

GUIDE METHODOLOGIQUE UFIP POUR LA RÉALISATION DES ÉTUDES DE DANGERS EN RAFFINERIES, STOCKAGES ET DÉPOTS DE PRODUITS LIQUIDES ET LIQUEFIÉS

VOLUME 1

REGLES ET CRITERES DE BASE



juillet 02

Ont participé à l'élaboration du présent volume les sociétés ou organismes suivants:

**BP FRANCE
ESSO
GESIP
SHELL
TOTALFINA ELF**

Une version informatisée du volume 2 peut être possible en interrogeant le site:

**TRANSOFT INTERNATIONAL
Téléphone: 33-(0)1- 42 43 16 66
Télécopie: 33-(0)1- 42 43 50 33
Internet: www.fluidyn.com**




TABLE DES MATIERES

VOLUME 1

REGLES ET CRITERES DE BASE

1.	INTRODUCTION A L'ETUDE DE DANGERS	7
2.	DEFINITION DES SCENARIOS D'ACCIDENTS.....	13
2.1.	SCENARIO DE REFERENCE N°1	13
	(CAPACITES SOUS PRESSION CONTENANT UN COMPOSANT TOXIQUE)	13
2.2.	SCENARIO DE REFERENCE N°2 (EQUIPEMENT VEHICULANT UN PRODUIT TOXIQUE)	14
2.3.	SCENARIO DE REFERENCE N°3 RELATIF AU RISQUE HYDROCARBURES DES ENCEINTES SOUS PRESSION	15
2.4.	SCENARIO DE REFERENCE N°4 (RISQUE HYDROCARBURES RELATIF AUX LIGNES, COMPRESSEURS, POMPES ET SOUPAPES)	16
2.5.	SCENARIO DE REFERENCE N°5 (FOURS).....	18
2.6.	SCENARIOS RELATIFS AUX STOCKAGES ATMOSPHERIQUES.....	19
2.7.	SCENARIO EFFET DOMINO (Scénario 9)	22
2.8.	SCENARIO BLEVE (Scénario 11)	23
2.9.	Logigrammes SCENARIOS.....	24
3.	CRITERES DE SELECTION DES SYSTEMES CRITIQUES	37
3.1.	DEFINITION DES CRITERES.....	37
3.2.	PROCEDURE POUR SELECTIONNER LES SYSTEMES CRITIQUES D'UNE ETUDE DE DANGER.....	39
4.	CHOIX DES SEUILS A CONSEQUENCE.....	41
4.1.	CONCEPT DE PROBIT	41
4.2.	USAGE DES PROBITS	43
4.3.	SEUILS DE TOXICITE	45
4.4.	SEUILS ET DOSES DE FLUX THERMIQUES	46
4.5.	SEUILS DE SURPRESSION POSITIVE.....	51
4.6.	DUREES D'EXPOSITION POUVANT ENTRAÎNER DES EFFETS CONSEQUENCES	53
5.	DISTANCES A RISQUES QUANTIFIEES	57
5.1.	DEFINITION.....	57
5.2.	DISTANCES DE SECURITE	57
5.3.	SYNTHESE	58
6.	CRITERES DE RISQUES ET APPROCHE PROBABILISTE.....	59
6.1.	ECHELLE DE RISQUE ET CRITERES.....	59
6.3.	EXEMPLE DE CRITERES D'ATTRIBUTION DU NIVEAU DE PROBABILITE NP	64
6.4.	SYNTHESE DE L'EXEMPLE DE METHODE.....	79

ANNEXES

ANNEXE A	84	
LOIS APPLICABLES POUR CALCULER LES DONNEES D'ENTREE FLUIDES	84	
DE LA METHODOLOGIE DETERMINISTE	84	
A.1	OBJET ET PRESENTATION.....	85
A.2.	DEFINITION DES GRANDEURS ET CARACTERISTIQUES.....	87
A.3.	REFERENCES DES DONNEES.....	88
A.4.	LOIS DE VARIATION DES PROPRIETES DES FLUIDES AVEC LA TEMPERATURE	89
A.5.	LOIS DE CALCUL DE PROPRIETES APPELEES PAR L'APPROCHE DETERMINISTE.....	90
A.6.	LOIS DE MELANGE.....	91
A.7.	LES PETROLES BRUTS	95
ANNEXE B	98	
FICHER FLUIDES.....	98	
ANNEXE C.....	134	
ETUDE ET PARTICULARISMES D'APPLICATION	134	
DES PARAMETRES PROBABILISTES	134	
C.1.	PARAMETRES PROBABILISTES INHERENTS AU SYSTEME	135
C.2.	PARAMETRES AFFERENTS A L'EXPLOITATION DU SYSTEME.....	153

C.3.	TUYAUTERIES DE NIVEAU DE RISQUE NG = 4 ET NG = 5	171
ANNEXE D		176
QUANTIFICATION PARAMETRIQUE DE L'INCIDENCE SUR LE RISQUE DES PROJETS		
D'AMELIORATION DES SYSTEMES IMPLIQUES DANS UNE ETUDE DE DANGER		176
D.1.	OBJET	177
D.2.	MOYENS POSSIBLES DE REDUCTION DU RISQUE	177
D.3.	PARAMETRES QUANTIFIANT UNE AMELIORATION	178
D.4.	CRITERE DU FACTEUR DE COMPARAISON	180
ANNEXE E		182
AUTRE EXEMPLE DE METHODE D'ATTRIBUTION DES NIVEAUX DE RISQUE PAR EXPLOITATION		
DES RESULTATS DETERMINISTES ET PROBABILISTES POUR L'APPLICATION DE CRITERES		
QUANTITATIFS ET/OU QUALITATIFS DEFINIS PAR L'UTILISATEUR		182
E.1.	OBJECTIF	183
E.2.	PRINCIPES DE BASE	184
E.3.	PROCEDURE DE DEFINITION D'UN NIVEAU DE GRAVITE NG	185
E.4.	INTERFACES CRITERES/RESULTATS	187
E.5.	INTERPRETATION DES RESULTATS DE L'ANALYSE	188
E.5.4.	CONDITION MONTANT DES DEGATS	193
E.6.	CARACTERISATION DES CLASSES DE PROBABILITE	199
E.7.	CARACTERISATION DES ZONES A RISQUE ET EXEMPLE	201

VOLUME 2

MODELES NORMALISES DE QUANTIFICATION

1.	CALCUL DU TERME SOURCE	206
1.0.	OBJECTIFS ET DEFINITIONS	206
1.1.	DEFINITION DE LA BRECHE OU SOURCE	211
1.2.	CALCUL DU DEBIT A LA BRECHE DANS LE CAS D'UNE SOURCE CONTINUE	214
1.3.	CIRCUITS IMPLIQUÉS ET TEMPS DE VIDANGE DES SYSTEMES CONCERNÉS	228
1.4.	DEBIT APRES LA BRECHE	243
1.5.	RELACHEMENT INSTANTANE	253
1.6.	CALCUL DES PERTES DE CHARGE	259
1.7.	MODULES	263
2.	DISPERSION ATMOSPHERIQUE	282
2.1.	GENERALITES CONCERNANT LES MODELES DE DISPERSION	282
2.2.	DISPERSION ATMOSPHERIQUE PAR MODELES GAUSSIENS	285
2.3.	DISPERSION DES GAZ DENSES - CRITERES DE CHOIX DES MODELES ET LOGICIELS	299
3.	TOXICITE AIGUE PAR INHALATION	312
3.1.	MODELE SIMPLIFIE	312
3.2.	EXEMPLES D'APPLICATION DE DISPERSION D'ACIDE FLUORHYDRIQUE	317
3.3.	EXEMPLES D'APPLICATION DE DISPERSION DE H2S	321
3.4.	TOXICITE PAR VAPEURS DE PTE OU DE PTM	323
4.	ONDE DE SURPRESSION D'UN U.V.C.E.	336
4.1.	PHENOMENES DE COMBUSTION	336
4.2.	UVCE PAR LE MODELE MULTI-ENERGIE	339
4.3.	PHENOMENE DE FLASH	350
4.4.	EXEMPLES D'APPLICATION	358
5.	ECLATEMENT DE CAPACITES ET DE RESERVOIRS ATMOSPHERIQUES	382
5.1.	SYSTEMES CONCERNÉS	382
5.2.	ENERGIE INTERNE	382
5.3.	EFFETS CONSEQUENCES	384
5.4.	QUANTIFICATION DE L'ONDE DE SURPRESSION POSITIVE POUR LES CAPACITES	
	SOUS PRESSION	385
5.5.	PHYSIQUE DE LA SEQUENCE D'ECLATEMENT DES RESERVOIRS ATMOSPHERIQUES A	
	TOIT FIXE	390

5.6.	MODELE DE QUANTIFICATION DE L'ONDE DE SURPRESSION POSITIVE POUR LES RESERVOIRS ATMOSPHERIQUES.....	391
5.7.	VITESSE D'EJECTION DES FRAGMENTS OU MISSILES EN CAS D'ECLATEMENT D'UN BAC OU D'UNE CAPACITE SOUS PRESSION	395
5.8.	CARACTERISTIQUES DES MISSILES.....	396
5.9.	CALCUL DE LA TRAJECTOIRE.....	399
6.	BLEVE.....	408
6.1.	DEFINITIONS ET THEORIE.....	408
6.2.	MODELISATION DES EFFETS D'UN BLEVE	410
6.3.	PARAMETRES CARACTERISTIQUES DE L'EFFET BLEVE	411
6.4.	ENERGIE DEVELOPPEE	414
6.5.	EFFET MISSILE	416
6.6.	EFFETS DE SURPRESSION.....	420
6.7.	PHASES DE DEVELOPPEMENT D'UNE BOULE DE FEU DE BLEVE	425
6.8.	CHARGES THERMIQUES RETENUES POUR L'EFFET BOULE DE FEU	429
6.9.	CALCUL DU FACTEUR DE VUE.....	431
6.10.	ATTENUATION DANS L'AIR.....	431
6.11.	PROCEDURE DE CALCUL DE LA DOSE RECUE	431
6.12.	SYNTHESE DES EQUATIONS ET CORRELATIONS A CALCULER POUR L'EFFET BOULE DE FEU EN CAS DE BLEVE.....	432
6.13.	EXEMPLES DE CALCULS.....	435
7.	BOIL-OVER ET EFFET BOULE DE FEU	438
7.1.	CONDITIONS NECESSAIRES POUR ENGENDRER UN BOILOVER.....	438
7.2.	FACTEUR DE PROPENSION AU BOILOVER.....	441
7.3.	PHENOMENES A QUANTIFIER DANS UN BOILOVER.....	444
7.4.	CALCUL DES CARACTERISTIQUES PROPRES A UN BOILOVER.....	445
7.5.	EFFET BOULE DE FEU.....	448
7.6.	CALCUL DES CARACTERISTIQUES DE LA BOULE DE FEU	449
7.7.	FLUX THERMIQUES RETENUES POUR L'EFFET BOULE DE FEU	451
7.8.	CALCUL DES EFFETS CONSEQUENCES DE LA BOULE DE FEU.....	451
7.9.	EXEMPLE D'APPLICATION	454
8.	FEUX ALIMENTÉS	456
8.1.	MODELE FEU ALIMENTE EN PHASE GAZEUSE API RP 521	456
8.2.	FEU DE GAZ ALIMENTE MODELE TRONCONIQUE MONOSOURCE	457
8.3.	MODELE FEU ALIMENTE EN PHASE LIQUIDE	464
8.4.	FEU ALIMENTE DIPHASIQUE	472
9.	FEUX DE SURFACE LIQUIDE	486
9.1.	DONNEES D'ENTREE	487
9.2.	GEOMETRIE DES FOYERS	489
9.3.	ANGLE D'INCLINAISON DE LA FLAMME	491
9.4.	RADIANCE DES FOYERS	493
9.5.	FACTEUR DE VUE.....	498
9.6.	ATTENUATION DANS L'AIR.....	499
9.7.	FLUX RECU ET PROCEDURE DE CALCUL	500
10.	SYSTEME SOUS VIDE	502
10.1.	L'EQUIPEMENT EST UNE CAPACITE.....	502
10.2.	L'EQUIPEMENT EST UNE LIGNE EN PHASE LIQUIDE	503
11.	MISSILE EN ROTATION	508
11.1.	MASSES EN ROTATION	508
11.2.	PROCESSUS DE DETERMINATION DU COEFFICIENT DE TRAINEE.....	509
11.3.	VITESSE INITIALE DU FRAGMENT	509
11.4.	CALCUL DE LA TRAJECTOIRE.....	510
11.5.	EXEMPLE 1	514
11.6.	EXEMPLE 2	516
12.	EFFET DOMINO	520
12.1.	OBJECTIF :	520
12.2.	PRINCIPES DE SELECTION :	520
12.3.	QUELLES SONT LES DONNEES DONT NOUS DEVONS DISPOSER :	520

12.4.	ETAPES DE SELECTION	521
12.5.	FONCTION DE SELECTION	523
12.6.	SCENARIOS EFFET DOMINO	524

1. INTRODUCTION A L'ETUDE DE DANGERS

L'application de la Directive Européenne du 24 Juin 1982, dite « **SEVESO** », a contraint les pétroliers français à réaliser des études de dangers dès 1986, tant pour les installations nouvelles que pour celles existantes.

Une méthode tant déterministe que stochastique a été développée et mise au point par un groupe de travail réuni sous l'égide de l'UCSIP (union des Chambres Syndicales de l'Industrie Pétrolière) devenue depuis l'U.F.I.P. (Union Française des Industries Pétrolières).

Une première version de cette méthode est parue en 1986 et a été qualifiée par une double expertise : celle du consultant britannique CREMER & WARNER et celle du CERCHAR (Centre d'Etudes et de Recherches du Charbonnage de France) devenu depuis l'INERIS (Institut National de l'Environnement Industriel et des Risques).

La prise en compte des recommandations des deux équipes de tiers experts a donné lieu à l'édition de la méthode UFIP de 1989 appelée depuis **GUIDE BLEU**.

Cette version 2 permet une approche univoque de la quantification du risque notamment par :

- la normalisation des données d'entrée;
- la normalisation des scénarios d'accident;
- une définition précise des seuils retenus pour estimer les effets conséquences;
- des modèles déterministes uniques et simplifiés de façon majorante pour les phénomènes physiques de dispersion, d'explosion, de feux, de Bleve;
- des critères univoques d'acceptabilité du risque.

Depuis **1989**, la compréhension des études de dangers a évolué suivant trois axes.

- 1) La définition par l'Administration de nouveaux scénarios à quantifier : Boilover, effet de vague.
- 2) Le changement d'appréciation des pétroliers qui désirent des résultats plus réalistes et moins majorants.
- 3) L'évolution des modèles existants et la création de modèles nouveaux de quantification déterministe des scénarios d'accident.

C'est pourquoi après la publication de la révision de la directive SEVESO, le décembre 1996, l'UFIP a décidé de réaliser un nouveau guide méthodologique des études de dangers ayant trois objectifs principaux :

- 1) se conformer à la directive SEVESO II;
- 2) quantifier tous les scénarios d'accidents entérinés par la profession et l'Administration au moyen de modèles déterministes validés de dernière génération;
- 3) permettre l'exploitation des résultats à des fins internes à l'établissement relatives à la sécurité des hommes, la fiabilité et la disponibilité des unités, la réalisation des plans d'opération interne, l'inspection des systèmes critiques et au management de la sécurité (loss control).

Le nouveau guide méthodologique est constitué de 4 volumes :

■ Le volume 1 regroupe 5 thèmes principaux et 4 annexes :

- ① La définition des scénarios d'accident au nombre de 10 et le déroulement des phénomènes physiques accidentels constituant ces scénarios par séquences propres au type d'équipement critique impliqué.

Les équipements critiques sont regroupés en 13 familles :

- réservoirs atmosphériques
- réservoirs sous pression
- capacités sous pression
- fours
- chaudières
- pompes
- compresseurs
- tuyauteries

- piquages
- joints
- bras de chargement
- soupapes
- masses en rotation

- ② La sélection des équipements critiques pour lesquels une quantification du risque sera réalisée. Cette sélection est basée sur des critères d'énergie, de conditions opératoires, de construction et de toxicité.
- ③ La définition des seuils limites correspondant aux divers effets conséquences calculés :
 - surpressions positives incidentes
 - flux thermiques reçus
 - doses thermiques
 - concentrations et doses toxiques
 - utilisation des équations probit.
- ④ La définition des distances à risque calculées (approche déterministe)
Ce sont les cercles de dommage correspondant :
 - au risque léthal direct
 - au risque léthal indirect
 - aux blessures
 - aux effets réversibles
 - aux distances d'évacuation ou de confinement des populations (cercles PPI)
 - aux dégâts majeurs et aux destructions
 - aux dégâts réparables.
- ⑤ La définition des critères de risque acceptable basée sur une double approche déterministe et stochastique permettant à chaque scénario quantifié de lui attribuer un niveau de gravité et un niveau de probabilité.

Les cinq annexes sont des outils permettant d'appliquer les méthodes déterministes et stochastiques spécifiées par le guide UFIP.

- règles et lois permettant de calculer les caractéristiques physiques et thermodynamiques de mélanges de composants hydrocarbonés, chimiques ou autres.
- fichiers fluides mentionnant les valeurs des constants, paramètres et caractéristiques physico-chimiques et thermodynamiques pour les hydrocarbures purs, les coupes pétrolières, les produits intermédiaires par unité de production, et les produits chimiques et gaz.
- guide pour l'emploi des 12 paramètres probabilistes permettant d'établir le niveau de probabilité de l'accident étudié.

■ Le volume 2 est consacré aux modèles de quantification déterministe.

Les modèles proposés pour chaque type d'événement physique accidentel sont uniques et adaptés dans leur développement aux hydrocarbures, et aux établissements les traitant et les stockant.

Ces modèles sont de dernière génération, utilisés validés et préconisés par des professionnels du pétrole et des experts de réputation mondiale dans le domaine.

Citons entre autres :

- l'approche multi-énergie pour l'UVCE, pour l'éclatement de réservoir atmosphérique,
- le modèle sous vide permettant de quantifier les accidents survenant sur des unités sous vide,
- le modèle "boil-over",
- le modèle "BLEVE missile",
- le modèle "BLEVE boule de feu",
- le modèle "feu alimenté gazeux tronconique",
- le modèle "feu de nappe" (bac, cuvette, nappe en extension) calculant l'émittance.

Le **volume 2** accompagne chaque modèle de quantification de phénomène physique accidentel, par des exemples numériques appliqués à des unités de raffinerie ou à des stockages.

Les figures illustrant les pages 4 et 5 résument la chronologie du développement de la méthode UFIP d'une part, et les étapes successives constituant une étude de dangers.

■ **Le volume 3 est aussi consacré aux modèles de quantification déterministe.**

Il regroupe les développements les plus récents en attente d'avis d'expert, par exemple sur les feux de cuvettes et sur les URV. Il présente aussi des exemples qui peuvent être utiles à l'analyse de risque interne des exploitants.

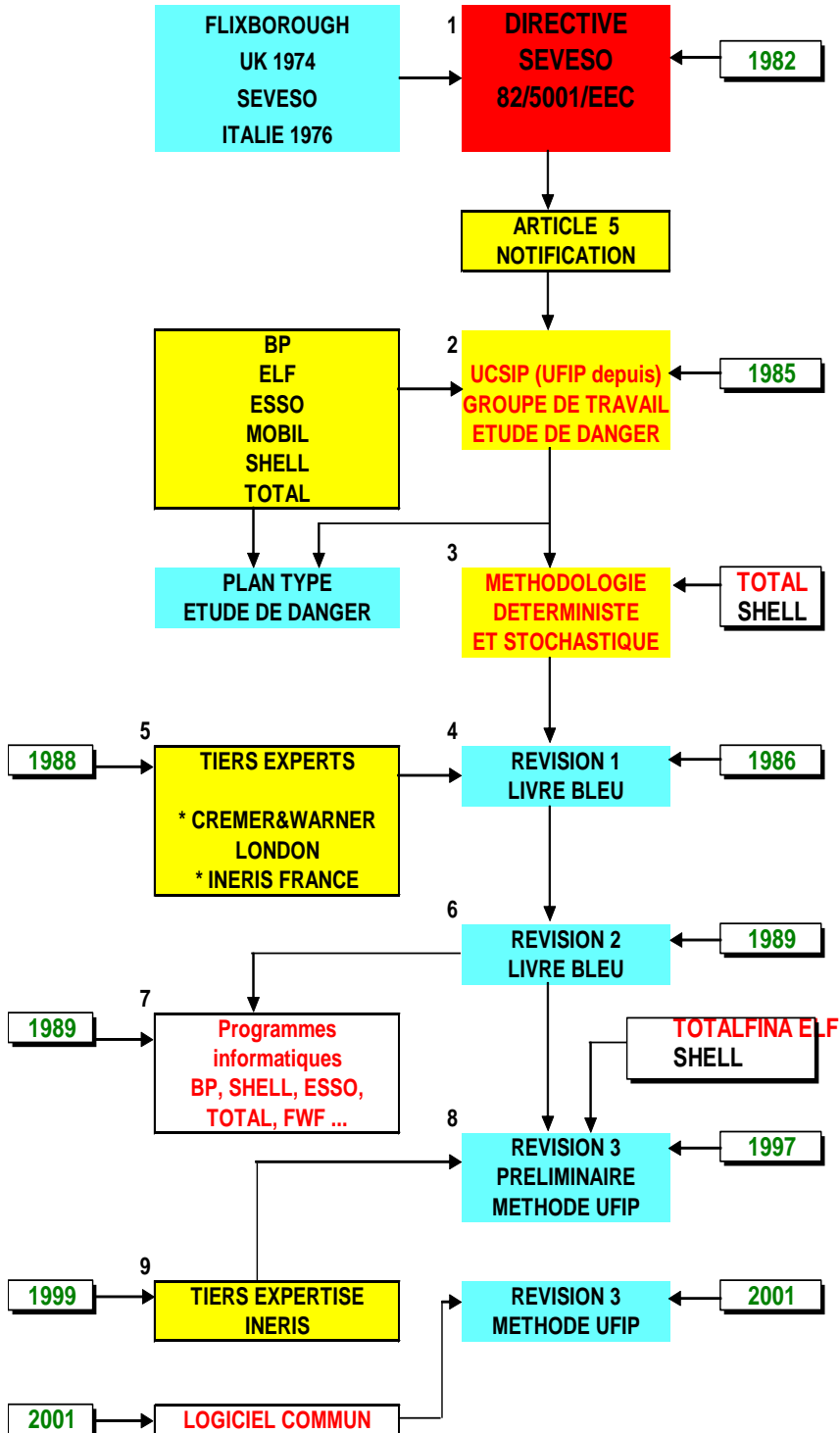
■ **Un quatrième volume appelé "Guide orange" est publié sous le timbre du GESIP avec la référence "rapport 2000-04" et s'intitule**

"Recommandations pour l'utilisation du Guide méthodologique UFIP pour la réalisation des études de dangers en raffineries, dépôts de produits liquides et liquéfiés."

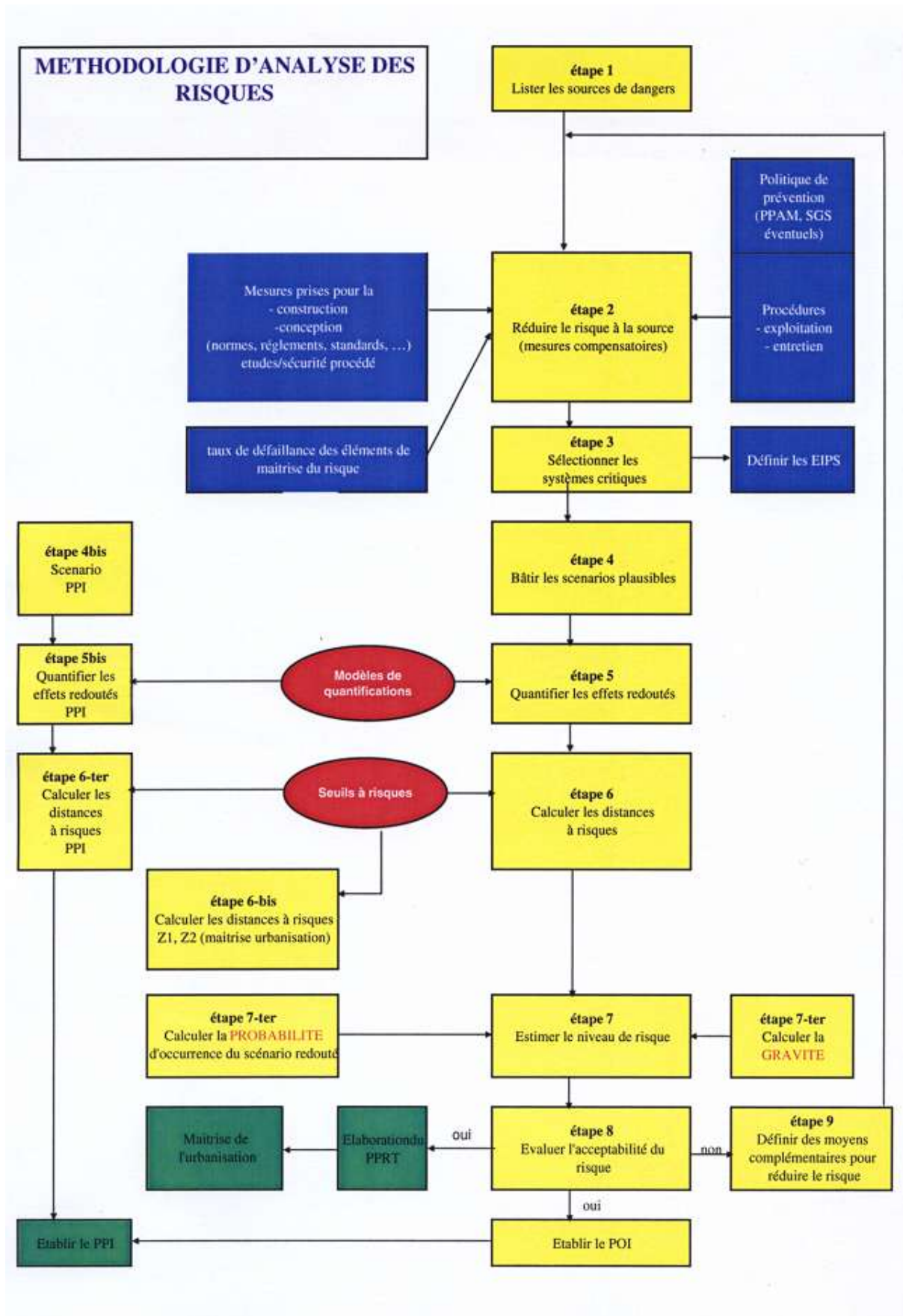
Ce rapport a pour objet :

- De présenter dans leur ordre logique les différentes étapes à suivre dans l'utilisation de la méthodologie UFIP,
- De guider l'exploitant dans le choix, en fonction de la nature des équipements concernés, des scénarios à prendre en compte selon leur finalité (POI, maîtrise de l'urbanisation, PPI).
- De préciser les seuils limites, correspondant aux divers effets redoutés sur les populations,
- De proposer un plan-type commenté du dossier devant être présenté à l'administration,

CHRONOLOGIE DU DEVELOPPEMENT DE LA METHODE UFIP



LOGIGRAMME POUR UNE ETUDE DE DANGERS



2. DEFINITION DES SCENARIOS D'ACCIDENTS

11 scénarios de référence sont retenus pour réaliser les études de dangers. Les scénarios 10 (boil-over) et 11 (BLEVE) peuvent être exigés par l'administration dans le cadre de l'élaboration d'un PPI.

2.1. SCENARIO DE REFERENCE N°1 (CAPACITES SOUS PRESSION CONTENANT UN COMPOSANT TOXIQUE)

■ TYPE D'ACCIDENT

On considère la perte totale et instantanée du confinement d'une enceinte sous pression contenant un composant toxique tel l'H₂S, HF, CO ou benzène, dont le relâchement sous conditions atmosphériques engendre des masses en phase gazeuse ou vapeur.

Tombent sous cette appellation les réacteurs, les tours, ballons et échangeurs contenant un composant toxique.

■ DESCRIPTION DES PHENOMENES QUANTIFIES DANS LE SCENARIO N° 1

① Perte de confinement

La perte de confinement de la capacité peut être assimilée à deux conséquences :

- Eclatement de la capacité : le phénomène entraîne, une onde de choc et production simultanée de missiles.
- Ouverture majeure de la capacité sans production de fragments ou missiles

② Dispersion et dérive du nuage gazeux toxique développé

L'approche méthodologique utilisée comprend cinq étapes :

- Usage d'un "équivalent chlore" permettant le calcul des distances de dispersion correspondant à une concentration SEI (Seuil des Effets Irréversibles) du chlore, et adaptation ensuite de ces résultats à la substance toxique considérée ;
- Utilisation d'un modèle de dispersion intégral s'appliquant aux nuages gazeux denses ;
- Relâchement instantané pour lequel le nuage gazeux est supposé de forme cylindrique plate et homogène ;
- Prise en compte de deux phases distinctes dans la dispersion du nuage : une phase dense et une phase passive. Cette dernière phase est caractérisée par la turbulence atmosphérique et est donc similaire à un modèle gaussien de dispersion.
- Prise en compte du temps de passage du nuage au-dessus d'une cible potentielle comme temps d'exposition, et correction de la concentration critique par rapport aux 30 minutes du paramètre de seuil de toxicité critique quantifié.

Appliquant cette approche, on calcule la distance maximale à la source pour laquelle le relâchement instantané d'une masse équivalente de chlore y produirait une concentration moyenne, pendant un temps pris égal au temps de passage du nuage formé, correspondant à la dose critique d'une exposition de 30 minutes à la concentration équivalente de chlore.

③ Absence d'ignition

Dans le cas d'étude de la toxicité, on pose l'hypothèse majorante, d'absence d'ignition du nuage toxique, qui est également inflammable dans le cas de l'H₂S, du CO ou du benzène par exemple.

2.2. SCENARIO DE REFERENCE N°2 (EQUIPEMENT VEHICULANT UN PRODUIT TOXIQUE)

■ **TYPE D'ACCIDENT**

On considère la rupture ou brèche d'une canalisation, d'un piquage, d'un compresseur, ou d'une pompe centrifuge véhiculant un fluide contenant un composant toxique, dont le relâchement sous conditions atmosphériques engendre un débit de produits toxiques en phase gazeuse ou vapeur.

Le scénario implique les lignes les plus pénalisantes vis-à-vis du débit massique toxique relâché en phase vapeur.

■ **DESCRIPTION DES PHENOMENES QUANTIFIES DANS LE SCENARIO DE REFERENCE N°2**

① Définition de la brèche

- Pour les lignes de diamètre inférieur ou égal à 2", on recommande la quantification d'une rupture guillotine.
- Pour les lignes de diamètre supérieur à 2", on recommande une brèche longitudinale égale à 50% de la section de la tuyauterie.
- Pour les pompes centrifuges, on considère la défaillance de la garniture mécanique simple ;

Pour les pompes centrifuges on considère en outre la rupture guillotine des piquages situés au refoulement si ces derniers ne sont pas renforcés ou munis de goussets.

- Pour les compresseurs alternatifs on considère la rupture guillotine des piquages situés au refoulement si ces derniers ne sont pas renforcés ou munis de goussets.

② Débit à la brèche

La démarche de calcul s'effectue en deux étapes pour tous les systèmes sélectionnés critiques :

- calcul du débit maximum à la brèche sous conditions atmosphériques,
- calcul du temps de vidange du système sous ce débit maximum.

③ Débit après la brèche en composant toxique en phase gazeuse ou vapeur

Cette étape est relative aux changements d'état sous conditions atmosphériques de la phase liquide afférente au débit à la brèche.

Elle implique les phénomènes de vaporisation instantanée, de formation d'aérosol et d'évaporation en fonction du temps.

④ Dispersion et dérive du nuage gazeux ou vapeur toxique développé.

L'approche méthodologique utilisée s'articule sur quatre étapes :

- usage d'un "équivalent chlore"
- utilisation d'un modèle de dispersion intégral s'appliquant aux nuages gazeux plus lourds que l'air.
- Prise en compte de deux phases distinctes dans la dispersion du nuage :
 - une phase dense
 - une phase passive caractérisée par la turbulence atmosphérique et similaire à un modèle gaussien de dispersion
- Prise en compte d'un temps d'exposition égal à la durée de la fuite.

⑤ Absence d'ignition

Dans le cas d'étude de la toxicité, on pose l'hypothèse majorante, d'absence d'ignition du nuage toxique, qui dans le cas de l'H₂S ou du CO, est également inflammable.

2.3. SCENARIO DE REFERENCE N°3 RELATIF AU RISQUE HYDROCARBURES DES ENCEINTES SOUS PRESSION

■ TYPE D'ACCIDENT

On considère la perte totale et instantanée du confinement d'une enceinte sous pression ou capacité contenant un fluide inflammable.

On désigne sous les vocables "enceinte sous pression" et "capacité", les réacteurs, les colonnes, les ballons et éventuellement certains échangeurs, contenant de l'hydrogène et/ou des hydrocarbures. Ce vocable ne concerne pas les stockages de GPL sous pression.

■ DESCRIPTION SEQUENTIELLE DES DIVERS PHENOMENES ET EFFETS INHERENTS AU SCENARIO DE REFERENCE N° 3

La perte de confinement est assimilée à l'éclatement de l'équipement.

Deux séquences aux causes totalement distinctes sont successivement quantifiées :

- **Eclatement à pression de service** : il s'agit de la perte de confinement de la capacité par rupture fragile ; ce phénomène entraîne une onde de choc, production simultanée de missiles ou fragments et relâchement instantané à l'atmosphère du contenu de la capacité.
- **Eclatement par surpression** : il s'agit de la perte de confinement de la capacité par explosion pneumatique et rupture ductile ; ce phénomène entraîne une onde de choc, production de missiles et relâchement instantané à l'atmosphère du contenu de la capacité. Dans ce cas du point de vue énergétique, l'effet prépondérant est l'effet missiles.

Pour chacune des deux séquences ainsi définies les phénomènes et effets ci-après sont analysés.

① Emission de missiles

L'énergie absorbée par la destruction de la paroi de la capacité impliquée représente une part infime (environ 1 %) de l'énergie interne initiale.

Une fois la paroi détruite, les fragments sont expulsés dans l'environnement absorbant 60 % de l'énergie résiduelle pour une rupture ductile par surpression, et 20 % de l'énergie résiduelle pour une rupture fragile à pression de service.

La masse élémentaire de missile est prise égale à 34 kg, statistiquement la plus probable, mais on a la possibilité de quantifier des missiles dont la masse peut atteindre plusieurs tonnes.

② Onde de choc d'éclatement

Le solde d'énergie est dissipé en propagation de l'onde de pression dans l'environnement.

Nous sommes en présence d'un volume de fluide égal au volume de la capacité et à une pression élevée (pression de service ou pression statique de rupture de la capacité), qui se détend brusquement dans un environnement infini non perturbé avec phénomène de flash partiel ou total.

③ Dispersion de la phase vapeur relâchée dans ses limites d'explosivité

L'éclatement de la capacité est accompagné du relâchement instantané à l'atmosphère de son contenu.

La phase vapeur va être entraînée par le vent et subir un phénomène de dérive et de dispersion.

On calcule la distance maximale à la source pour laquelle le nuage présente en son seul centre une concentration en volume correspondant à sa limite inférieure d'explosivité (hypothèse majorante et limite).

④ Ignition du nuage gazeux

La source d'ignition considérée est une flamme permanente identifiée comme le four le plus proche de l'équipement accidenté. L'ignition du nuage est réalisée au moment où la masse de gaz inflammable est maximale, soit dans le cas présent d'un relâchement instantané, après 60 secondes.

⑤ Explosion non confinée type UVCE

Après ignition du nuage gazeux, un phénomène de combustion lente (flash ou déflagration lente) ou rapide (type déflagration rapide ou détonation) est quantifié, générant une seconde onde de choc de surpression, et un effet flux thermique par boule de feu ou le cas échéant flash.

2.4. SCENARIO DE REFERENCE N°4 (RISQUE HYDROCARBURES RELATIF AUX LIGNES, COMPRESSEURS, POMPES ET SOUPAPES)

■ TYPE D'ACCIDENT

On considère la perte de confinement de l'équipement impliqué.

Le débit à la brèche engendré, va générer suivant la phase fluide contenu par le système concerné,

- soit un nuage de gaz (cas des compresseurs et de leurs lignes de refoulement)
- soit un nuage de vapeurs (cas lignes de tête des colonnes et soupapes)
- soit une nappe de liquide en extension, et le cas échéant un nuage de vapeurs inflammables (cas des pompes et de leur ligne de refoulement)
- soit un relâchement diphasique vapeur + liquide (cas des lignes de charge et effluent réacteur).

Cette masse gazeuse ou vapeur peut s'enflammer si :

- elle est encore dans ses limites d'inflammabilité,
- elle rencontre une source d'ignition.

Dans ce cas un phénomène de combustion lente ou rapide type déflagration se développe, connu sous le nom d'**UVCE** (*Unconfined Vapour Cloud Explosion*).

Ce scénario implique les canalisations les plus pénalisantes vis-à-vis du débit massique ou de la masse totale en phase vapeur engendrée après la brèche.

■ DESCRIPTION SEQUENTIELLE DES DIVERS PHENOMENES ET EFFETS INHERENTS AU SCENARIO N° 4

① Définition de la brèche

- **Pour les lignes de diamètre supérieur à 2"**, on considère une brèche longitudinale égale à 50 % de la section de la tuyauterie.
- **Pour les lignes de diamètre inférieure ou égal à 2"**, on considère une rupture guillotine.

→ **Pour les pompes centrifuges on quantifie :**

- la défaillance de la garniture mécanique simple
- la rupture guillotine des piquages situés au refoulement, si ceux-ci ne sont pas renforcés ou munis de goussets.

→ **Pour les compresseurs alternatifs** on considère la rupture des piquages situés au refoulement si ces derniers ne sont pas renforcés ou munis de goussets.

→ **Pour les soupapes**, il s'agit de l'orifice d'échappement.

② Débit à la brèche

La démarche de calcul s'effectue en deux étapes :

- calcul du débit maximum à la brèche sous conditions atmosphériques,
- calcul du temps de vidange du système sous ce débit maximum.

③ Débit après la brèche

Cette étape est relative aux changements d'état sous conditions atmosphériques de la phase liquide afférente au débit à la brèche.

Elle implique les phénomènes de vaporisation instantanée, de formation d'aérosol et d'évaporation en fonction du temps.

④ Epanchage de la phase liquide

Ce phénomène concerne les lignes véhiculant un liquide et les pompes.

⑤ Dispersion de la phase vapeur dans ses limites d'explosivité

La phase vapeur relâchée va être entraînée par le vent et subir un phénomène de dérive et de dispersion.

On calcule la distance maximale à la source pour laquelle le nuage présente une concentration en volume correspondant à sa limite inférieure d'inflammabilité, en appliquant un modèle de dispersion du type intégral.

⑥ Ignition de la phase vapeur ou gazeuse

Par mesure conservatrice l'ignition est supposée s'effectuer après un temps pris égal au minimum de :

- temps d'interruption effectif du débit à la brèche par automatismes ou application de procédures, après le début de la perte de confinement,
- temps de vidange du système,
- temps d'inflammation justifié par l'industriel,

⑦ Explosion non confinée type UVCE

Après ignition du nuage vapeur un phénomène de combustion lente (*flash*) ou rapide (*type déflagration ou détonation*) est quantifié, générant le cas échéant des effets d'onde de choc de surpression, et de flux thermique par boule de feu ou flash.

⑧ Feu de nappe

La phase liquide afférente au débit après la brèche va induire une nappe liquide en extension.

Après inflammation de la phase vapeur, l'allumage de la nappe liquide est initié, occasionnant un feu de nappe liquide le cas échéant.

2.5. SCENARIO DE REFERENCE N°5 (FOURS)

■ TYPE D'ACCIDENT

La corrosion ou la surchauffe des tubes de chauffe de la charge dans la zone des brûleurs peut conduire à l'ouverture des dits tubes.

■ DESCRIPTION SEQUENTIELLE DES DIVERS PHENOMENES ET EFFETS INHERENTS AU SCENARIO N° 5.

① Définition de la brèche

- **Pour les lignes de diamètre supérieur à 2"**, on considère une brèche longitudinale égale à 50 % de la section de la tuyauterie.
 - **Pour les lignes de diamètre inférieure ou égal à 2"**, on considère une rupture guillotine.

② Feu alimenté

L'inflammation a lieu instantanément sur les flammes des brûleurs.

③ Epanchage d'une nappe enflammée en extension

Une partie du débit en phase liquide après la brèche va alimenter une nappe en extension.

Cette nappe est allumée en surface dès sa formation, et donne naissance à un feu de nappe liquide.

2.6. SCENARIOS RELATIFS AUX STOCKAGES ATMOSPHERIQUES

4 scénarios d'accident peuvent être quantifiés :

1) EXPLOSION DE LA PHASE GAZEUSE D'UN BAC (scénario 6)

Ce scénario considère que le réservoir est partiellement vide. L'inflammation de la phase gazeuse, dans ses limites d'inflammabilité, conduit à une surpression positive entraînant :

- Si l'on a à faire à un réservoir à toit fixe frangible, il est considéré qu'en cas d'explosion :
 - le toit s'ouvre avec possibilité d'effet missile de faible énergie,
 - la jonction robe/fond reste intègre,
 - la robe se déforme en partie haute mais reste intègre.
- Si l'on a à faire à un réservoir vertical à toit fixe non frangible, il est considéré qu'en cas d'explosion :
 - l'effet prépondérant reste l'expulsion du toit avec effet missile.
 - en cas de corrosion de la jonction robe/fond, il est possible que la jonction robe/toit conserve son intégrité et que le point de rupture se situe, alors à la jonction robe / fond qui peut se déchirer et générer une brèche.

2) FEUX DE BAC OU DE CUVETTE (scénario 7)

- Feu de bac

On considère le feu de la surface totale du bac :

- le toit est détruit (bacs à toit fixe)
- le toit est coulé (bacs à toit flottant).

• Feu de cuvette

On considère la perte de confinement d'un réservoir suite à une brèche sur le plus gros piquage en pied de bac, à un débordement ou à une déchirure robe/fond.... Le débit à la brèche engendré, va générer une nappe de liquide en extension, et le cas échéant un nuage de vapeurs inflammables.

Cette masse gazeuse ou vapeur peut s'enflammer si :

- elle est encore dans ses limites d'inflammabilité,
- elle rencontre une source d'ignition.

En présence d'obstacles, un phénomène de combustion rapide, connu sous le nom UVCE (*Unconfined Vapour Cloud Explosion*) peut se développer provoquant l'incendie de la cuvette de rétention et entraînant éventuellement une onde de choc (Voir scénario n°4). Autrement on obtient un "flash" sans effet de souffle engendrant l'incendie de la cuvette de rétention.

- Description séquentielle des divers phénomènes et effets inhérents au scénario

❶ Définition de la brèche

Pour les réservoirs de stockage on recommande une brèche longitudinale sur le plus gros piquage en pied de bac, brèche égale à 50% de la section du piquage.

On considère également le relâchement par débordement du réservoir ou par déchirure partielle de la liaison robe/fond.

❷ Débit à la brèche

La démarche de calcul s'effectue en deux étapes :

- calcul du débit maximum à la brèche sous conditions atmosphériques,
- calcul du temps nécessaire à la formation d'une nappe recouvrant la totalité de la cuvette considérée.

③ Débit après la brèche

Cette étape est relative au changement d'état sous conditions atmosphériques de la phase liquide afférente au débit à la brèche.

Elle implique les phénomènes d'évaporation en fonction du temps.

④ Epanchage de la phase liquide

Cet épanchage est limité à la surface du compartimentage contenant le bac impliqué, puis le cas échéant à la surface totale de la cuvette de rétention.

⑤ Dispersion de la phase vapeur dans ses limites d'explosivité.

La phase vapeur relâchée par évaporation va être entraînée par le vent et subir un phénomène de dérive et de dispersion.

On calcule la distance maximale à la source pour laquelle le nuage présente une concentration en volume correspondant à sa limite inférieure d'explosivité.

⑥ Ignition de la phase vapeur ou gazeuse

Par mesure conservatrice l'ignition est supposée s'effectuer après un temps pris égal au minimum de :

- temps d'interruption effectif du débit à la brèche par automatisme ou application de procédures, après le début de la perte de confinement,
- 600 secondes.
- temps d'inflammation justifié par l'industriel.

⑦ Explosion non confinée type UVCE

Condition impérative : présence d'obstacles ou semi-confinement.

Après ignition de la nappe vapeur un phénomène de combustion rapide type déflagration, se développe, générant des effets d'onde de choc de surpression.

En l'absence d'obstacle, il se produit un phénomène de flash, sans effet de surpression, occasionnant un flux thermique.

⑧ Feu de nappe

La phase liquide afférente au débit après la brèche va induire une nappe liquide en extension limitée au compartimentage du réservoir impliqué d'abord, puis le cas échéant à la surface de la cuvette de rétention.

Après inflammation de la phase vapeur, l'allumage de la nappe liquide est initié, occasionnant un feu de nappe liquide le cas échéant.

3) EFFET DE VAGUE (scénario 8)

Le scénario de vague met en jeu un flux de produit liquide qui cherche à s'épandre au fur et à mesure de son déferlement.

Dans le cas d'une cuvette de rétention, le flux de produit provient de l'ouverture de 50 % de la section du plus gros piquage.

Cette vague se caractérise par trois propriétés :

1. une sur-hauteur de produit en mouvement, par rapport à un plan d'origine,
2. une énergie potentielle qui engendrera des forces lors d'un impact sur des obstacles,
3. une quantité de mouvement qui initiera un effet de surf au-delà des merlons.

① Ouverture du plus gros piquage

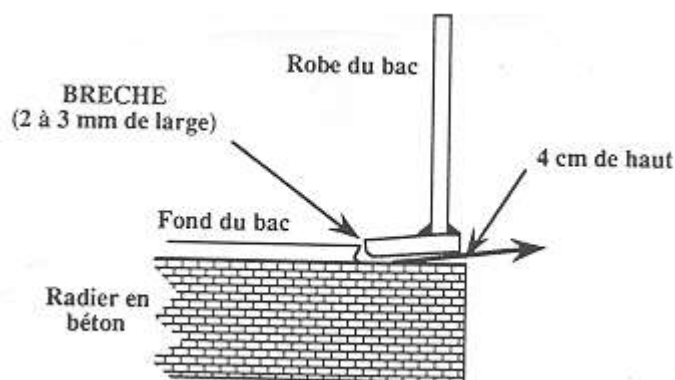
Le plus gros piquage est en général située dans la partie inférieure du réservoir. Une ouverture de 50% du plus gros piquage constitue le scénario raisonnable envisageable pouvant engendrer un effet de vague. En effet, le diamètre du plus gros piquage est en général de l'ordre de 450 à 500 mm, ce qui constitue la plus petite dimension de brèche envisagée ici.

Cet accident peut entraîner la vidange complète du réservoir avec un effet de jet directif d'influence maximale pour le bac plein.

② 2 Découpe limitée d'une soudure suite à la corrosion

Les fonds de réservoir comportent en quasi permanence de l'eau qui peut engendrer une corrosion de la soudure au droit de l'assemblage robe/fond. Cette corrosion peut engendrer soit une fuite à évolution progressive, soit une déchirure partielle en cas de surpression accidentelle.

Dans ce dernier cas, il peut apparaître une « vaguelette » directive et le réservoir se vidangera intégralement.



Rupture par corrosion du fond de bac

Par ailleurs, des études ont montré sur ce type de scénario que pour une brèche de 6,5 m de long en fond de bac (longueur des brèches observées sur des accidents similaires), le débit volumique de la fuite n'est suffisant pour engendrer un débordement hors du merlon qu'à partir d'une ouverture de lèvres de 0,3 m de large. Ce débordement est toutefois peu important, et les vitesses au niveau du merlon restent faibles. De plus, une telle taille de brèche est entre 5 et 10 fois supérieure à celles observées sur des accidents similaires.

4) **BOIL-OVER (scénario 10)**

C'est un phénomène, impliquant exclusivement le feu d'un réservoir atmosphérique de longue durée, lié au type de produit et à la présence d'eau.

Les effets quantifiés sont :

- calcul de l'onde de chaleur
- boule de feu
- débordement à l'extérieur de la cuvette.

2.7. SCENARIO EFFET DOMINO (Scénario 9)

Chaque scénario de référence engendre un effet domino sur un autre système critique si les deux conditions ci-après sont vérifiées :

- ❶ Il n'y a effet domino que si des effets conséquences engendrant une destruction sont induits.
- ❷ Il n'y a effet domino que si un équipement critique se trouve inscrit dans le cercle de destruction totale afférent au scénario considéré.

L'effet domino s'appliquera à l'équipement critique inscrit dans le cercle de destruction, pour lequel les conséquences quantifiées sont les plus contraignantes.

Les seuils de destruction appliqués sont les suivants :

onde de choc : 30 000 Pa en surpression positive incidente.

flux thermique : dans la flamme (très majorant)

effet missile : on recherche le système critique qui sera perforé par l'énergie du missile.

Quelques règles préconisées :

- ❶ Les seuils de destruction par onde de choc et par effet missile sont considérés par priorité.
- ❷ Lorsqu'il y a perte d'intégrité d'un second équipement critique par effet domino onde de choc, on considère que le relâchement inflammable s'allume quasi instantanément, soit après 30 secondes, entraînant un UVCE et/ou boule de feu le cas échéant.
- ❸ En cas d'éclatement d'une capacité, le fragment de masse statistiquement la plus probable pèse 34 kg.

Ce fragment peut perforer :

- une autre capacité ; dans ce cas on quantifie une brèche de 177 cm²
 - avec un relâchement inflammable s'allumant après 10 secondes.
 - avec un relâchement toxique de H₂S perdurant le temps de vidange de la capacité perforée.
 - une ligne ; dans ce cas on se ramène aux scénarios de référence ou, avec dans le cas du risque hydrocarbures, inflammation de la fuite dans les 10 secondes.
- ❹ En cas de perte de confinement d'un équipement critique par effet thermique, on considère une ignition instantanée de la fuite à la brèche pour le risque hydrocarbures.

2.8 SCENARIO BLEVE (Scénario 11)

① Rappel des conditions nécessaires à la survenance d'un BLEVE

Le terme **BLEVE** est l'acronyme de l'anglais *Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion*. La définition d'un BLEVE est la vaporisation instantanée et totale d'un liquide surchauffé sous pression lorsque la capacité le contenant est brutalement dépressurisée à la pression atmosphérique.

Le phénomène de vaporisation instantanée est assimilable à une violente explosion provenant de la brutale détente de la masse liquide passant à l'état vapeur, et multipliant son volume par 1700 fois pour de l'eau pressurisée, et par 280 pour du propane ou du propylène liquéfié sous pression.

Une onde de choc est générée et la capacité se fragmente en missiles. Les mécanismes impliqués sont strictement physiques ; l'activité chimique telle la combustion n'est pas obligatoire. Néanmoins, si le produit contenu est inflammable, il peut s'enflammer et exploser ou brûler en boule de feu après la vaporisation et la formation d'un mélange inflammable avec l'air si une source d'ignition est présente.

Trois conditions sont nécessaires pour qu'il y ait BLEVE :

- ① surchauffe du liquide en cause ;
- ② baisse rapide de pression dans le réservoir ;
- ③ nucléation spontanée.

② Evaluation des effets conséquences

Trois effets peuvent être quantifiés :

- ① l'effet missile,
- ② l'onde de choc de détente adiabatique due à la vaporisation du fluide,
- ③ la boule de feu consécutive au relâchement de masses vapeurs trop riches pour déflagrer.

① Effet missile

Lorsque les trois conditions nécessaires à la production du BLEVE sont réunies, l'évaporation instantanée y consécutive multiplie le volume du produit par 1700 s'il s'agit d'eau, par 280 s'il s'agit de propylène.

Le réservoir est fractionné et les fragments peuvent être projetés à des distances de plusieurs centaines de mètres.

② Onde de choc

L'onde de choc est le fait d'une détente adiabatique provoquée par la vaporisation instantanée du fluide après dépressurisation à la pression atmosphérique.

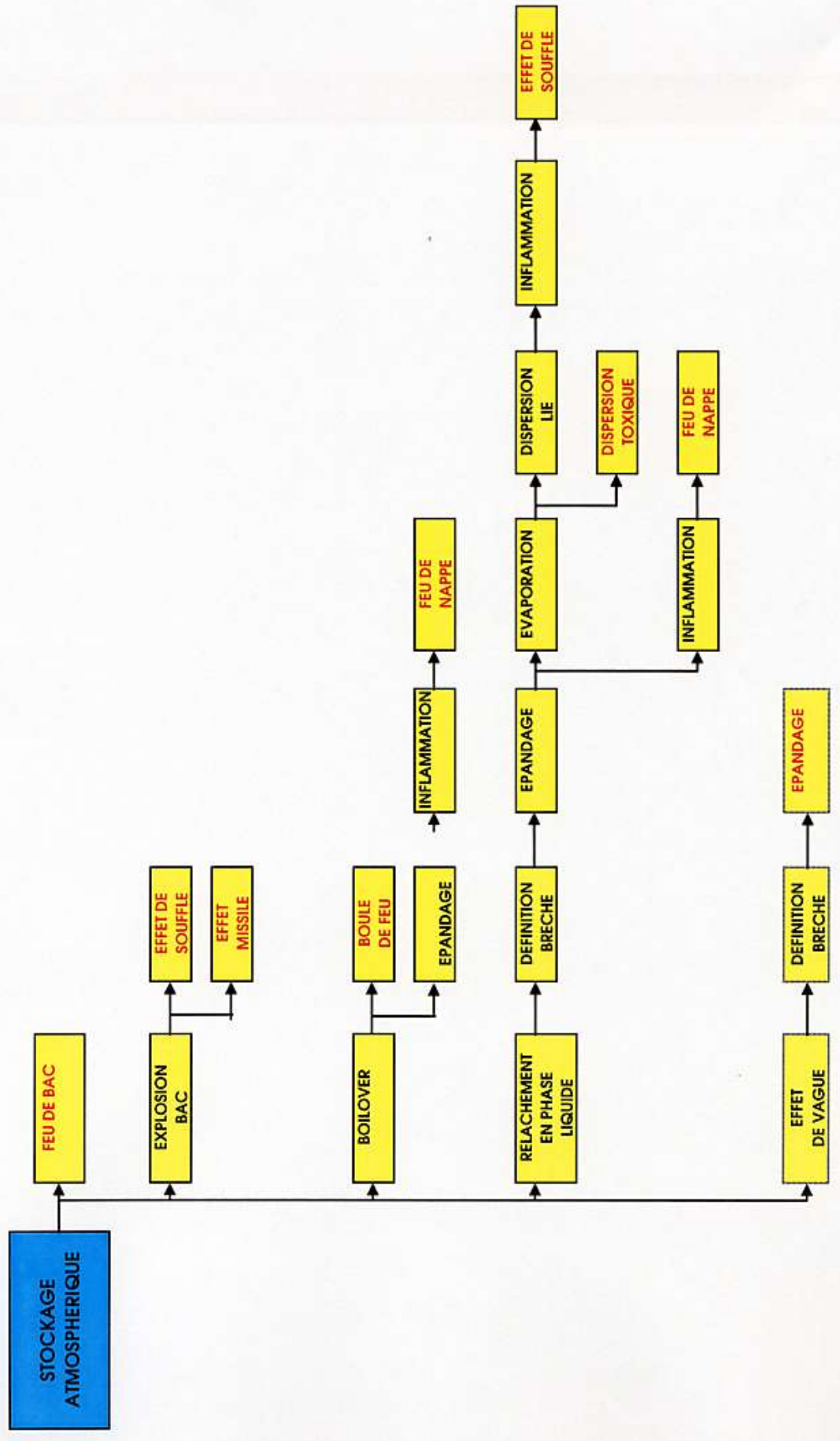
③ Boule de feu

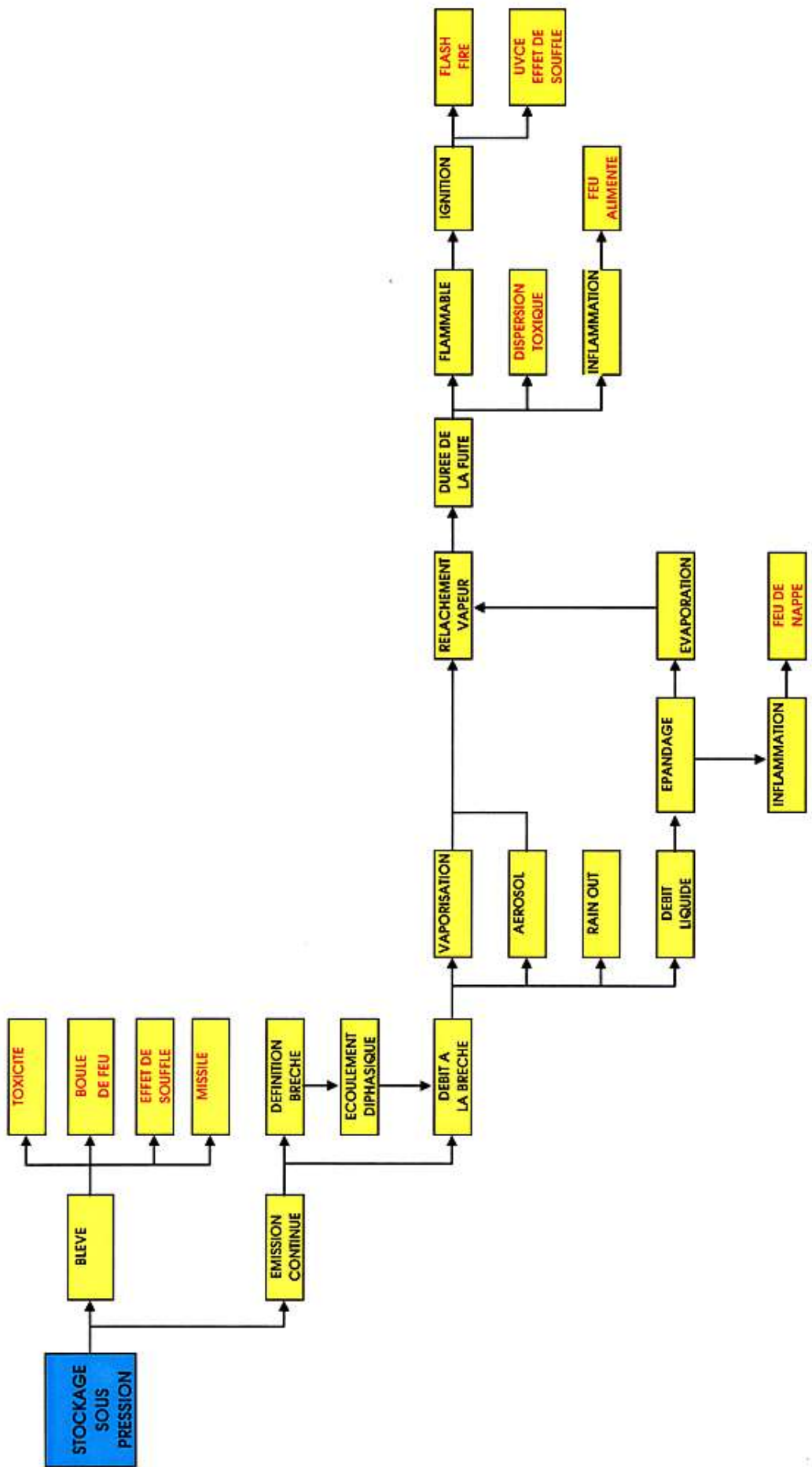
La masse de vapeur relâchée M forme un nuage dont la concentration excède la limite supérieure d'inflammabilité. Il s'agit d'une masse de vapeur trop riche qui ne peut donner lieu qu'à un phénomène de combustion laminaire appelé "boule de feu". L'émission PHIO de la boule de feu est prise égale à 250kW/m² ou calculée.

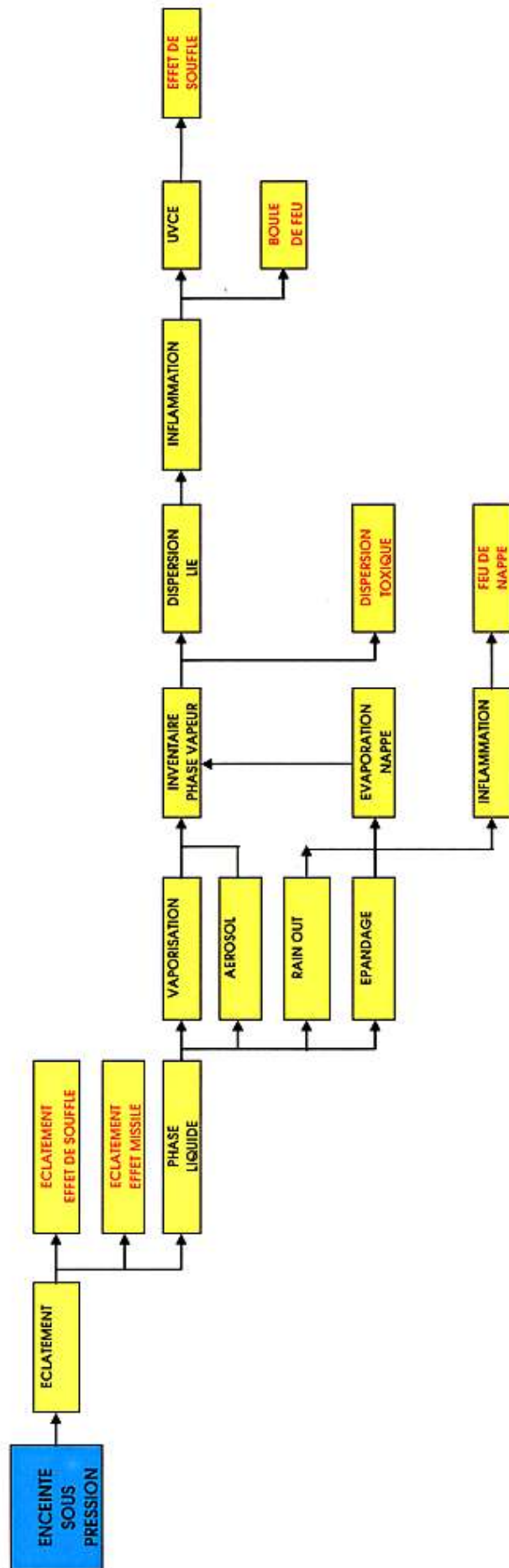
2.9. Logigrammes SCENARIOS

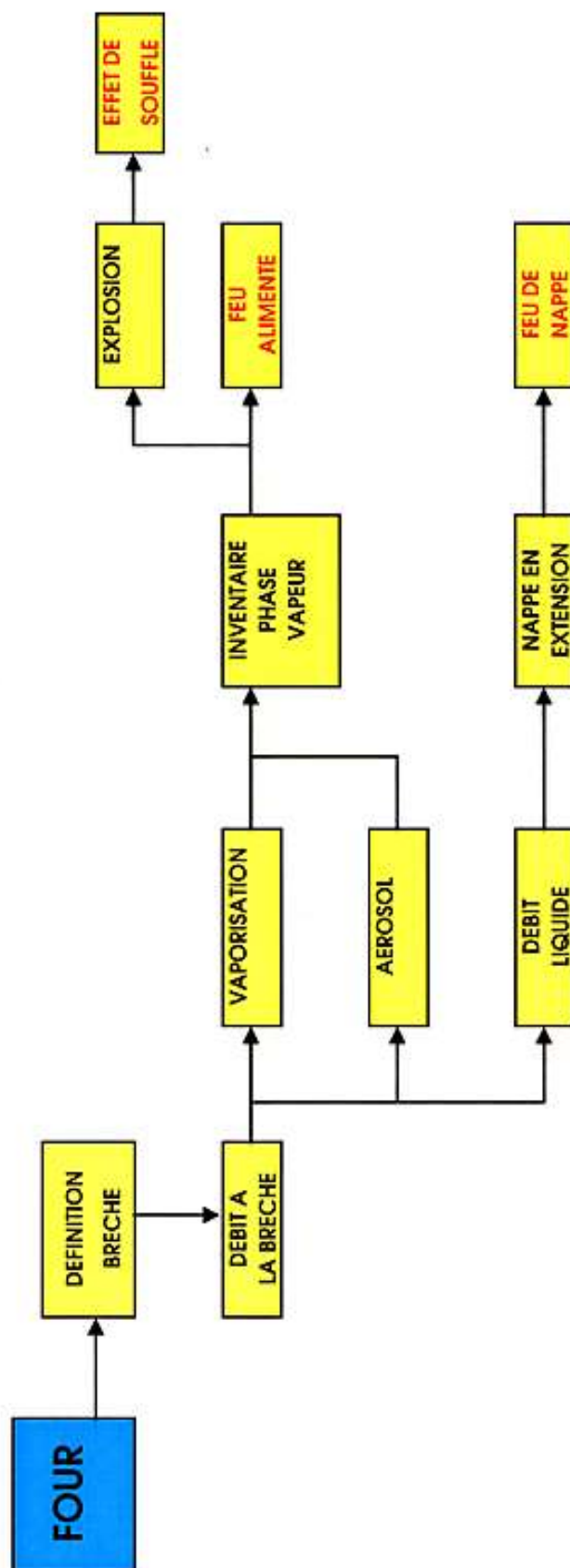
Les 11 logigrammes ci-après décrivent l'ensemble de tous les scénarios potentiels pouvant survenir par type d'équipement :

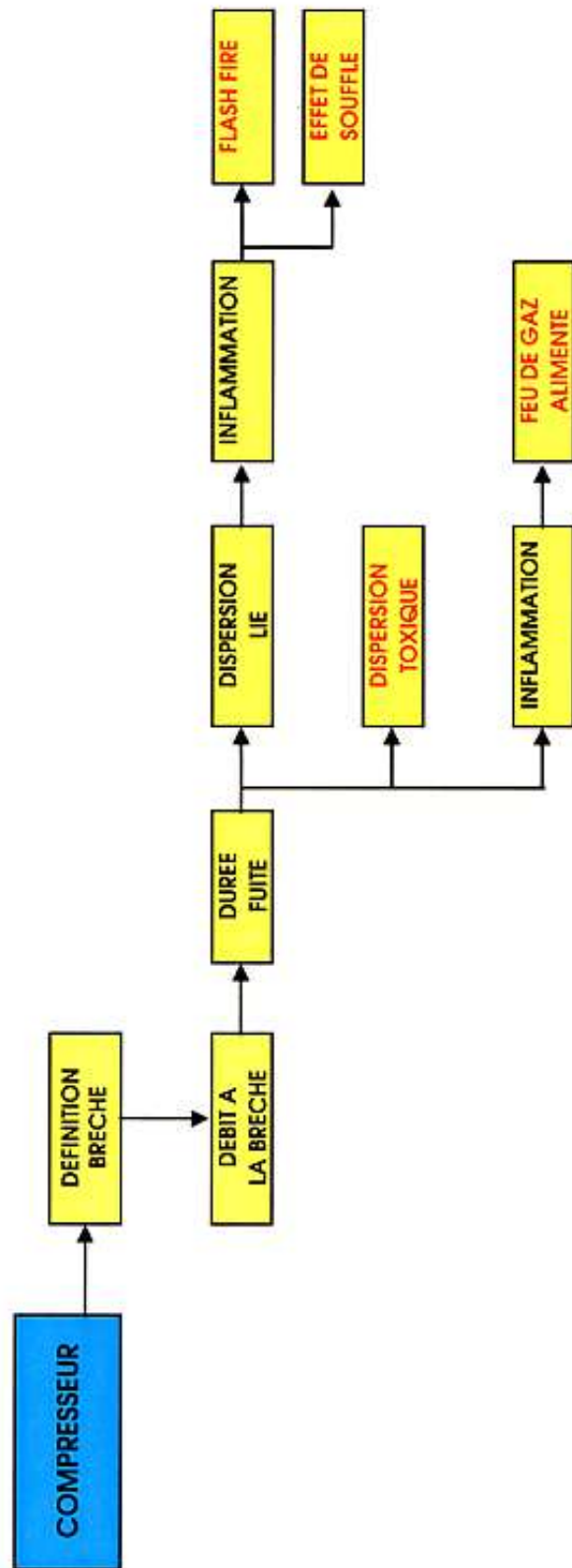
- stockage atmosphérique
- stockage sous pression
- enceinte sous pression/capacité
- four
- chaudière
- compresseur
- pompe
- lignes
- piquage
- joint
- composant en rotation

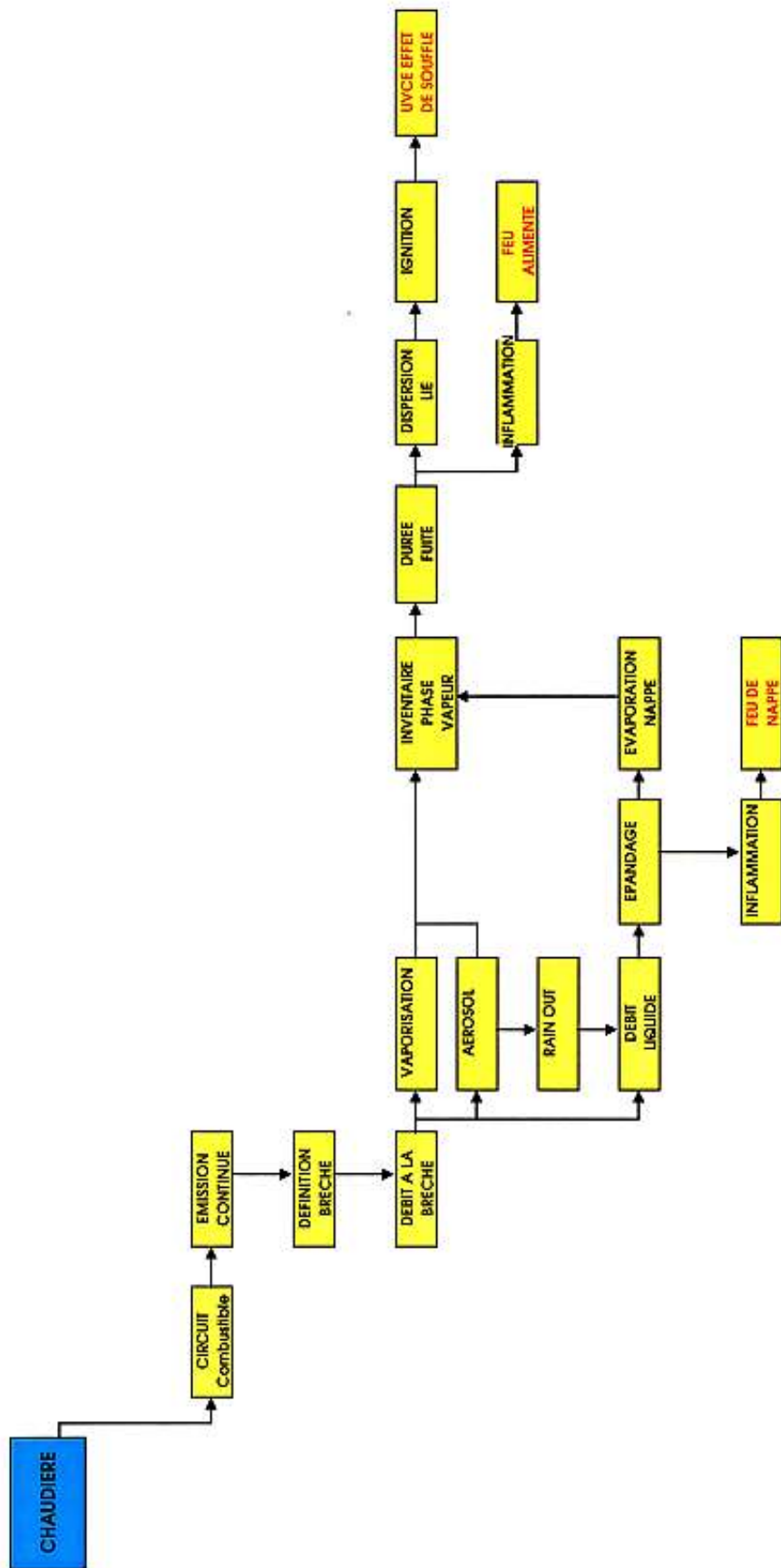


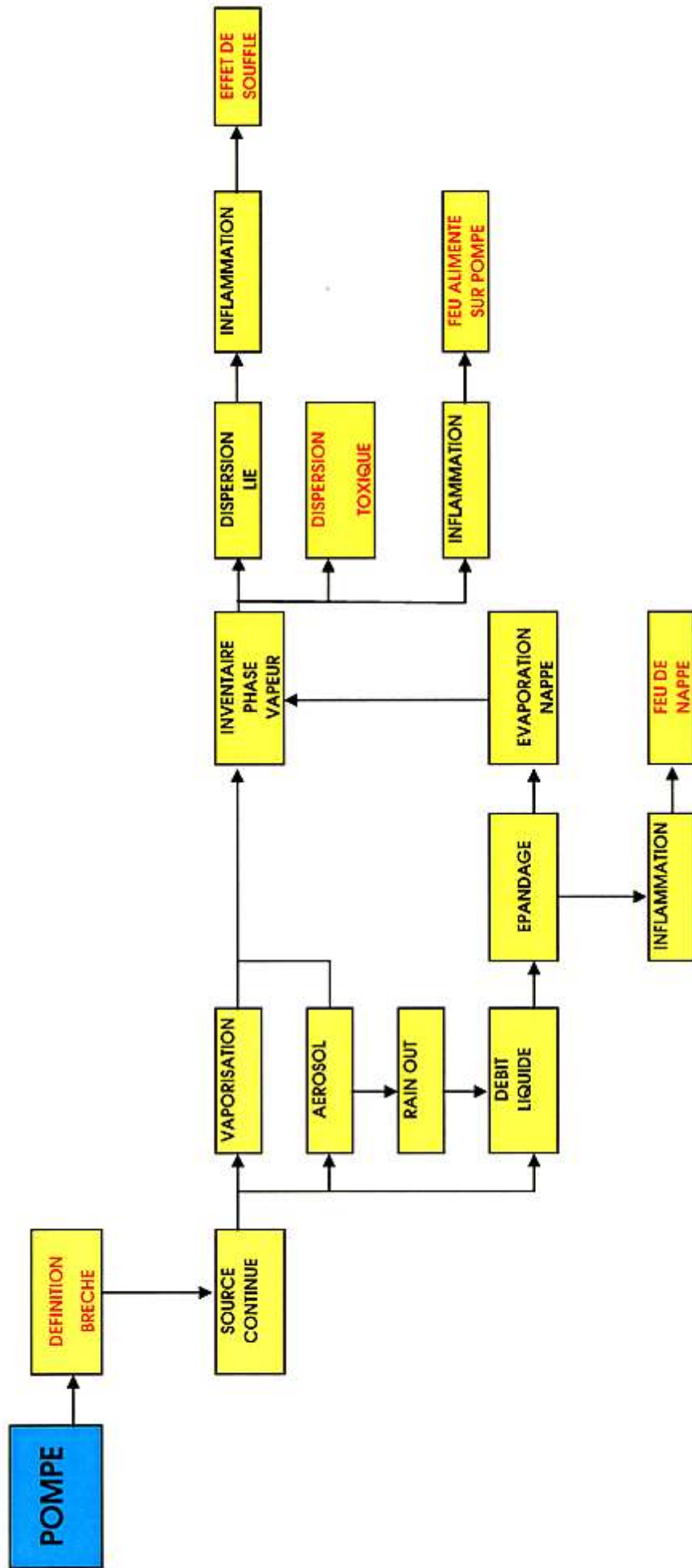


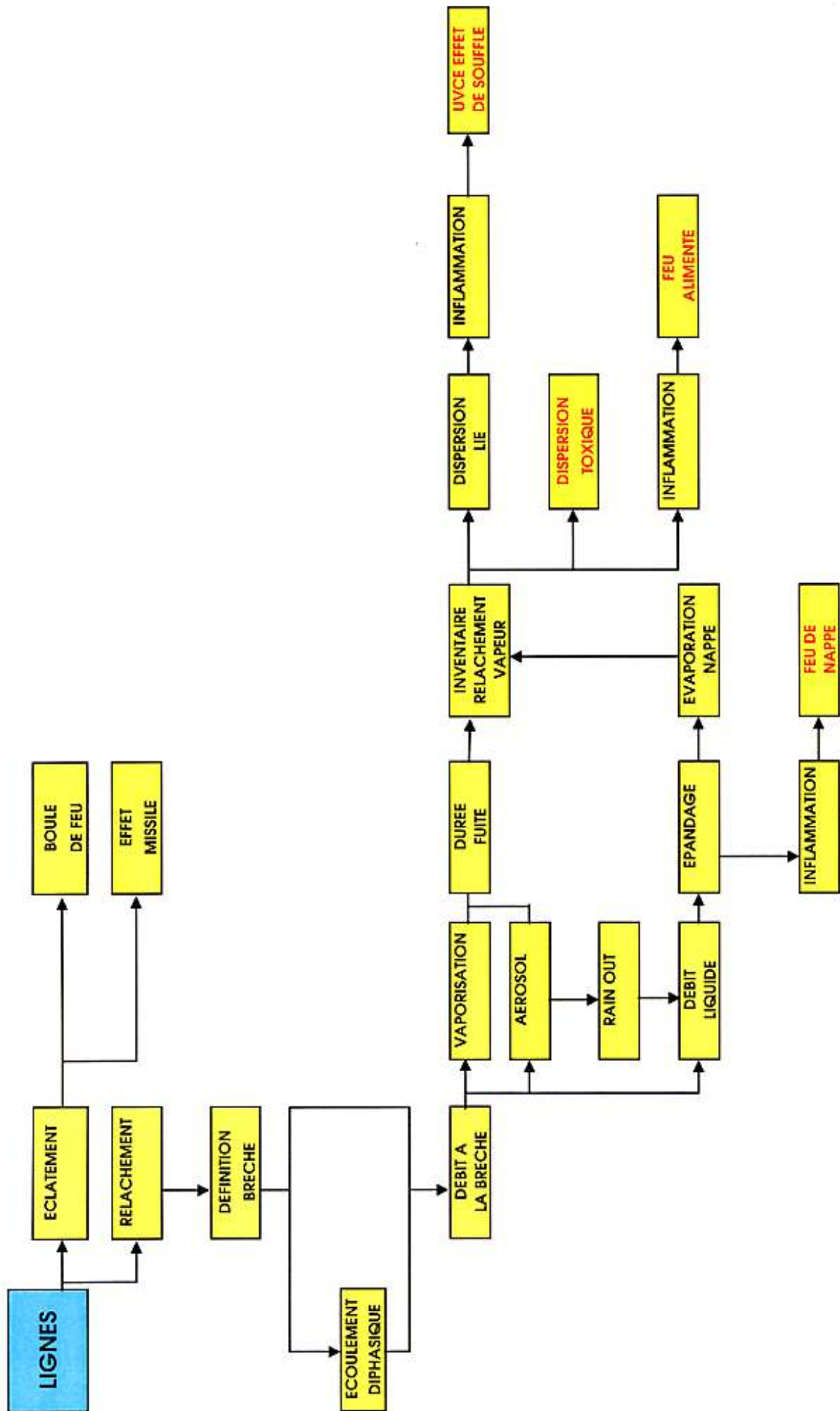


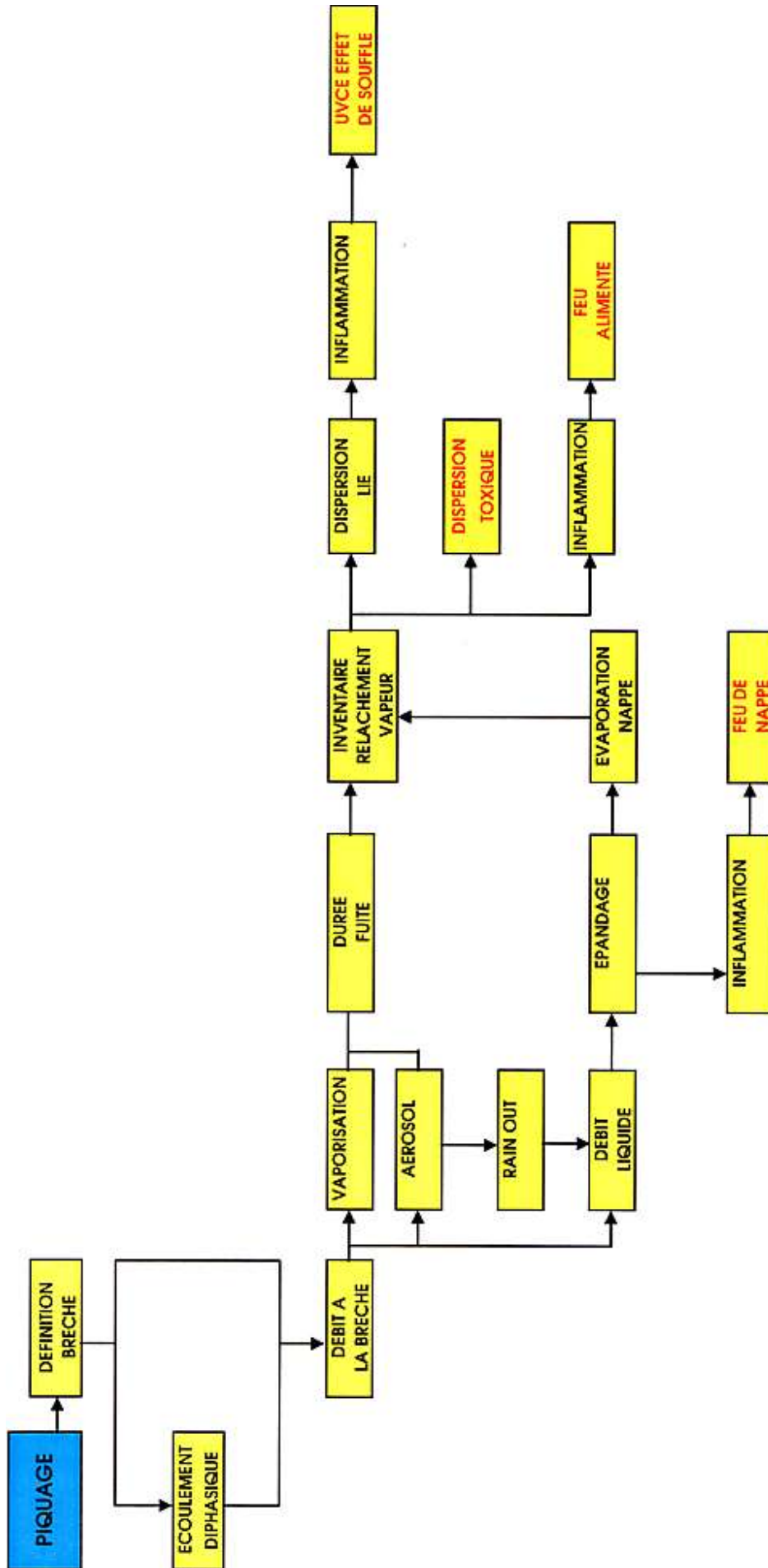


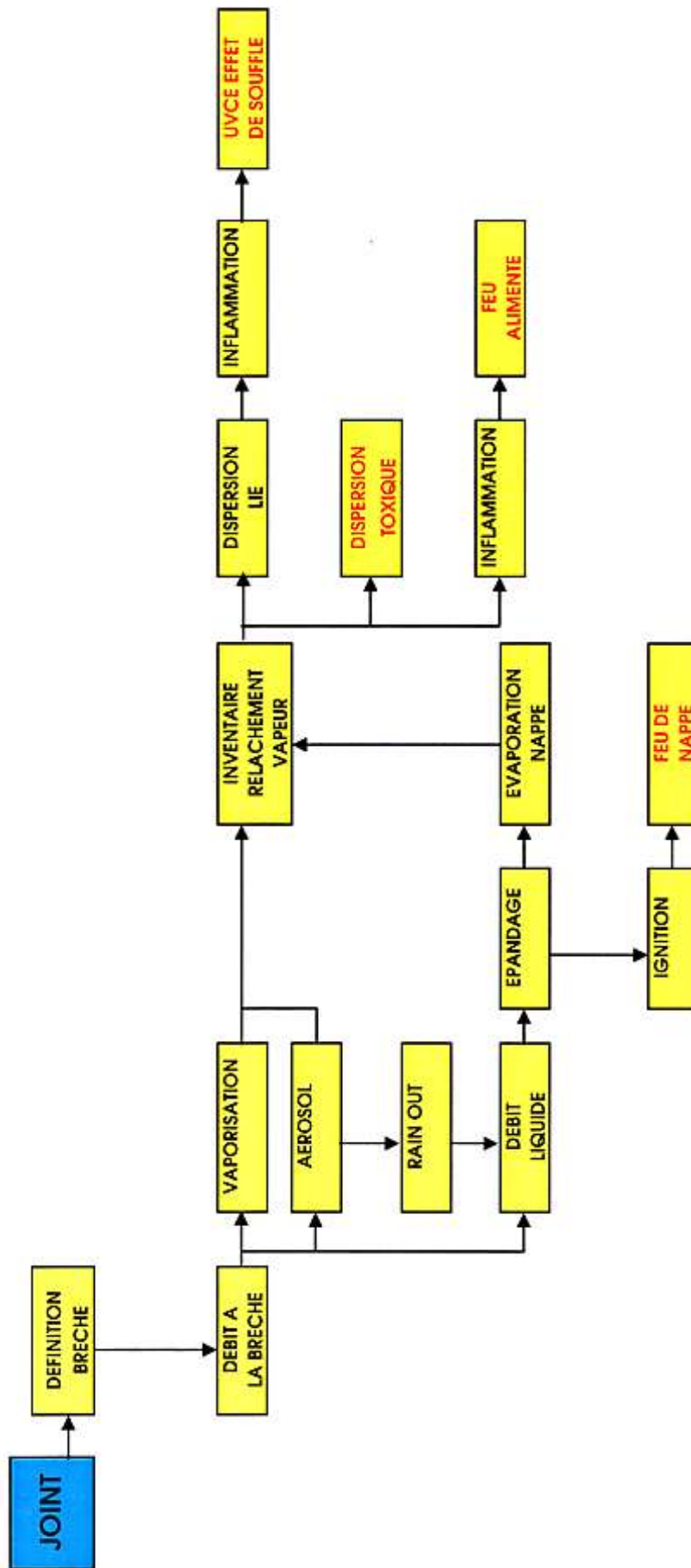


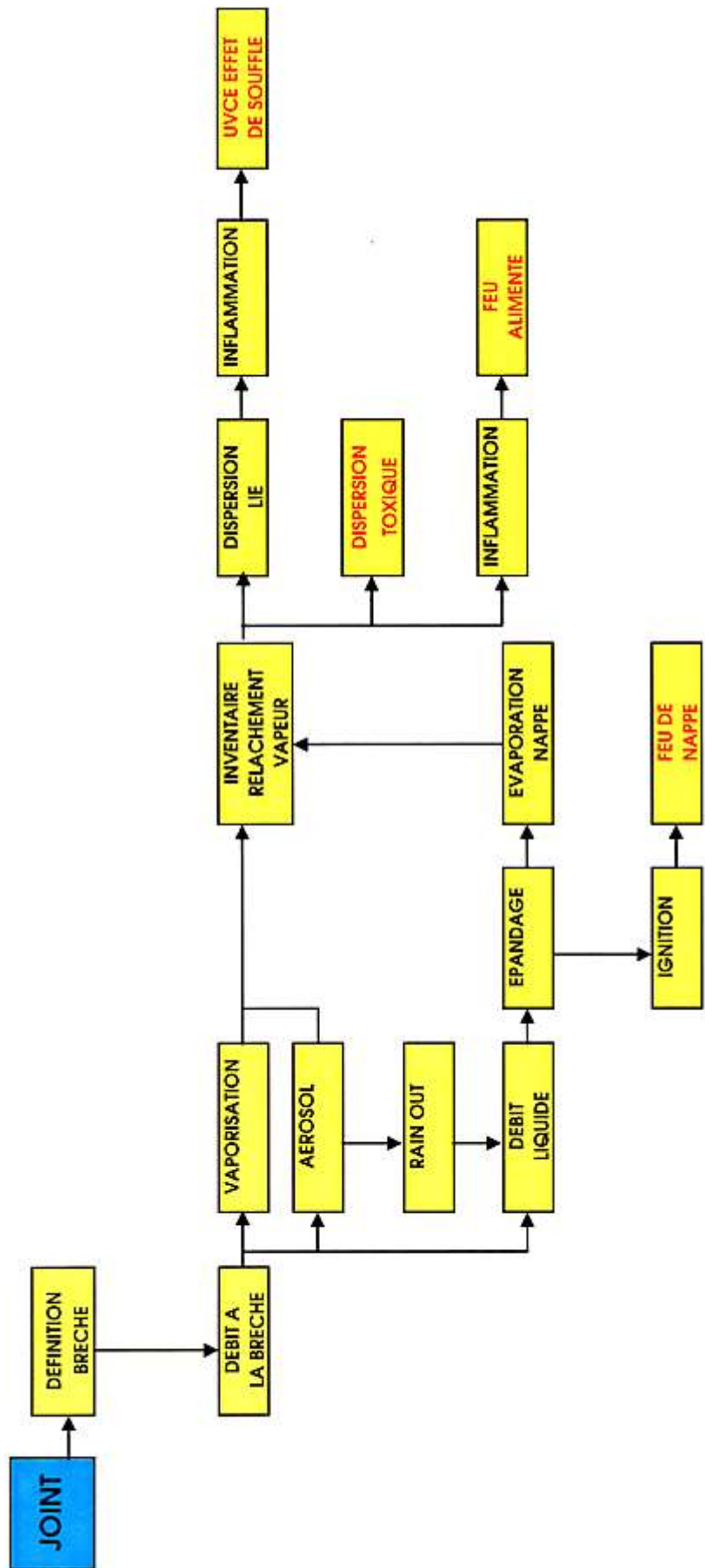














3. CRITERES DE SELECTION DES SYSTEMES CRITIQUES

3.1. DEFINITION DES CRITERES

Cinq familles de critères peuvent être utilisées pour sélectionner les équipements critiques dans les études de dangers.

❶ Critère de toxicité

Tout équipement contenant un composant toxique est considéré comme critique.

❷ Critères d'équipement

- Pour les capacités sous pression (réacteurs, colonnes, ballons), on considère l'énergie du contenant définie comme l'énergie résiduelle après rupture de l'enceinte, c'est-à-dire l'énergie pouvant participer à la production de missiles et d'onde de surpression positive d'éclatement.

Cette énergie résiduelle s'exprime par :

$$\text{ENER1} = E_i - E_i' - \text{EDP} - \text{EFr} \quad (\text{J})$$

avec,

E_i l'énergie interne du système

E_i' l'énergie interne du système perdue dans la détente adiabatique

EDP l'énergie de déformation plastique de l'enceinte

EFr l'énergie de fracture de l'enceinte

Critère : choix des ENER1 maxima.

- Pour les lignes indépendamment de tout autre critère, priorité est donnée :
 - . aux canalisations de 6" et plus,
 - . aux lignes de tête des colonnes et ballons,
 - . aux lignes d'effluent réacteurs,
 - . aux lignes de charge des réacteur, colonnes et fours,
 - . aux lignes de fond des colonnes et ballons,
 - . aux lignes de refoulement des compresseurs,
 - . aux lignes de refoulement des pompes.
- Pour les pompes, sont sélectionnées les pompes centrifuges,
 - équipées de garnitures mécaniques du type simple
 - munies de piquages auxiliaires sous pression de refoulement sans renforts ou goussets.
- Pour les compresseurs, on retient ceux dont les piquages au refoulement sont dépourvus de renfort ou gousset.
- Les soupapes crachant à l'atmosphère et les fours sont systématiquement retenues.

③ Critère d'énergie

- Pour les capacités sous pression on considère l'énergie du contenu de la capacité, définie comme l'énergie de combustion de la masse relâchée en phase gazeuse ou vapeur, c'est-à-dire l'énergie pouvant participer à une explosion non confinée du type UVCE.

$$\text{ENER2} = \text{MFLUG} \times \text{QFLU} \text{ (J)}$$

avec,

MFLUG, la masse en phase gazeuse ou vapeur relâchée instantanément et se trouvant dans ses limites d'inflammabilité, en kg.

QFLU, la chaleur de combustion du mélange en phase vapeur ou gazeuse, en J/kg.

Critère : pour les équipements présélectionnés par le critère ENER1, choix du (ENER1 + ENER2) maximum.

- Pour les systèmes véhiculant un fluide inflammable (pompes, lignes, soupapes...) l'énergie du système est définie comme étant l'énergie de combustion totale du fluide relâché pendant une période de Y secondes.

$$\text{ENER} = \text{DFLU} \times \text{QFLU} \times \text{Y}$$

avec DFLU, débit de fuite en phase liquide et/ou vapeur en kgs^{-1}

Y est pris égal au minimum de :

→ temps d'interruption effectif du débit véhiculé, par automatismes ou application de procédures, après le début de la perte de confinement ;

→ temps de vidange du système impliqué.

Critères : choix des ENER maxima.

④ Critère de phase fluide sous conditions atmosphériques

Son objectif est de hiérarchiser les systèmes sélectionnées par les trois premiers critères suivant des niveaux de priorité.

Quatre cas de figure sont envisagés :

- Si le système véhicule un gaz ou une phase vapeur, la phase sera gazeuse ou vapeur sous condition atmosphérique (cas des lignes de tête des colonnes, des compresseurs, des lignes de refoulement des compresseurs et des soupapes)
→ **priorité 1**
- Si la température d'ébullition du produit est supérieure à la température ambiante, on vérifie si la température (TSER) à laquelle se trouve le liquide sous pression dans le système est supérieure ou égale à la température d'ébullition (TBUL) sous pression atmosphériques. Ceci concerne pompes, lignes et réacteurs.
→ **priorité 2**
- Si la température à laquelle se trouve le liquide sous pression dans le système est inférieure à la température d'ébullition sous pression atmosphérique, on vérifie si la tension de vapeur partielle (PVAP) du produit à la surface d'une nappe liquide sous condition atmosphérique est supérieure à 1000 Pa. Dans ce cas le débit à la brèche DFLUL est en phase liquide et il se produit une évaporation en fonction du temps.

→ **priorité 3**

- Si la tension de vapeur partielle du produit est inférieure à 1000 Pa, le relâchement est considéré en phase liquide pure.

→ **priorité 4**

⑤ **Critère de température et de pression**

En cas d'équipements présentant des niveaux d'énergie du même ordre de grandeur et une priorité de phase fluide de niveau identique, sera retenu en premier le système dont les caractéristiques opératoires de température ou pression de service sont les plus élevées. En effet ce système sera générateur d'une masse participante à l'explosion plus importante (effets de vaporisation évaporation et formation d'aérosol, à propension plus élevée).

3.2. PROCEDURE POUR SELECTIONNER LES SYSTEMES CRITIQUES D'UNE ETUDE DE DANGER

Les recommandations pour sélectionner les équipements critiques objets des scénarios accidentels quantifiés dans l'étude des dangers, sont les suivantes, définies par type d'équipement :

1) Stockage atmosphérique :

- les bacs de plus grande capacité,
- les réservoirs contenus dans les cuvettes de rétention présentant les plus grandes surfaces au sol,
- les réservoirs contenant des composants toxiques : benzène, toluène...

2) Stockage sous pression :

- toutes les sphères aériennes de GPL,
- tous les réservoirs cylindriques aériens horizontaux et verticaux de GPL,
- les générateurs de vapeur des chaudières (BLEVE),
- certains éléments de canalisation associés aux réservoirs de GPL enterrés ou sous talus.

3) Enceintes sous pression :

- les réacteurs
- les tours et colonnes : débutaniseur, dépropaniseur, splitteurs, absorbeurs, strippeurs, colonnes de fractionnement...
- certains ballons, séparateurs et échangeurs.

4) Les fours : tous.

5) Les chaudières : toutes.

6) Les compresseurs véhiculant des gaz inflammables et/ou toxiques :

- alternatifs
- centrifuges
- rotatifs.

7) Les pompes centrifuges :

- si le fluide véhiculé est inflammable et/ou toxique,
- si la garniture mécanique est du type "simple",
- et/ou si les piquages sur le corps de pompe ne possèdent ni gousset, ni renforcement.

8) Composants en rotation pour les composants non contenus dans une enceinte sous pression :

- volant d'inertie
- accouplement

- ailette d'aéroréfrigérant
- rotor de moteur...

9) Lignes et tuyauteries

- lignes de plus de 6"
- lignes en phase gazeuse ou vapeur
- lignes contenant un composant toxique : H₂S, CO, NH₃, HF, benzène...

Et dans tous les cas pour une colonne ou un réacteur :

- lignes de rebouillage
- lignes de charge d'effluent
- lignes de tête et de fond.

En outre les lignes au refoulement des pompes et des compresseurs.

10) Les piquages : non renforcés ou munis de goussets.

11) Soupapes de sécurité : celles qui crachent directement à l'atmosphère.

12) Les bras de chargement/déchargement : tous.

13) Joints :

- brides : pompes, lignes, vannes.

4. CHOIX DES SEUILS A CONSEQUENCE

Les scénarios d'accidents retenus impliquent des effets physiques de quatre ordres :

- 1) **toxicité** (relâchement de composants toxiques)
- 2) **onde de surpression** (UVCE, éclatement de capacités et réservoirs atmosphériques, Bleve, explosions confinées),
- 3) **flux thermique** (feux de nappes, feux alimentés, boules de feu, flash fires),
- 4) **effet missile** (éclatement de capacités et réservoirs, Bleve, composants en rotation)
Aucun seuil ne peut être fixé pour cet effet particulier.

Ces effets physiques peuvent engendrer des dommages ou dégâts sur des cibles potentielles que sont les êtres humains, les constructions, les biens, l'environnement.

Ces dommages ou dégâts peuvent être sériés en 6 familles :

- ❶ **Risque léthal direct pour l'être humain :**
 - blast pulmonaire par onde de surpression
 - dose toxique létale inhalée par pénétration dans un nuage toxique
 - brûlures du 3^{ème} degré
- ❷ **Risque léthal indirect pour l'être humain :**
 - réception d'un objet sur la tête, objet détaché par une onde de surpression
 - mise en vitesse du corps humain entraînant une collision avec des structures ou des objets contondants (cas d'une onde de surpression positive).
- ❸ **Risque de blessures pour l'être humain :**
 - brûlures non létales suite à une exposition à un flux thermique.
 - rupture du tympan par onde de surpression
 - intoxication consécutive à un relâchement toxique.
- ❹ **Destruction de bâtiments, biens ou équipements :**
 - destruction par onde de surpression de salles de contrôle, postes électriques, bâtiments ou laboratoires en raffineries,
 - destruction de maisons d'habitation ou de biens par onde de surpression ou flux thermique de radiation,
 - destruction d'installations, de maisons ou de biens par effet missile.
- ❺ **Dégâts réparables de biens ou d'équipements :**
 - par onde de surpression : bris de vitres, huisseries, châssis ou toitures endommagées ; instrumentation, boîtiers électriques, en unités.
 - par flux thermique : peintures, huisseries, boiseries, châssis en PVC de bâtiments divers.
- ❻ **Effets réversibles sur l'environnement.**

4.1. CONCEPT DE PROBIT

Dans les études de danger on est souvent amené à considérer une relation entre une dose correspondant à un phénomène physique spécifique et les dommages ou dégâts conséquences du dit phénomène :

- ☞ **dose toxique**, correspondant à une exposition pendant un temps t à une concentration C :
- $$D_{\text{TOX}} = C^n \times t$$
- n, est l'exposant de concentration relatif à la substance toxique considérée.
C est exprimé en ppm

- ⇒ **dose thermique**, correspondant à une exposition pendant un temps t à un flux thermique Φ_x
- $$I = \Phi_x^n \times t$$
- Φ_x est exprimé en W/m^2
t la durée d'exposition est exprimée en s
n est un index affectant le flux thermique.

Une fonction permettant de traduire cette adéquation entre dose reçue et dommages ou dégâts engendrés, est la fonction **PROBIT**.

La fonction Probit (PROBABILITY UNIT) Y est liée à la fonction probabilité Pr par l'équation :

$$Pr = \frac{1}{2\sqrt{\pi}} \int_{-\infty}^{Y-5} \exp\left(-\frac{u^2}{2}\right) du$$

Il s'agit de l'intégral de $-\infty$ à $Y - 5$, d'une distribution normale standard où

→ l'écart type $\sigma = 1$

→ la moyenne de la distribution $\mu = 0$

Le probit Y est une variable stochastique avec,

$E(Y) = 5$, la valeur attendue (*Expected value*) ou moyenne μ (Y)

$Var(Y) = 1$, la variance de la variable Y

On a bien entendu :

$$Var(Y) = \sigma^2 = E\left(Y - \mu\right)^2 = 1$$

Dans une analyse par probit, la probabilité (variant de 0 à 1) est remplacée par un pourcentage (variant de 0 à 100). La relation entre pourcentages et probits est donnée à la table ci-dessous.

Transformation entre pourcentage et probits

La relation entre l'expression du pourcentage (1%, 50%, 99%) et la valeur de la fonction probit Pr est tablée ci-après.

%	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	-	2.67	2.95	3.12	3.25	3.36	3.45	3.52	3.59	3.66
10	3.72	3.77	3.82	3.87	3.92	3.96	4.01	4.05	4.08	4.12
20	4.16	4.19	4.23	4.26	4.29	4.33	4.36	4.39	4.42	4.45
30	4.48	4.50	4.53	4.56	4.59	4.61	4.64	4.67	4.69	4.72
40	4.75	4.77	4.80	4.82	4.85	4.87	4.90	4.92	4.95	4.97
50	5.00	5.03	5.05	5.08	5.10	5.13	5.15	5.18	5.20	5.23
60	5.25	5.28	5.31	5.33	5.36	5.39	5.41	5.44	5.47	5.50
70	5.52	5.55	5.58	5.61	5.64	5.67	5.71	5.74	5.77	5.81
80	5.84	5.88	5.92	5.95	5.99	6.04	6.08	6.13	6.18	6.23
90	6.28	6.34	6.41	6.48	6.55	6.64	6.75	6.88	7.05	7.33
-	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
99	7.33	7.37	7.41	7.46	7.51	7.58	7.65	7.75	7.88	8.09

pour 1% Y = 2,67

50% Y = 5

99% Y = 7,33

La forme générale d'une fonction probit est :

$$Y = a + b \ln V$$

La fonction probit Y est une mesure du pourcentage du nombre de personnes exposées qui seront blessées ou tuées, ou du nombre d'objets cibles qui subiront le dommage.

La variable V est le niveau de dose qui engendre létalité, blessures ou dégâts.

Cette variable prend la forme générale :

$$V = \frac{C^n \times t}{e}$$

et
$$Y = a + b \ln \left\{ \frac{C^n \times t}{e} \right\}$$

où

a, b, e et n sont définis lorsqu'on connaît

- 1) l'effet conséquence préquantifié
- 2) la cause envisagée.

C est défini par la cause envisagée : toxicité, flux thermique, surpression.

De façon générale on aura donc :

$$C = \left\{ \frac{e}{t} \times \exp \left(\frac{Y - a}{b} \right) \right\}^{1/n}$$

C y est la valeur du seuil recherché.

Dans l'équation de la forme générale de la fonction probit :

$$Y = a + b \ln V$$

le terme logarithme népérien se justifie par le fait qu'il y a des individus dans une population qui peuvent résister à des doses bien plus élevées.

En pratique le logarithme de la dose suit la distribution normale avec une attente μ et une variance σ^2 , on peut écrire :

$$Y = 5 + (\ln x - \mu)/\sigma$$

4.2. USAGE DES PROBITS

Les « **Probits** » peuvent être utilisés pour deux approches distinctes :

- 1) Définir des seuils pour l'étude de danger.
- 2) Evaluer les probits correspondant à des résultats quantifiés.

Les « **Probits** » peuvent être utilisés pour trois effets conséquences :

- 1) Onde de surpression
- 2) Toxicité
- 3) Flux thermique

Les « **Probits** » peuvent être utilisés pour trois types d'effets préquantifiés :

- 1) le risque léthal
- 2) les blessures et effets réversibles
- 3) les dégâts matériels.

❶ APPROCHE 1 : Définition des seuils

3 familles de seuils peuvent être déterminées par le module « **probits** » :

- 1) des ondes de surpression positive Δp^+ , exprimées en Pa
- 2) des flux thermiques Φ_x , exprimés en W/m^2
- 3) des concentrations toxiques C exprimées en ppm.

Entrées requises :

1. Le pourcentage de cibles potentielles qui subira l'effet conséquence préquantifié : x %
 $1 \leq x \leq 99$
2. l'effet conséquence préquantifié
 - risque létal
 - blessures
 - effet réversible
 - dégâts matériels
3. la cause de l'effet conséquence préquantifié :
 - la surpression positive Δp^+ en Pa
cas : UVCE, BLEVE, éclatement
 - le flux thermique Φ_x en W/m^2
 - la toxicité aiguë
4. la durée de l'effet cause exprimée en secondes.
5. le produit toxique impliqué, le cas échéant.

❷ APPROCHE 2 : Evaluer les probits

Entrées requises

- 1) l'effet conséquence préquantifié
 - risque létal
 - blessures
 - effet réversible
 - dégâts matériels
- 2) la cause de l'effet conséquence préquantifié et la valeur calculé de cet effet conséquence :
 - surpression positive Δp^+ en Pa
 - flux thermique Φ_x en W/m^2
 - concentration de toxicité aiguë calculée.
- 3) la durée t de l'effet cause exprimée en secondes.

Calcul de la valeur probit y correspondant

$$Y = a + b \ln \left\{ \frac{C^n \times t}{e} \right\}$$

C est défini par la cause de l'effet de conséquence.

C = Δp^+ , e = t = 1 ; cas onde surpression positive

C = LC_{x%} cas toxicité
avec t = 1800 s.

C = Φ_x , cas flux thermique.

4.3. SEUILS DE TOXICITE

Deux concepts sont retenus pour la toxicité, qui est une toxicité du type aiguë par inhalation :

1) Le seuil des effets létaux (SEL) correspondant à la concentration maximale de polluant dans l'air, pour un temps d'exposition donné, en dessous de laquelle, chez la plupart des individus, on n'observe pas de décès.

On retiendra comme valeur soit le SEL lorsqu'il est déterminé, soit la LC 1 % (Concentration provoquant 1% de létalité pour une exposition de 30 minutes)

$$LC_{1\%} = \left\{ \frac{e}{30} \times \exp \left(\frac{2,67 - a}{b} \right) \right\}^{1/n}$$

2) Le seuil des effets irréversibles (SEI) correspond à la concentration maximale de polluant dans l'air, pour un temps d'exposition donné, en dessous de laquelle, chez la plupart des individus, on n'observe pas d'effets irréversibles.

On retiendra comme valeur soit le SEI lorsqu'il est déterminé, soit le SES (Seuil des Effets Significatifs, anciennement appelé IDLH).

❶ LC1% des composants toxiques

C = LC1%	US				TNO			
	a	b	n	e	a	b	n	e
H2S	- 31.42	3.008	1.43	1	- 11.5	1	1.9	1
HF	- 35.87	3.354	1	1	- 8.4	1	1.5	1
CO	- 37.98	3.7	1	1	- 7.4	1	1	1
SO2	- 15.67	2.1	1	1	- 19.2	1	2.4	1
BENZENE	- 109.78	5.3	2	1	-	-	-	-
NH3	- 35.9	1.85	2	1	- 15.8	1	2	1
CHLORE	- 8.29	0.92	2	1	- 14.3	1	2.3	1
TOLUENE	- 6.794	0.408	2.5	1	-	-	-	-

On aura :

$$C = \left\{ \frac{e}{30} \times \exp \left(\frac{2,67 - a}{b} \right) \right\}^{1/n}$$

pour les probits TNO, LC est exprimé en mg/m³
pour les probits US, LC est exprimé en ppm.

$$LC(\text{ppm}) = \frac{LC(\text{mg} / \text{m}^3) \times 24,45}{\text{MOLE}}$$

$$LC(\text{ppm}) = \frac{LC(\text{ppm}) \times \text{MOLE}}{24,45}$$

avec MOLE, la masse molaire en kg/kmole.

On obtient dès lors pour la LC_{1%} les valeurs suivantes :

H2S	LC _{1%} = 600 ppm
HF	LC _{1%} = 49 ppm (masse molaire moyenne : 70) 115 ppm (pour HF monomère)
CO	LC _{1%} = 1969 ppm
SO2	LC _{1%} = 207 ppm
Benzène	LC _{1%} = 7390 ppm
Toluène	LC _{1%} = 2746 ppm
Chlore	LC _{1%} = 70 ppm
NH3	LC _{1%} = 1871 ppm

✂ SEUILS DES EFFETS SIGNIFICATIFS

Il s'agit de seuils « **statiques** » correspondant à la concentration maximale dans l'air jusqu'à laquelle une personne exposée pendant au plus 30 minutes peut fuir sans risquer d'effets irréversibles pour la santé.

Ces seuils SES seront utilisés pour le calcul des distances R3, définis au chapitre 5, et sont exprimés en ppm.

Pour les principaux fluides toxiques que l'on peut rencontrer en raffineries nous fournissons ci-après les valeurs SES :

ACETONE	SES =	20 000 ppm	
ACIDE CHLORHYDRIQUE	SES =	100 ppm	
ACIDE FLUORHYDRIQUE	SES =	30 ppm	
AMMONIAC	SES =	500 ppm	
BENZENE	SES =	3 000 ppm	
CHLORE	SES =	30 ppm	
CUMENE	SES =	8 000 ppm	
CYCLOHEXANE	SES =	10 000 ppm	
DIETHYLAMINE	SES =	2 000 ppm	
DIOXYDE DE SOUFRE	SES =	100 ppm	
FURFURAL	SES =	250 ppm	
MERCAPTAN D'ETHYLE	SES =	2 500 ppm	
MERCAPTAN DE BUTYLE	SES =	2 500 ppm	
MERCAPTAN DE METHYLE	SES =	400 ppm	
OCTANE	SES =	5 000 ppm	
SULFURE D'HYDROGENE	SES =	300 ppm	
TETRAETHYL DE PLOMB	SES =	40 mg/m ³	(4 ppm)
TETRAMETHYL DE PLOMB	SES =	40 mg/m ³	(4,4 ppm)
TOLUENE	SES =	2 000 ppm	
XYLENE (o -, m -, p-)	SES =	1 000 ppm	

4.4. SEUILS ET DOSES DE FLUX THERMIQUES

Pour quantifier les effets dus à une exposition à un flux thermique nous recommandons trois types de seuils :

- des seuils statiques
- des doses thermiques
- des seuils probits

❶ Seuils statiques

(Φ_x)_i exprimés en W/m² pour les feux de longue durée d'émittance Φ_0 constante

- feux de bac
- feux de cuvettes
- feux de nappes en unité

→ feux alimentés

Nous renseignons ci-après un certain nombre de seuils statiques, dont 4 ont été retenus pour la méthode UFIP.

37,5 kW/m² : intensité radiative suffisante pour causer des dégâts aux équipements des unités.
25 kW/m² : intensité radiative minimale pour enflammer du bois après une exposition de durée infinie.

→ **23,2 kW/m² : critère UFIP de risque léthal pour une exposition de 10 secondes sur la peau nue sans aucune protection.**

12,5 kW/m² : intensité radiative correspondant à la fusion des tubes en plastique.

→ **11,6 kW/m² : critère UFIP pour des brûlures du 1er degré après une exposition de 10 secondes sur la peau nue sans aucune protection.**

9,5 kW/m² : seuil de la douleur atteint après 8 secondes, brûlures du 2d degré après 20 secondes.

5 kW/m² : critère du SEI pour le risque léthal correspondant à une exposition de 60 secondes sur la peau nue sans aucune protection.

4 kW/m² : intensité radiative suffisante pour engendrer la douleur après 20 secondes ; possibilité d'apparition d'ampoules sur la peau (brûlures du 2d degré) ; 0% de létalité.

3 kW/m² : critère du SEI pour les brûlures du 1er degré correspondant à une exposition de 60 secondes sur la peau nue sans aucune protection.

1,6 kW/m² : Intensité radiative ne causant aucun inconfort pour des expositions de longue durée.

⊗ Des doses ou charges thermiques

Ce type de seuil est employé dans le cas de phénomènes radiatifs de courte durée et d'émission variable dans le temps :

- boule de feu engendrée par un Bleve
- boule de feu engendrée par un boil-over
- flash fires.

Il est donc possible, en première approximation, de ne s'intéresser qu'à la distance de la boule de feu ou du flash fire (généralement comptée depuis la projection de son centre au sol) où une densité fixée de flux thermique rayonné est reçue.

Lorsqu'une personne est exposée à une densité de flux thermique, les effets auxquels on s'intéresse habituellement sont définis comme étant l'apparition (à faible probabilité) de la létalité, des brûlures significatives, de la douleur... Ces effets sont directement fonction de la densité de flux thermique ϕ et du temps t pendant lequel le sujet est exposé à cette densité de flux thermique. Les effets varient bien évidemment selon que la personne est un enfant ou un vieillard, ainsi qu'en fonction de son état de santé ou de ses facultés d'accoutumance.

Ainsi, les courbes dans un plan (ϕ, t) correspondant à un effet donné sont-elles établies pour une population représentative de l'ensemble des situations susceptibles de se produire.

Dans le plan $\ln(\phi)$, $\ln(t)$, et pour des durées d'exposition qui sont, au plus, de l'ordre de la minute, ces courbes sont assimilables à des droites, et donc, à effet E constant, flux thermique et temps se trouvent pratiquement liés par une relation $\phi^n \cdot t = E$. Sur ces courbes, les

coordonnées d'un point (ϕ, t) représentent l'échelon de densité de flux thermique ϕ et le temps d'application t de cet échelon nécessaire pour que l'effet E se produise.

Cet effet se produira dès que $\phi^n \cdot t \geq E$.

En pratique, lors d'un accident, un observateur n'est jamais soumis à un échelon de densité de flux thermique constant au cours du temps, et il y a donc lieu d'intégrer les apports de chacun des pas de temps pendant lesquels la densité de flux thermique est supposée constante, en calculant :

$$I = \int \phi(t)^n \cdot dt \quad (\text{eq.BL.127})$$

L'effet se produira si $I \geq E$.

Il convient en premier lieu de garder à l'esprit qu'une telle intégrale est calculée faute de mieux. Il n'est pas possible, sinon, de traiter simplement le problème.

En effet, l'hypothèse implicite qui sous-tend la démarche est celle de l'ergodicité, en ce sens que la contribution de chaque échelon élémentaire de flux reçu est supposée avoir strictement le même effet que si cet échelon était le premier. En d'autres termes, on ne tient compte ni d'une éventuelle accoutumance, ni d'une éventuelle évolution des tissus ou autres effets similaires.

Il y a bien évidemment lieu de définir les seuils à considérer. C'est ainsi que pour la létalité, il est d'usage de retenir un seuil correspondant au décès de 1% de la population exposée. Pour les effets irréversibles, on retient un seuil de brûlures significatives du second degré. Il faut toutefois souligner que la définition même des brûlures du second degré est sujette à discussion.

On notera d'emblée ici qu'il est communément admis que les effets thermiques (effets létaux et brûlures significatives) dépendent d'une variable dite « charge thermique » (c'est ainsi que nous traduisons le terme anglo-saxon « thermal load ») en $\phi^{4/3} \cdot t$, où ϕ est la densité de flux thermique reçue (en kW/m^2) et t la durée d'exposition à cette densité de flux (en secondes).

⑨ Charge thermique correspondant au seuil de létalité 1%

Il convient de définir les seuils à considérer. C'est ainsi que pour la létalité, il est d'usage de retenir un seuil correspondant au décès de 1% de la population exposée. Pour les effets irréversibles, on retient un seuil de brûlures significatives du second degré (dont la définition varie suivant les sources).

Il existe différents travaux portant sur les seuils relatifs à l'exposition d'une personne à un flux thermique. Ces approches s'attachent à définir des critères simples permettant d'évaluer un ordre de grandeur des distances où un effet donné sera susceptible d'être observé. Nous avons recensé quatre approches, celles d'EISENBERG, du TNO, de HYMES et de LEES.

L'approche d'EISENBERG ne se réfère qu'aux effets létaux. Longtemps la seule employée, elle a été établie à partir d'observations statistiques sur les effets des tirs nucléaires de la seconde guerre mondiale. Elle revient à retenir un seuil de $1060 (\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$ pour le seuil de létalité à 1%.

Les seuils proposés par le TNO (soit 421 et 390 $(\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$, respectivement pour les effets létaux et les brûlures du second degré) sont très inférieurs aux autres seuils relevés. L'approche du TNO paraît d'emblée trop majorante sans application de corrections et ne sera donc pas retenue.

L'approche HYMES conduirait à retenir des seuils de 1200 et 1033 $(\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$ respectivement pour le seuil de létalité à 1% et le seuil des brûlures significatives.

Cet auteur note par ailleurs que le premier de ces deux seuils correspond également à celui des brûlures sévères du second degré, d'une profondeur supérieure à 0,1 mm.

Par ailleurs, HYMES rapporte l'apparition de cloques sur la peau nue pour des seuils compris entre 250 et 700 $(\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$.

A noter que LEES et SHIELD retiennent le seuil de 1200 $(\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$ relativement aux brûlures significatives du second degré.

L'approche de LEES est la plus récente. Elle vise à prendre en compte :

- la réaction humaine face au danger,
- le flux thermique effectif reçu,
- la protection apportée par les vêtements,
- l'éventuelle inflammation des vêtements,
- la sévérité des brûlures,
- le traitement médical des brûlures.

L'approche de LEES revient à considérer un seuil de létalité à 1% de quelques 1912 (kW/m²)^{4/3}.s en l'absence d'inflammation des vêtements de la personne exposée, ce dont il est nécessaire de s'assurer. En effet, le modèle de LEES ne tient pas compte de la charge thermique apportée, le cas échéant, par l'inflammation des vêtements eux mêmes. On conçoit toutefois qu'il n'est pas exclu que, dans certains cas l'inflammation des vêtements puisse entraîner la mort de la personne qui les porte.

Le seuil proposé par LEES pour la létalité à 1% de la population exposée, en l'absence d'inflammation des vêtements est le suivant :

$$P_{LEES} = 0,0279 (I \times I_1 - 920) \quad (\%)$$

avec $I = \int \Phi^{4/3} dt$, fonction probit d'Eisenberg

$$P_{LEES} = 1\% \quad \text{si } I_1 = 1912 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3}$$

$$I_1 = 1912 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \times s$$

Le modèle de LEES considère :

- Le cas d'un adulte légèrement habillé dont la tête, le cou, les avant-bras et les mains sont exposés, ce qui correspondrait à une fraction de quelques 10,5% pour la face avant du corps et 9,5% pour sa face arrière, soit une surface nue totale de 20%.
- La population exposée est dans la tranche d'âge de 10 à 69 ans, ce qui conduit (au prorata des classes d'âge), à une mortalité moyenne d'environ 9%.
- LEES choisit d'associer à la probabilité de 9% une profondeur de lésion de 0,25 mm correspondant à une charge thermique $\Phi^{4/3} \cdot t$ égale à 1200 (kW/m²)^{4/3}.s (seuil des brûlures du second degré retenu par LEES).
- A partir de la relation donnant l'épaisseur des lésions en fonction de la charge $\Phi^{4/3} \cdot t$, on a, pour $\Phi^{4/3} \cdot t = 920 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \cdot s$, une épaisseur de lésion nulle et par voie de conséquence une probabilité de décès nulle également. LEES établit ainsi, par extrapolation, une relation entre la charge $\Phi^{4/3} \cdot t$ et la probabilité de décès.
- LEES introduit une correction d'un facteur 0,5 sur la charge thermique correspondant à une probabilité de décès donnée en arguant que l'individu expose sa face avant et arrière en alternance.
- Enfin, à partir d'une charge thermique $\Phi^{4/3} \cdot t$ égale à 1800 (kW/m²)^{4/3}.s, LEES suppose l'inflammation des vêtements et alors le doublement de la surface exposée, ce qui revient alors à annuler la correction précédente.

Un seuil de létalité 50% correspond à $I = 2712 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3}$

Dans ce cas $\lambda = 1$: il y a inflammation des vêtements.

Un seuil de létalité 99% correspond à $I = 4468 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3}$

Pour rester en dessous de la limite d'inflammation des vêtements, la formule suivante proposée par LEES a été retenue :

$$Y = -10,7 + 1,99 \ln(L')$$

Avec Y : probit, valeur = 2,67 pour 1 % de létalité

L' : charge thermique en $(\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$

Et $L' = 0,5 L$ pour une personne normalement vêtue

L étant la charge thermique entraînant le risque de létalité correspondant au probit Y

Pour 1 % de létalité, $Y = 2,67$ ce qui donne $L' = 828$ et $L = 1656 (\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$

Pour simplifier, le seuil retenu est de $1600 (\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$.

④ Charge thermique correspondant aux brûlures du 2d degré

- TNO propose l'équation probit suivante :

$$\text{Pr} = -43,14 + 3,02 \ln I$$

Cette équation s'applique pour la peau nue sans port de vêtement.

Ce qui donne :

Pour 99,99 % de probabilité, $\text{Pr} = 8,1$, soit : $I = 23368217 (\text{W/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$, ou $2337 (\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$,

Pour 1 % de probabilité, $\text{Pr} = 2,67$, soit : $I = 390000 (\text{W/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$, ou $390 (\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$,

- HYMES propose de retenir une charge thermique de $1033 (\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$.
- LEES et SHIELD retiennent le seuil de $1200 (\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$,
- L'UFIP a retenu une charge thermique de $1000 (\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$ pour le seuil correspondant aux brûlures du 2nd degré**

⑤ Charge thermique correspondant aux brûlures du 1er degré

- TNO propose l'équation probit : $\text{Pr} = 39,83 + 3,02 \ln I$

Cette équation s'applique pour la peau nue sans port de vêtement.

Ce qui donne :

Pour 99,99 % de probabilité, $\text{Pr} = 8,1$, soit : $I = 7809574 (\text{W/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$, ou $781 (\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$,

Pour 1 % de probabilité, $\text{Pr} = 2,67$, soit : $I = 130000 (\text{W/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$, ou $130 (\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$,

L'apparition de cloques sur la peau nue a été constatée pour des charges thermiques comprises entre **210 et $700 (\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$**

4.5. SEUILS DE SURPRESSION POSITIVE

6 seuils statiques de surpression positive sont retenus répartis en 3 catégories :

① Effets sur les êtres humains

Nous considérons 3 pics de surpression positive pouvant engendrer des dommages aux humains.

1. Effet létal direct

Les dommages internes engendrés dans le corps humain se localisent préférentiellement dans les organes présentant de grandes variations de densité dans les tissus adjacents. Les sacs remplis d'air des poumons sont dès lors plus susceptibles d'être endommagés par le blast primaire qu'aucun autre organe interne.

Le seuil correspondant au dommage des poumons représente dès lors une estimation de la limite pour laquelle des cas de décès peuvent être envisagés comme conséquence directe de la surpression positive.

Des surpressions relativement élevées sont nécessaires pour engendrer la létalité, principalement par hémorragie des poumons.

Le critère retenu par l'UFIP est une surpression positive de

$$\Delta p^+ = 70\ 000\ \text{Pa}$$

Pour ce seuil, l'équation probit d'Eisenberg donne une probabilité de létalité inférieure à 1%.

2. Effet létal indirect

La létalité est engendrée par la chute d'un missile ou autre matériau, la mise en mouvement du corps de la victime, ou l'effondrement du toit.

Pour cet effet le critère retenu est de

$$\Delta p^+ = 17\ 000\ \text{Pa}$$

En utilisant l'équation probit TNO pour un effet létal indirect dû à la chute d'un matériau ou d'un missile on obtient :

$$Pr = - 13,19 + 10,54 \ln V_0$$

avec

V_0 la vitesse (m/s) d'un fragment de masse supérieure à 4,5 kg

$$1\% \text{ létalité} \rightarrow Pr = 2,87 \text{ si } V_0 = 4,5 \text{ m/s}$$

3. Blessures dues à des effets secondaires de la surpression

Ces blessures sont principalement causées par des fragments de vitres brisées.
L'UFIP considère comme seuil représentatif de cet effet, la surpression positive :

$$\Delta p^+ = 5\,000 \text{ Pa}$$

Si nous considérons l'équation probit d'EISENBERG relative aux blessures sérieuses dues aux missiles et aux bris de vitres générés par une surpression positive d'explosion, nous avons :

$$Pr = - 27,1 + 4,26 \ln J$$

avec

$$J = \int_0^t p(t) dt \quad , \text{ l'impulsion positive en (Pa x s).}$$

Prenant en compte les pressions réfléchies et dynamiques, nous pouvons écrire :

$$P = \frac{8 \Delta p^{+2} + 14 \Delta p^+ 10^5}{\Delta p^+ + 7.10^5} = 10\,212 \text{ Pa}$$

$$J = \frac{1}{2} (p \times t) = 0,5 (10\,212 \times 0,212) = 1083 \text{ Pa.s}$$

suivant la signature standard d'UVCE majeur établie par TOTAL suite à l'accident de La Mède.

$$Pr = 2,67 = - 27,1 + 4,26 \ln 1083$$

Ce qui correspond à 1 % de probabilité pour les blessures sérieuses.

② Dégâts par surpression d'explosion aux équipements et aux biens des tiers

Nous définissons 2 pics de surpression positive engendrant des dégâts matériels :

1) Destruction ou dégâts lourds

Le seuil défini est :

$$\Delta p^+ = 30\,000 \text{ Pa}$$

Si l'on tient compte des pressions réfléchies et dynamiques. Ce seuil, qui est une surpression positive incidente, correspond à une charge de 67 400 Pa, soit environ 7 t/m² pour des équipements ou structures offrant une surface plate normale à la direction de propagation de l'onde de souffle.

2) Dégâts réparables

Le seuil défini est :

$$\Delta p^+ = 5\,000 \text{ Pa}$$

Il correspond à des dégâts mineurs aux maisons d'habitation :

- dégâts occasionnels à l'huissierie des portes et fenêtres
- 75 % des vitres brisées

4.6. DUREES D'EXPOSITION POUVANT ENTRAÎNER DES EFFETS CONSEQUENCES

Suivant la valeur instantanée du flux reçu, la durée d'exposition entraînant des effets conséquences varie en fonction de ces derniers.

① Condition de rupture des vitres sous l'effet du flux thermique reçu :

Seuls, le verre plat et les glaces sont pris ici en considération, à l'exclusion des matériaux composites et notamment fibreux. Lorsqu'il n'est pas soumis directement à la flamme mais seulement à l'action du rayonnement ou de la convection de gaz chauds, le verre s'échauffe régulièrement. Il casse lorsque sa température se situe entre 100 et 180°C, la différence de température entre les 2 faces étant de 6 à 12°C. Sous l'action directe de la flamme, le verre ordinaire casse quasi-instantanément.

Conformément aux recommandations du TNO nous considérons qu'il y a rupture des vitres lorsque ces dernières reçoivent un échauffement de 100° par rapport à la température ambiante.

Nous calculons donc le flux thermique reçu entraînant un échauffement de 100° par la relation :

$$a \Phi_X - 2 \{ \varepsilon \sigma T^4 + \alpha (T - T_{AMB}) \} = 0$$

avec

Φ_X , la radiance du flux reçu en (W/m²)

α , le coefficient d'absorption (-)

ε , le coefficient d'émission (-)

σ , la constante de BOLTZMANN

$$\sigma = 5,67 \times 10^{-8} \text{ (W/m}^2 \text{ K}^4\text{)}$$

α , le coefficient de convection (W/m² K)

T_{AMB}, la température ambiante (K)

T, la température à laquelle la vitre se brise

$$T = T_{AMB} + 100 \text{ (K)}$$

Notons que pour une vitre de fenêtre, la surface cible du flux thermique (face extérieure) est égale à la moitié de la surface totale évacuant la chaleur (face interne + face extérieure); ceci justifie le facteur 2 dans l'équation ci-dessus.

On extrapole des équations ci-dessus la valeur critique du flux thermique reçu entraînant le bris des vitres :

$$\Phi_X = 2 \{ \varepsilon \sigma T^4 + \alpha (T - T_{AMB}) \} / a \quad \text{(W/m}^2\text{)}$$

En prenant

$$a = 1$$

$$\varepsilon = 1$$

$$\alpha = 7 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$T_{AMB} = 293 \text{ K}$$

$$T = 393 \text{ K}$$

On obtient,

$$\Phi_x = 4105 \text{ W/m}^2$$

La durée d'exposition de la vitre au flux thermique reçu engendrant sa rupture se calcule par l'expression :

$$\rho c e_p \Delta T = [a \Phi_x - 2 \{ \varepsilon \sigma T^4 + \alpha (T - T_{AMB}) \}] \Delta t$$

avec pour une vitre

$$\rho = 2600 \text{ kg/m}^3$$

$$c = 840 \text{ J/kg K}$$

Nous considérons des vitres d'épaisseur $e_p = 5 \text{ mm}$, 10 mm et 15 mm respectivement.

Cela donne,

→ pour $e_p = 5 \text{ mm}$:

$$\Delta t = 1,092 \cdot 10^6 / (\Phi_x - 4105) \text{ (s)}$$

→ pour $e_p = 10 \text{ mm}$:

$$\Delta t = 2,184 \cdot 10^6 / (\Phi_x - 4105) \text{ (s)}$$

→ pour $e_p = 15 \text{ mm}$:

$$\Delta t = 3,276 \cdot 10^6 / (\Phi_x - 4105) \text{ (s)}$$

② Etude des conditions d'endommagement des menuiseries en PVC

Nous définissons deux niveaux de dégâts :

niveau 1 : il y a rupture, destruction ou perte des caractéristiques mécaniques du composant en PVC, pour une température critique du composant égale à 409°C (682K) - source TNO.

niveau 2 : il y a décoloration de la surface du composant ou déformation notable du composant en PVC, pour une température critique du composant égale à 100°C (373K) - source TNO.

■ Etude du niveau de dégâts 1

Le TNO considère comme température critique à partir de laquelle la menuiserie en PVC est détruite, la valeur de 682 K .

Le flux thermique critique y correspondant se calcule comme suit :

$$a \Phi_x - \varepsilon \sigma T^4 - \alpha (T - T_{AMB}) = 0$$

avec,

$$a = 1$$

$$\alpha = 7 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$\varepsilon = 1$$

$$T_{AMB} = 293 \text{ K}$$

$$T = 682 \text{ K}$$

on obtient,

$$\Phi_x = \{ \varepsilon \sigma T^4 + \alpha (T - T_{AMB}) \} / a$$

et

$$\Phi_x = 14 \, 989 \text{ W/m}^2$$

La durée d'exposition de l'élément PVC au flux thermique reçu engendrant sa destruction se calcule par l'expression :

$$\rho c e p \Delta T = \{ a \Phi_x - \varepsilon \sigma T^4 - \alpha (T - T_{AMB}) \} \Delta t$$

avec pour :

$$\rho = 1380 \text{ kg/m}^3$$

$$c = 990,7 \text{ J/kg}$$

$$e p = 0,003 \text{ m}$$

$$\Delta t = 5,32 \cdot 10^8 \times e p / (\Phi_x - 14\,989) \quad (\text{s})$$

■ Etude du niveau de dégâts 2

Le TNO considère comme température critique à partir de laquelle la menuiserie en PVC commence à subir des dommages, la valeur de 373 K.

En introduisant les valeurs,

$$a = 0,7$$

$$\alpha = 7 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$\varepsilon = 1$$

$$T_{AMB} = 293 \text{ K}$$

$$T = 373 \text{ K}$$

On obtient,

$$\Phi_x = 2568 \text{ W/m}^2$$

On calcule ensuite la durée d'exposition au flux thermique reçu de l'élément en PVC, pour laquelle des dommages seront constatés :

$$\Delta t = 1,09 \cdot 10^8 \times e p / (\Phi_x - 2568) \quad (\text{s})$$

5. DISTANCES A RISQUES QUANTIFIEES

5.1. DEFINITION

Par distance à risque on entend le rayon d'un cercle de dommage dont le périmètre est représentatif d'un seuil ou d'un effet afférent au phénomène accidentel quantifié.

Le cercle de dommage peut être l'enveloppe potentielle ou le lieu géométrique des points :

- subissant la conséquence considérée en cas d'accident, c'est le cas d'une onde de souffle à propagation hémisphérique ;
- pouvant être la cible potentielle de l'effet impliqué : c'est le cas de l'effet missile, dont un nombre limité de fragments toucheront un nombre limité de points cibles, ou de la dispersion toxique fonction de la direction du vent.

Le cercle de dommage sera généralement centré :

- à la source du relâchement pour les phénomènes de dispersion toxique ou inflammable,
- à l'épicentre d'un UVCE pour les effets de souffle,
- au centre du foyer pour les feux de bacs ou de nappes.

Toute distance inférieure au rayon du cercle de dommage quantifié, sera représentative d'un point pouvant recevoir ou recevant un effet conséquence plus pénalisant pour les hommes et/ou les installations.

5.2. DISTANCES DE SECURITE

◆ Distances selon recommandations de l'industrie pétrolière :

R1 = distance dans laquelle un accident aurait des conséquences mortelles pour au moins 1% des personnes présentes.

R2 = distance correspondant à une destruction totale ou à des dégâts majeurs.

R3 = distance d'apparition d'effets irréversibles pour la santé ou de blessures sérieuses ou de dégâts légers.

◆ Distances permettant de définir les zones d'urbanisation pour établissement ou modification du POS :

Z1 = zone qui correspond au début des risques mortels.

Pas d'augmentation possible du nombre de personnes présentes (pas de nouveaux locaux ou de voies de circulation ne desservant pas l'usine). Pour le cas particulier de la suppression, l'administration ne prend en compte que les effets indirects sur l'homme (par exemple destruction partielle d'un mur ou d'une toiture d'habitation sur l'occupant).

Z2 = zone d'apparition d'effets irréversibles pour la santé ou de blessures significatives.

Augmentation possible de 25 personnes à l'hectare mais pas d'ERP, d'IGH, de voies à grande circulation (supérieure à 2.000 véhicules/jour) ni de voies ferrées ouvertes au transport de voyageurs

◆ Distances servant à l'élaboration du PPI ou du PSS :

PPI = zone qui permet aux Préfets de définir le champ d'application du PPI ou DU PSS. Cette zone ne doit pas être confondue avec celles délimitant la maîtrise de l'urbanisation. Elle se différencie essentiellement par les scénarios majorants imposés par l'administration indépendamment des seuils retenus.

5.3. SYNTHÈSE

Le tableau ci-après illustre les cercles de dommages standards et les distances quantifiées dans une étude de dangers.

EFFETS	UFIP Ou SEI	Distances à Risques	SEUILS DES EFFETS			
			Toxicité	Flux Thermique		Surpression
				Statique	Dose	
Effets létaux	SEI	Z1	SEL ou LC 1%	5 kW/m ²		140 mb
Effets irréversibles	SEI	Z2	SEI ou SES	3 kW/m ²		50 mb
Effets irréversibles		PPI	SEI ou SES	3 kW/m ²		50 mb
Effets létaux	UFIP	R1	LC 1%	23,2 kW/m ²	1600 (kW/m ²) ^{4/3} .s	700 mb
Destruction Equipement.	UFIP	R2	-	Dans les flammes	Dans les flammes	300 mb
Effets irréversibles Ou dégâts réparables aux biens	UFIP	R3	SES	11,6 kW/m ²	1000 (kW/m ²) ^{4/3} .s	50 mb

Nota : les seuils de 5 kW/m² et 3 kW/m² ne sont applicables que pour les feux de durée supérieure à la minute.
Pour des durées inférieures la notion de dose sera retenue.

6. CRITERES DE RISQUES ET APPROCHE PROBABILISTE

6.1. ECHELLE DE RISQUE ET CRITERES

6.1.1 Notion de risque

Le risque est défini par une grandeur à deux dimensions associée à une phase précise de l'activité de l'installation étudiée et caractérisant un événement non souhaité par :

- L'évaluation des dommages potentiels aux personnes et des dégâts aux équipements, identifiée par son niveau de gravité NG.
- La probabilité d'occurrence, identifiée par son niveau de probabilité NP.

6.1.2 Niveaux de gravité

C'est le couple conséquences - limites d'étendue, qui définit la gravité et son niveau. Nous préconisons une échelle croissante de la gravité, graduée en 6 niveaux (cf. figure 6.1) :

Niveau 0 : conséquences nulles

Ce niveau caractérise les événements survenant normalement pendant le fonctionnement du système.

Exemple : Vidange des cyclones séparateurs de poussières de catalyseur d'une unité de FCC.

Niveau 1 : conséquences mineures

Il n'y a ni dégradation sensible des performances du système, ni interruption de la mission, ni blessure de personnes, ni endommagement notable des biens ou du système.

Exemple : Suite au bris d'un roulement d'une pompe de fond de tour d'une distillation sous vide, arrêt et isolement de la dite pompe, et démarrage de la pompe de secours.

Niveau 2 : conséquences significatives

Il y a dégradation sensible des performances du système pouvant entraîner l'interruption de la mission.

Il n'y a ni blessure de personne, ni endommagement notable du système ou de biens.

Ce niveau concerne des risques très limités sur le plan géographique et sur le plan importance.

Exemple : Coup d'eau dans l'admission vapeur de la turbine d'entraînement du compresseur d'une unité de reformage catalytique résultant en un bris des ailettes turbine, arrêt du compresseur et arrêt de l'unité.

Niveau 3 : conséquences critiques

Il peut y avoir blessures de personnes et/ou endommagement notable du système ou de biens.

Ce niveau concerne des risques qui sont limités au cadre de l'unité ou de l'installation comprenant le système accidenté.

Exemple : Débordement d'un réservoir d'hydrocarbures avec formation par évaporation d'une nappe gazeuse inflammable s'allumant sur une source d'ignition.

Niveau 4 : conséquences catastrophiques avec effets limités à l'établissement.

Il y a destruction du système et/ou de systèmes voisins, et/ou plusieurs blessés, et/ou mort de personnes.

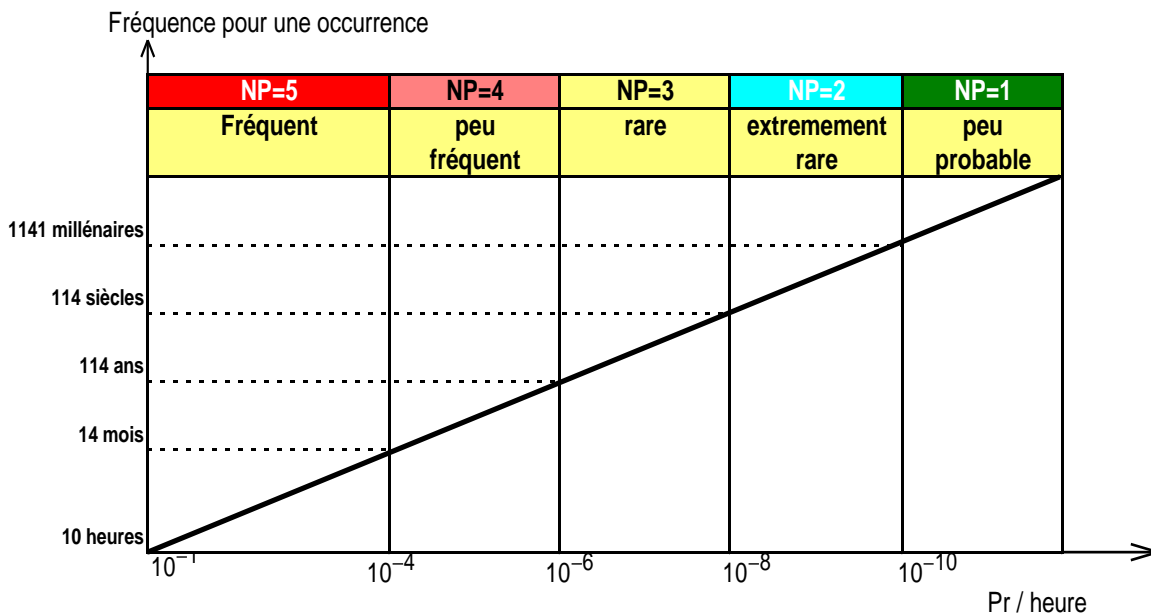
Exemple : Explosion d'un réacteur d'une unité d'hydrocraquage par excursion thermique.

Niveau 5 : conséquences critiques ou catastrophiques dont les effets dépassent les limites de l'établissement.

Il y a blessures de personnes et/ou endommagement notable du système ou de biens, ou destruction du système et/ou de systèmes voisins et/ou mort de personnes et ou plusieurs blessés, et des dommages à des personnes ou des biens ou des systèmes extérieurs aux limites de la raffinerie.

Exemple : Incendie incontrôlé d'un stockage de GPL suivi de BLEVE.

Figure 6.2 : Fréquence pour une occurrence



6.1.4 Niveaux de risque NR

Le niveau de risque NR est un paramètre semi-quantitatif qui s'articule sur la définition de notion de risque, et s'exprime comme l'union d'un niveau de gravité NG et d'un niveau de probabilité NP, **la priorité étant donnée à la gravité sur la probabilité.**

Le niveau de risque NR est caractérisé et identifié par un nombre à deux chiffres, ou un signe alphanumérique à un chiffre et une lettre, résultant de la combinaison dans l'ordre du niveau de gravité et du niveau de probabilité afférents au système considéré.

Une grille construite en portant les gravités en abscisse et les probabilités en ordonnée permet de visualiser les zones critiques. Les zones de risque de niveau inacceptable sont représentées par les cases hachurées.

Dans la matrice ci-dessous, donnée à titre d'exemple, on a identifié :

- En rouge (gris foncé) les couples NG/NP (53, 54, 55, 44, 45) présentant un niveau de risque inacceptable.
Les systèmes, présentant ces niveaux de risque, doivent faire l'objet d'une étude plus approfondie (voir l'étape 9 ci-après) pour identifier les modifications permettant de rendre acceptable le niveau de risque présenté par le système considéré, c'est-à-dire quitter la zone rouge.
- En rose (gris clair) les couples NG/NP (52, 43, 34, 35) présentant un niveau de risque tel que l'aggravation du niveau d'un seul des paramètres, NG ou NP, pourrait amener le scénario à un niveau de risque inacceptable.
Les systèmes, présentant ces niveaux de risque, , font l'objet d'une revue approfondie des moyens de prévention et de protection afin de s'assurer qu'ils présentent un niveau de risque acceptable.

PROBABILITE	05	15	25	35	45	55	GRAVITE
	04	14	24	34	44	54	
	03	13	23	33	43	53	
	02	12	22	32	42	52	
	01	11	21	31	41	51	

6.2. EXEMPLES DE CRITERES D'ATTRIBUTION D'UN NIVEAU DE GRAVITE

Ce paragraphe propose un exemple de méthode pouvant être utilisée pour attribuer un niveau de gravité à un scénario

6.2.1 Définition

Nous définissons les critères d'attribution d'un niveau de gravité **NG** par des expressions, corrélations ou équations simplifiées de façon conservatrice, de la distance maximale à l'équipement ou système considéré, pour laquelle une conséquence préquantifiée consécutive à un effet physique déterminé, est réalisée.

La distance à l'équipement ou système considéré ainsi obtenue, est alors comparée avec les distances minimales séparant l'équipement ou système de la limite de l'établissement, de la limite de l'unité ou installations impliquées, et de l'équipement ou système critique le plus proche.

Nous considérons trois types de conséquences préquantifiée :

- 1) **Risque léthal** identifié par un rayon **R1 (ou Z1)**
- 2) **Destruction de composants, équipements ou systèmes**, identifiée par un rayon **R2**
- 3) **Blessures et/ou dégâts réparables aux biens**, identifiés par un rayon **R3 (ou Z2)**

Nous prenons en compte 6 effets physiques pouvant se réaliser seuls ou en combinaison :

- 1) Toxicité
- 2) Production de missiles
- 3) Suppression d'onde de choc
- 4) Flux thermique
- 5) Epanchage
- 6) Dérive et dispersion d'un nuage inflammable.

6.2.2 Principe d'attribution des critères de gravité (cf. figure)

Les distances R1, R2 et R3 sont comparées respectivement aux distances :

XPOP: distance la plus courte du système étudié à une habitation ou un bâtiment d'un établissement distinct (m)

XRAF: distance la plus courte du système étudié à la limite d'établissement (m)

XUNI: distance la plus courte du système étudié à la limite de l'unité contenant le système (m)

XPRO: distance de proche environnement du système (m).

On adopte les critères suivants :

- ❶ Toute conséquence excédant les limites de l'établissement est identifiée à un niveau de gravité NG = 5

R1 > XRAF → } **NG = 5**

R2 > XRAF →

R3 > XRAF →

- ❷ Tout effet léthal (distance R1) engendré entre la limite d'établissement et le proche environnement de l'équipement est identifié à un niveau de gravité NG = 4

XPRO < R1 ≤ XRAF → **NG = 4**

- ❸ Pour les effets conséquences entraînant une destruction d'équipements ou d'installation, on a les critères suivants :

Si XRAF ≥ R2 > XUNI → **NG = 4**

Si R2 ≤ XUNI → **NG = 3**

- ❹ Pour les effets conséquences entraînant des blessures, des phénomènes réversibles, des dégâts réparables, on applique les critères suivants :

Si R3 ≤ XRAF → **NG = 3**

- ❺ Cas des effets conséquences ne dépassant pas le proche environnement (distance XPRO) de l'équipement impliqué :

on applique les critères ci-après :

Si R1 < XPRO → **NG = 3**

R2 < XPRO → **NG = 3**

R3 < XPRO → **NG = 2**

- ❻ **Prise en compte de l'effet domino :**

Lorsque l'effet conséquence induit un effet domino sur autre équipement le niveau de gravité retenu sera le niveau max. entre celui de l'équipement intrinsèque et celui de l'équipement cible.

6.3. EXEMPLE DE CRITERES D'ATTRIBUTION DU NIVEAU DE PROBABILITE NP

Ce paragraphe propose un exemple de méthode pouvant être utilisée pour attribuer un niveau de probabilité à un scénario

6.3.1 Caractérisation de la méthodologie

La méthodologie proposée, constitue une approche stochastique, paramétrique, univoque et semi-quantitative.

Elle est stochastique de par le but recherché, à savoir attribuer au système considéré une mesure de la probabilité d'occurrence d'un événement indésirable identifié à un scénario d'accident.

Elle est paramétrique car elle nécessite les seules valeurs de 13 paramètres; 6 paramètres sont liés directement au système considéré; 6 paramètres sont représentatifs de l'exploitation du système considéré; 1 paramètre caractérise l'événement indésirable retenu.

Elle est univoque de par le fait qu'elle ne permet qu'un et un seul résultat par système considéré, quelle que soit l'équipe ou la personne l'utilisant. Cela résulte du fait que les 13 paramètres intervenant dans cette approche ne peuvent prendre qu'une et une seule valeur pour un même système, et que les fonctions mathématiques les impliquant n'autorisent qu'une seule solution.

Elle est semi-quantitative car les 13 paramètres et le résultat univoque sont exprimés sous forme de grandeurs semi-quantifiées.

Par grandeur semi-quantifiée, on entend tout chiffre, tout nombre ou tout sigle alphanumérique, exprimant les trois notions suivantes :

- un concept de classification relative;
- la correspondance à un intervalle de valeurs quantifiées;
- l'application à un événement physique ou stochastique inhérent au paramètre ou résultat concerné.

Ceci explique pourquoi les résultats de l'approche méthodologique sont définis par des classes ou niveaux de probabilité.

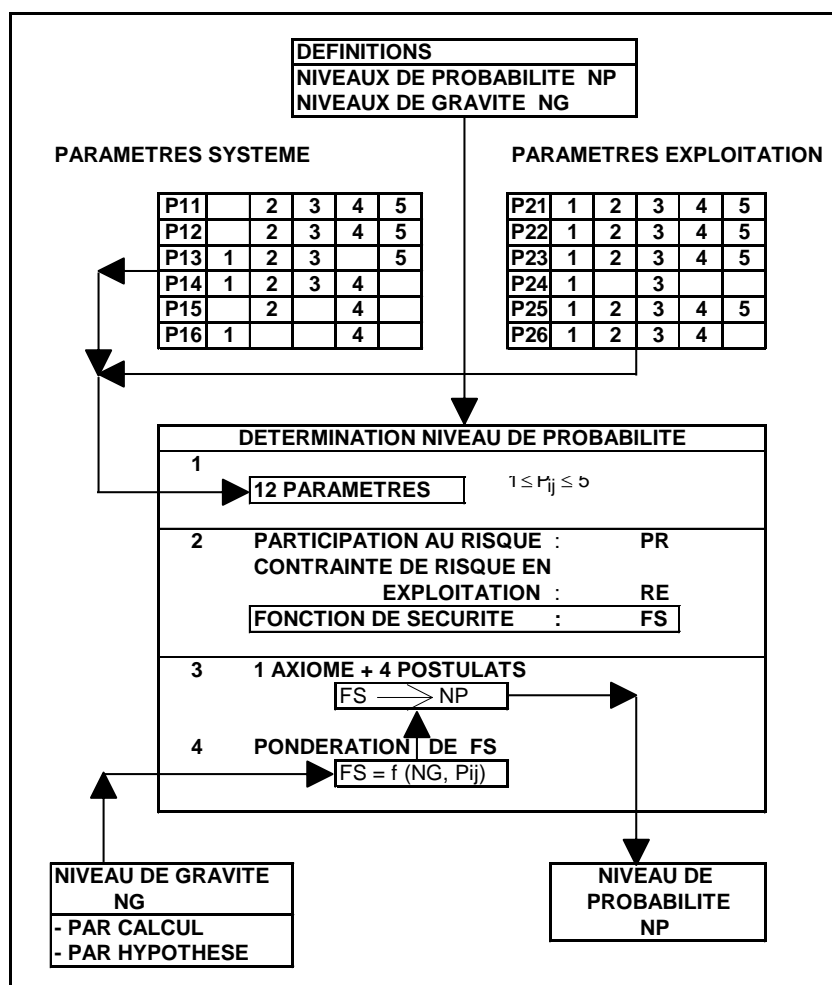
6.3.2 Approche logique et méthodologique

L'objectif de l'approche proposée est la détermination univoque du niveau de probabilité d'un système de raffinerie.

Cette démarche est basée sur les valeurs semi-quantitatives de 13 paramètres dont la connaissance du niveau de gravité afférent au scénario d'accident retenu, et s'appuie sur quatre concepts : (cf. figure 6.3.).

- 1) La définition de 12 paramètres pouvant s'appliquer à tout système, équipement ou composant de raffinerie.
Six paramètres définissent des grandeurs ou des états représentatifs du système dans ses particularismes qui le lient à la notion de risque du système.
Six paramètres expriment des grandeurs ou des états représentatifs de l'exploitation du système et sont donc liés à la notion de risque en exploitation.
- 2) L'expression d'un coefficient PR de participation au risque du système et d'un coefficient RE de contrainte de risque en exploitation permettant d'établir une fonction de sécurité FS du système.
- 3) La corrélation entre les valeurs de la fonction de sécurité FS du système et les niveaux de probabilité NP, découlant d'un axiome et de quatre postulats.
- 4) La pondération de la fonction sécurité FS par le niveau de gravité NG inhérent au système considéré.

Figure 6.3.



6.3.3 Caractérisation des paramètres probabilistes

Les 12 paramètres P_{ij} ($i = 1, 2 ; j = 1 \text{ à } 6$), intervenant dans l'approche paramétrique d'évaluation du niveau de probabilité NP, définissent des grandeurs ou des états représentatifs d'un quelconque système de raffinerie et de son exploitation, fonctions d'une ou de plusieurs variables liées à la composante stochastique du risque présenté par ledit système et par son exploitation.

Le choix et la définition des paramètres P_{ij} sont basés sur la réalisation de six critères :

Critère 1

Les paramètres P_{ij} sont indépendants entre eux.

Critère 2

La définition d'un quelconque paramètre P_{ij} est polyvalente, en ce sens que tout paramètre P_{ij} peut s'appliquer à tout type d'équipement, sous système ou système rencontré en raffinerie. Ainsi une même définition doit pouvoir s'identifier aussi bien à un compresseur alternatif, un réacteur de reformeur catalytique, un bras de chargement, une pompe centrifuge, qu'à une sphère de propane, un four ou une ligne de charge.

Critère 3

Chaque paramètre P_{ij} est fonction d'une ou de plusieurs variables influençant l'occurrence d'un risque interne au système ou à son exploitation.

Critère 4

Il y a univocité des valeurs discrètes que peuvent prendre les paramètres P_{ij} . Cela signifie que pour tout système analysé, il y a une et une seule valeur possible pour chaque P_{ij} .

Critère 5

Chaque paramètre P_{ij} se voit attribuer une valeur semi-quantitative, discrète et entière, allant de 1 à 5 et croissant avec le risque inhérent au paramètre considéré.

Critère 6

Chacun des 12 paramètres P_{ij} est pondéré de façon identique vis-à-vis de l'occurrence du risque considéré.

Les 6 paramètres P_{1j} ($j = 1$ à 6) décrivant l'état d'un système dans ses particularismes qui le lient à la notion de risque -du système, sont étudiés en détail dans la section 3.

Les 6 paramètres P_{2j} ($j = 1$ à 6) exprimant des grandeurs ou des états représentatifs de l'exploitation du système et liés à la notion de risque en exploitation du système, sont analysés dans la section 3.

Pour chacun de ces paramètres, on a posé cinq valeurs semi-quantitatives :

- 5 : risque maximum pour le paramètre considéré,
- 4 : risque augmenté pour le paramètre considéré,
- 3 : risque existant pour le paramètre considéré,
- 2 : risque diminué pour le paramètre considéré,
- 1 : absence de risque pour le paramètre considéré.

La connaissance des douze paramètres et du niveau de gravité NG , permet de calculer un facteur de sécurité FS corrélé avec les divers niveaux de probabilité NP .

6.3.4 Définition des paramètres probabilistes

❶ Paramètres inhérents au système

P 11 : Age de l'équipement ou du système

Valeurs semi-quantitatives

moins de 1 an	: 3
1 ans 10 ans	: 2
10 ans à 15 ans	: 3
15 ans à 20 ans	: 4
Plus de 20 ans	: 5

P 12 : Localisation de l'équipement ou du système

Valeurs semi-quantitatives :

en stockage	: 3
en unité	: 4
moins de 100 m d'installations ou de biens étrangers	: 5
autrement	: 2

**P 13 : Ordre des coupes minimales engendrant les conséquences afférentes
au niveau de gravité fixé**

Valeurs semi-quantitatives :

ordre supérieur à 3	: 1
ordre 3	: 2
ordre 2	: 3
ordre 1	: 5

P 14 : Redondance de :

- A - Instrumentation avec alarme
- B - dispositifs de sécurité
- C - vannes critiques

Valeurs semi-quantitatives :

- A + B + C	: 1
- A + B	: 2
- A + C	: 2
- B ou C	: 3
- Aucune redondance	: 4

P 15 : Conformité aux codes et réglementations

Valeurs semi-quantitatives :

OUI	: 2
NON	: 4

**P 16 : Fragilisation ou concentration de contraintes possible
au niveau des soudures**

Valeurs semi-quantitatives :

NON	: 1
OUI	: 4

② Paramètres afférents à l'exploitation du système

P 21 : Fréquence des inspections et/ou contrôles et/ou entretiens

Valeurs semi-quantitatives :

Tous les 3 mois ou plus	: 1
Tous les 6 mois	: 2
Tous les ans	: 3
Tous les 2 ans	: 4
Tous les 3 ans ou moins	: 5

P 22 : Proximité d'un appareil à flamme nue

Valeurs semi-quantitatives :

Plus de 500 mètres ou fluide ininflammable	: 1
Entre 200 et 500 mètres	: 2
Entre 100 et 200 mètres	: 3
Entre 30 et 100 mètres	: 4
Moins de 30 mètres ou auto-ignition du fluide	: 5

P 23 : Fréquence des transitoires, démarrages ou mouvements

Valeurs semi-quantitatives :

Moins de 5/an	: 1
de 5 à 10/an	: 2
de 10 à 20/an	: 3
de 20 à 30/an	: 4
plus de 30/an	: 5

P 24 : Détection avec alarme du phénomène redouté

Valeurs semi-quantitatives :

OUI	: 1
NON	: 3

P 25 : Prise en compte du phénomène redouté par :

- A - Procédure spéciale
- B - Moyens fixes de prévention
- C - Moyens fixes de protection

Valeurs semi-quantitatives :

- A + B + C	: 1
- A + B, B	: 2
- A + C, C	: 3
- A	: 4
- NON	: 5

P 26 : Sollicitations vibratoires

Valeurs semi-quantitatives :

NON	: 1
OUI + dispositif d'atténuation	: 2
OUI + suivi	: 3
OUI	: 4

③ Cas particulier des tuyauteries de niveau de risque NG=4 et NG=5

Pour les tuyauteries l'âge de l'équipement est un constat, il n'est pas représentatif de l'état de l'équipement, il est totalement indépendant du résultat des contrôles effectués (épaisseur, aspect extérieur...) qui ont pour but de garantir le maintien de confinement pendant toute la durée d'un cycle.

Pour compenser le paramètre P11 âge, on est normalement amené à augmenter les fréquences d'inspection (paramètre P21) de manière irréaliste pour respecter les critères de risque acceptable de la méthodologie UFIP.

Des lignes seraient soumises à des contrôles annuels (voir plus fréquents) du fait de leur âge alors qu'aucune perte d'épaisseur n'est constatée. Ces contrôles n'ont aucun sens.

Pour établir une liaison formelle entre le plan d'inspection des tuyauteries et leur niveau de gravité issu des études de danger, on introduit la notion de vie résiduelle d'une tuyauterie objet d'étude de danger.

Vie résiduelle d'une tuyauterie EDD

Ce paragraphe explicite l'évaluation de la vie résiduelle d'une tuyauterie qui sera la plus faible de toutes celles calculées pour tous les points contrôlés de plein diamètre (ce sont ceux qui génèrent les risques de gravité 4 et 5) de cette tuyauterie.

1) Cote de remplacement

La cote ou épaisseur de remplacement des tuyauteries (appelée CR) est la plus grande des 2 valeurs suivantes déterminées :

- a) à partir du calcul de résistance à l'effort dû à la pression intérieure, par la formule :

$$e_m = \frac{PD}{2fz + P} + S, \text{ dans laquelle :}$$

e_m = épaisseur minimale calculée pour les parties droites (en mm)
 P = pression de calcul (en MPa)
 D = diamètre extérieur spécifié dans la norme relative au tube (en mm)
 f = contrainte admissible pour le matériau à la température de calcul (en MPa)
 z = coefficient de joint soudé (sans dimension)
 s = surépaisseur tenant compte de la corrosion et de la précision de la mesure.

Pour les tuyauteries classées en niveau NG = 4 ou NG = 5, la surépaisseur de corrosion sera égale à 0,8 mm (ce qui correspond à une marge de sécurité correspondant au moins à 2 ans de vie).

- b) à partir de la tenue mécanique des tuyauteries prenant en « compte des majorations d'épaisseur éventuellement nécessaires pour compenser les contraintes de liaison, les contraintes thermiques, les contraintes dues aux variations de pression et de température, à la flexibilité ou à la dilatation (ancrages, supportages, etc) ainsi qu'à l'affaiblissement du tube provenant des opérations de formage, d'usinage, etc ». Les épaisseurs minimales pour la tenue mécanique $e''tm''$) sont indiquées dans le tableau suivant :

Diamètre D''	Epaisseur minimale e''tm'' (mm)
D ≤ 2''	2
3'' et 4''	2,8
6'' < D < 10''	3,3
12'' ≤ D ≤ 20''	4
D ≥ 24''	calcul au cas par cas

2) Calcul de la vie résiduelle

A partir de deux mesures d'épaisseur successives effectuées avec au moins un an d'intervalle, il est calculé la vitesse de corrosion et donc la vie résiduelle de la tuyauterie en chaque point contrôlé :

$$VR = \frac{\text{épaisseur mesurée} - \text{cote de remplacement}}{\text{vitesse de corrosion}}$$

La vie résiduelle globale de la tuyauterie sera la plus courte de toutes celles calculées à partir des contrôles des points de cette tuyauterie localisés en plein diamètre.

Elle doit être supérieure à la durée d'un cycle entre deux grands arrêts métal (actuellement 5 ans lorsque le Service Inspection est reconnu par la DRIRE) sinon le tronçon de tuyauterie doit être remplacé.

3) Cas particulier des tuyauteries neuves (ou remises à neuf)

Un contrôle initial (point zéro) est réalisé avant la mise en service et cela inclut au moins tous les points qui seront contrôlés conformément au plan d'inspection établi et utilisé lors des futurs arrêts.

A mi-cycle un contrôle du point de référence de la tuyauterie neuve sera effectué pour vérifier les hypothèses utilisées pour son dimensionnement (vitesse de corrosion en particulier).

4) Utilisation de la vie résiduelle dans l'évaluation de la probabilité

La vie résiduelle d'une tuyauterie, élément de base du guide d'inspection, va devenir le critère P 121 et se substituer à la somme des critères P11 (âge) et P21 (fréquence d'inspection). Il conservera le même poids relatif (10 maxi) l'ensemble des critères utilisés dans l'évaluation semi-quantitative de la probabilité d'un événement.

Evaluation du critère P 121 = vie résiduelle

Tuyauteries	Inspection (2)	Valeur du P 121
vie résiduelle > 7 ans (+ x)(1) (3)	tous les 5 ans (3)	3
(x+) 5 ans < vie résiduelle < 7 ans (+x)	tous les 5 ans (3) tous les 2,5 ans (3) tous les ans (3)	10 7 5
(1) x = décalage entre la date de la mesure et la date d'arrêt, (2) selon le plan défini par le guide d'inspection (3) durée actuelle du cycle.		

Rappel : L'objectif de l'inspection des tuyauteries est d'assurer le maintien du confinement pendant au moins un cycle (actuellement 5 ans) si la vie résiduelle est < 5 ans la tuyauterie (ou le tronçon incriminé) sera remplacé.

Exemple d'utilisation de la pondération

Une tuyauterie classée As (5x) a une vie résiduelle comprise entre 5 et 7 ans et le contrôle tous les 5 ans conduit à un classement en 53 de la tuyauterie du fait de la valeur du P 121 = 10 avec un ΔP_{ij} pour atteindre 52 de 4.

Deux solutions pour réduire le niveau de risque :

- un contrôle tous les ans d'où P 121 = 5 (gain de 5 sur $\sum pij$),
- le remplacement du tronçon (avec point zéro) d'où P 121 = 3 (gain de 7 sur $\sum pij$).

6.3.5 Coefficients de risque

1) Coefficient de participation au risque du système

A partir des paramètres P11 à P16, définissant des grandeurs ou des états représentatifs du système considéré, on se définit un coefficient PR que l'on appelle coefficient de participation au risque du système, et qui s'exprime :

$$PR = \frac{\sum_{i=1}^6 P_{1i}}{30} \times 100 \quad | \%$$

Il apparaît, vu les valeurs semi-quantitatives attribuées aux paramètres P11 à P16, que le coefficient PR peut prendre une valeur minimale de 30 % et une valeur maximale égale à 90 %.

En effet :

$$\sum_i P_{1i} \text{ min} = 9$$

$$\sum_i P_{1i} \text{ max} = 27$$

$$PR_{\min} = \frac{\sum_i (P_{1i})_{\min}}{30} \times 100 = \frac{9 \times 100}{30} = 30 \%$$

$$PR_{\max} = \frac{\sum_i (P_{1i})_{\max}}{30} \times 100 = \frac{27 \times 100}{30} = 92 \%$$

2) Coefficient de contrainte de risque en exploitation

A partir des paramètres P21 à P26, exprimant des grandeurs ou des états représentatifs de l'exploitation du système étudié, on se définit un coefficient RE appelé coefficient de contrainte de risque en exploitation et qui s'exprime :

$$RE = \frac{\sum_{j=1}^6 P_{2j}}{30} \times 100 \quad | \%$$

Il apparaît, vu les valeurs semi-quantitatives attribuées aux paramètres P21 à P26, que le coefficient RE peut prendre une valeur minimale de 20 % et une valeur maximale égale à 86 %.

En effet :

$$\sum_j P_{2j} \text{ min} = 6$$

$$\sum_j P_{2j} \text{ max} = 26$$

$$RE_{\text{min}} = \frac{\sum_j (P_{2j}) \text{ min}}{30} \times 100 = \frac{6 \times 100}{30} = 20 \%$$

$$RE_{\text{max}} = \frac{\sum_j (P_{2j}) \text{ max}}{30} \times 100 = \frac{26 \times 100}{30} = 86 \%$$

3) Coefficient de risque total

On définit le coefficient de risque total R_{tot} comme la somme du coefficient de participation au risque du système et du coefficient de contrainte de risque en exploitation

$$R_{\text{tot}} = PR + RE = \sum_{i=1}^2 \sum_{j=1}^6 P_{ij} \times \frac{100}{30} \quad |\%|$$

Il apparaît, vu les valeurs semi-quantitatives attribuées aux paramètres P_{ij} , que le coefficient R_{tot} peut prendre une valeur minimale de 50 % et une valeur maximale de 176 %.

En effet :

$$\sum_{i=1}^2 \sum_{j=1}^6 (P_{ij}) \text{ min} = 15$$

$$\sum_{i=1}^2 \sum_{j=1}^6 (P_{ij}) \text{ max} = 53$$

$$(R_{\text{tot}}) \text{ min} = \frac{\sum_i \sum_j (P_{ij}) \text{ min}}{30} \times 100 = \frac{15 \times 100}{30} = 50 \%$$

$$(R_{\text{tot}}) \text{ max} = \frac{\sum_i \sum_j (P_{ij}) \text{ max}}{30} \times 100 = \frac{53 \times 100}{30} = 176 \%$$

6.3.6 Fonction FS et droite d'insécurité

Considérons le diagramme où sont portées en abscisse la participation au système PR, et en ordonnée la contrainte de risque en exploitation RE (figure 21).

On trace dans ce diagramme la droite reliant les points (PR = 100, RE = 0) et (PR = 0, RE = 100).

Cette droite représente l'ensemble des points pour lesquels
 $PR + RE = R_{tot} = 100 \%$

Cette droite nous l'appelons "droite d'insécurité" et la caractérisons par une fonction de sécurité
 $FS = 1$

L'équation de toute droite parallèle à la droite d'insécurité s'exprime dès lors par :

$$\frac{1}{FS} = \frac{PR + RE}{100} = \frac{R_{tot}}{100}$$

$$\text{et } FS = \frac{100}{R_{tot}}$$

Toute droite parallèle à la droite d'insécurité et située à la droite de cette dernière est caractérisée par une fonction de sécurité $FS < 1$.

Toute droite parallèle à la droite d'insécurité et située à gauche de cette dernière est caractérisée par une fonction de sécurité $FS > 1$.

6.3.7 Fonction FS et niveau de probabilité

On établit une corrélation entre le niveau de probabilité NP et la fonction de sécurité FS du système étudié, découlant d'un axiome et de quatre postulats.

Axiome

Si $R_{tot} \geq 100 \%$, il y correspond un niveau de probabilité maximum, soit $NP = 6$.

Pour $R_{tot} = 100$, $FS = 1$ et donc pour $FS \leq 1$ il y correspond un niveau de probabilité $NP = 6$.

Postulat 1

Si $80 \% \leq R_{tot} < 100 \%$, il y correspond un niveau de probabilité $NP = 4$.

Pour $R_{tot} 80 \%$

$$FS = \frac{100}{80} = 1,25$$

et donc pour $1 < FS \leq 1,25$, il correspond un niveau de probabilité $NP = 4$.

Postulat 2

Si $55 \% \leq R_{tot} < 80 \%$, il y correspond un niveau de probabilité $NP = 3$.

Pour $R_{tot} 55 \%$

$$FS = \frac{100}{55} = 1,82$$

et donc pour $1,25 < FS \leq 1,82$, il correspond un niveau de probabilité $NP = 3$.

Postulat 3

Si $35 \% \leq R_{\text{tot}} < 55 \%$, il y correspond un niveau de probabilité $NP = 2$.

Pour $R_{\text{tot}} = 35 \%$

$$FS = \frac{100}{35} = 2,85$$

et donc pour $1,82 < FS \leq 2,85$, il correspond un niveau de probabilité $NP = 2$.

Postulat 4

Si $R_{\text{tot}} < 35 \%$, il y correspond un niveau de probabilité $NP = 1$.

Donc pour $FS > 2,85$, il correspond un niveau de probabilité $NP = 1$.

La corrélation ainsi établie entre le niveau de probabilité NP et la fonction de sécurité FS , est illustrée par le diagramme de la figure 6.5, où les diverses zones de probabilité $NP = 5, 4, 3, 2$ et 1 , sont délimitées par les droites de fonction de sécurité $FS = 1, 1,25, 1,82$ et $2,85$ respectivement.

6.3.8 Pondération de la fonction FS par rapport au risque total minimum

Nous avons défini la fonction FS par l'équation :

$$FS = \frac{100}{R_{\text{tot}}}$$

Ce qui peut s'écrire également :

$$FS = \frac{100}{(PR + RE)}$$

ou

$$\begin{aligned} FS &= \frac{100}{\sum_{i=1}^6 P_{1i} \times \frac{100}{30} + \sum_{j=1}^6 P_{2j} \times \frac{100}{30}} \\ &= \frac{100}{\sum_{i=1}^2 \sum_{j=1}^6 P_{ij}} \end{aligned}$$

La valeur de la fonction FS sera maximale lorsque le risque total sera minimal, soit :

$$\begin{aligned} FS_{\text{max}} &= \frac{100}{(R_{\text{tot}})_{\text{min}}} \\ &= \frac{30}{\left(\sum_i \sum_j P_{ij} \right)_{\text{min}}} = \frac{30}{15} = 2 \end{aligned}$$

Figure 6.4 : Fonction FS et droite d'insécurité

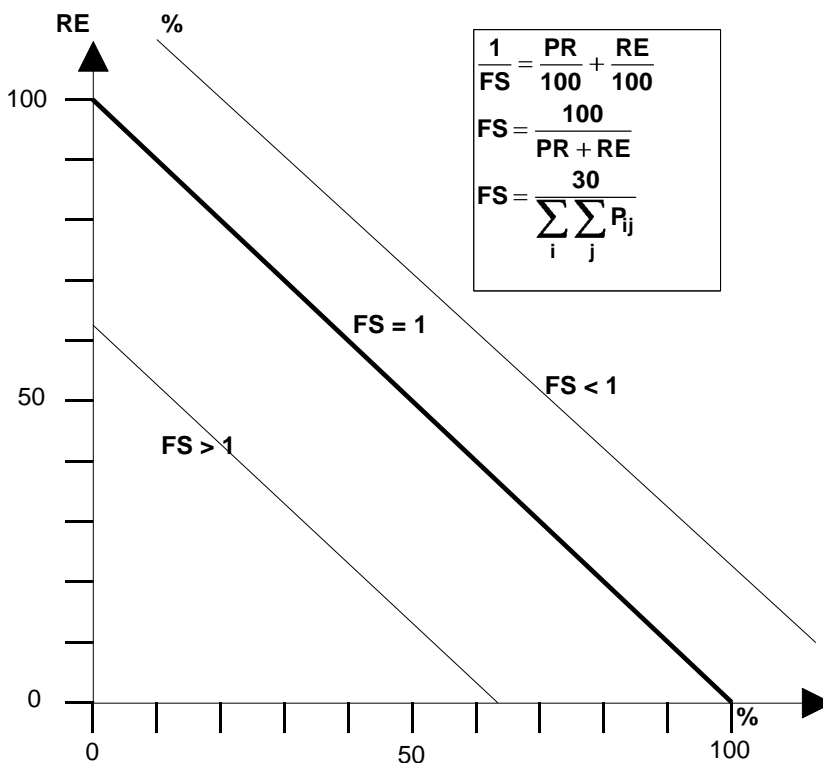
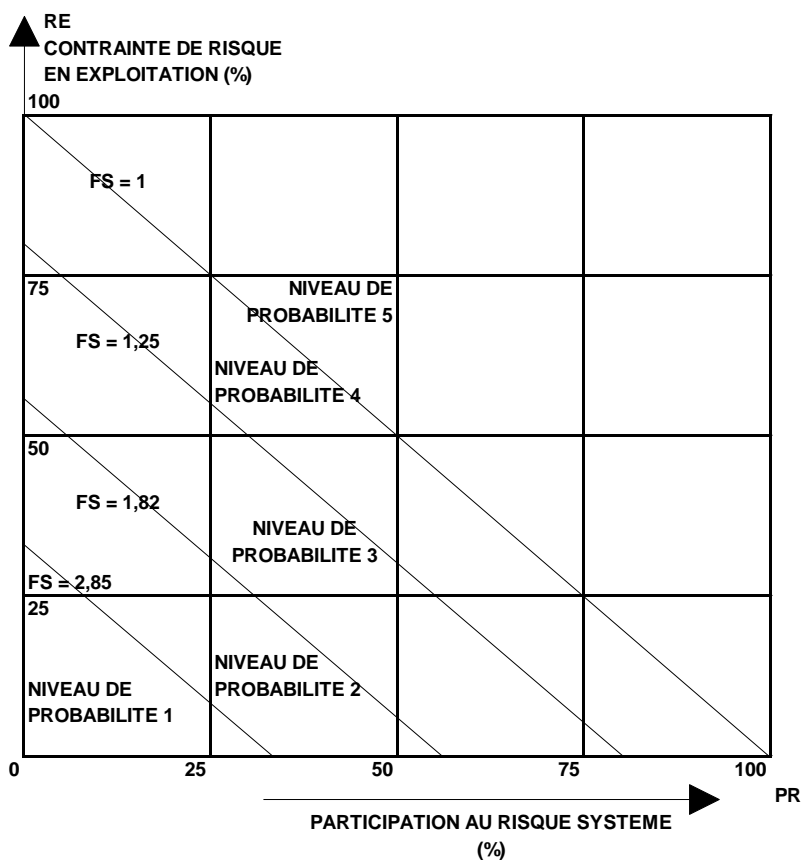


Figure 6.5 :



D'après le postulat 3, il devrait y correspondre un niveau de probabilité $NP = 2$, or pour un risque total minimum, nous devons tendre vers un niveau de probabilité $NP = 1$.

$$R_{tot} \rightarrow (R_{tot})_{min}, NP \rightarrow 1$$

Cette limite est obtenue pour

$$\left(\sum_i \sum_j P_{ij} \right)_{lim} \frac{30}{2,85} = 10,526$$

Nous pondérons dès lors la relation exprimant la fonction de sécurité FS en introduisant au dénominateur le terme

$$\left(\sum_i \sum_j P_{ij} \right)_{pond} = \sum_i \sum_j P_{ij} - 4,5$$

De cette façon on obtient un niveau de probabilité $NP = 1$, lorsque le risque total tend vers sa valeur minimale.

L'équation de FS s'écrit donc :

$$FS = \frac{30}{\sum_{i=1}^2 \sum_{j=1}^6 P_{ij} - 4,5}$$

6.3.9 Pondération de la fonction FS par rapport au niveau de gravité NG inhérent au système considéré

Partant de la constatation statistique d'un moins grand nombre d'accidents de niveau de gravité $NG = 5$ que de niveau de gravité $NG = 4$, d'un plus grand nombre d'accidents de niveau de gravité $NG = 3$ que de niveau de gravité $NG = 4$, d'un plus grand nombre d'incidents de niveau de gravité $NG = 2$ que d'accidents de niveau de gravité $NG = 3$, nous allons pondérer l'expression de FS par une fonction de NG, $F(NG)$.

Les conditions que doit remplir cette fonction de pondération $F(NG)$ sont les suivantes :

- 1) $F(NG) = 1$ pour $NG = 3$
- 2) $F(NG) > 1$ pour $NG = 4$
- 3) $F(NG = 5) > F(NG = 4)$
- 4) $F(NG) < 1$ pour $NG = 2$
- 5) $F(NG = 1) < F(NG = 2)$

$$6) \frac{F(NG = n)}{F(NG = n - 1)} = \left\{ \frac{e^{-m} m^x / x!}{e^{-m} m^x / x!} \right\}_{x=1}^{NG=4} \Bigg/ \left\{ \frac{e^{-m} m^x / x!}{e^{-m} m^x / x!} \right\}_{x=1}^{NG=5}$$

Nous avons pris pour rapport, des fonctions de pondération correspondant aux niveaux de gravité $NG = n$ et $NG = n-1$, $n = 2$ à 5 , la racine carrée du rapport des distributions *Poissoniennes* correspondant aux niveaux de gravité $NG = 4$ et $NG = 5$. Ceci présente un conservatisme certain avec :

- m , la moyenne des occurrences annuelles d'un événement de gravité NG
- x , le nombre d'occurrences annuelles d'un événement de gravité NG.

Loi de Poisson

La loi de Poisson exprime la fréquence du nombre d'événements en un temps donné, lorsqu'à tout instant la probabilité d'un événement est la même.

La loi de Poisson est donc une loi discrète, et la variable aléatoire est un nombre d'événements.

C'est la seule loi de distribution permettant de définir une pondération en fonction de statistiques relatives à des accidents graves.

Cette loi s'écrit :

$$P_{\text{rob}} (X = k) = \frac{m^k}{k!} e^{-m}$$

où m désigne la moyenne de la variable aléatoire.

On remarque que cette moyenne est le seul paramètre d'une telle distribution; c'est donc la seule caractéristique numérique qu'on cherche à estimer à partir de données statistiques.

Ce nombre moyen m (qui n'est pas généralement un entier) dépend de l'intervalle de temps T que l'on considère; on montre que, du moins si les conditions physiques n'évoluent pratiquement pas dans le domaine étudié, il est proportionnel à T ce qu'on écrit :

$$m = \lambda T$$

où λ est ainsi un nombre moyen d'événements par unité de temps, supposé constant.

La loi fournit donc la probabilité d'apparition de k événements pendant T .

Quant à la probabilité d'apparition d'au moins un événement pendant T , la plus utile, elle s'écrit :

$$\text{Prob} (X \geq 1) = 1 - \exp(-m)$$

Remarquons alors que si : $m \leq 1$ (intervalle de temps T très court, par exemple), on peut écrire:
 $\text{Prob} (1) \approx \text{Prob} (X \geq 1) \approx m$

Ce résultat explique que, lorsque l'on considère des événements rares (relativement à l'intervalle de temps T) on puisse confondre $\text{Prob} (1)$ et $\text{Prob} (X \geq 1)$; c'est généralement le cas dans le domaine de l'évaluation des risques d'origine accidentelle.

La loi de Poisson est caractérisé par :

- **sa fréquence** : $P_{\text{rob}} (X = k) = \frac{m^k}{k!} e^{-m}$
- **sa fonction de répartition** : $F(X) = \sum_{k=0}^x \frac{m^k}{k!} e^{-m}$
- **son espérance mathématique** : $E(X) = m$
- **sa variance** : $V(X) = m$

Pour déterminer la loi de Poisson nous avons défini l'échantillonnage suivant :

Intervalle de temps

$T = 47$ ans (1950 à 1997)

Raffineries, usines pétrochimiques et stockages concernés : $N_e = 381$
recensés aux USA, en Europe de l'Ouest, en Afrique, en Amérique latine et en Asie.

Nombre d'accidents étudiés : 99

dont $n_4 = 56$ de niveau de gravité $NG = 4$

$n_5 = 43$ de niveau de gravité $NG = 5$.

Ce qui permet d'écrire :

$$m = \frac{n_i}{T \times N_e} \quad i = 4,5$$

et pour $NG = 4$:

$$m = 3,127 \cdot 10^{-3}$$

$$P_{\text{rob}}(X = 1) = 3,117 \cdot 10^{-3}$$

pour $NG = 5$:

$$m = 2,4013 \cdot 10^{-3}$$

$$P_{\text{rob}}(X=1) = 2,395 \cdot 10^{-3}$$

$$\sqrt{\frac{P_{\text{rob}}(X = 1) \text{ NG} = 4}{P_{\text{rob}}(X = 1) \text{ NG} = 5}} = 1,1408$$

$$\begin{aligned} F(NG = 3) &= 1 \\ F(NG = 4) &= 1,13603 & F(NG = 3) &= 1,1408 \\ F(NG = 5) &= 1,13603 & F(NG = 4) &= 1,3014 \\ F(NG = 2) &= F(NG = 3)/1,13603 & &= 0,8765 \\ F(NG = 1) &= F(NG = 2)/1,13603 & &= 0,7684 \end{aligned}$$

Nous avons tracé la courbe passant par ces cinq points et l'avons identifiée de façon conservative à une courbe tangente au point ($NG = 3, F(NG = 3) = 1$) et passant par les points:

$$\begin{aligned} F(NG = 3) &= 1 \\ F(NG = 4) &= 1,104 \\ F(NG = 5) &= 1,205 \\ F(NG = 2) &= 0,852 \\ F(NG = 1) &= 0,7297 \end{aligned}$$

La fonction de pondération $F(NG)$ répondant aux six conditions énoncées ci-avant s'exprime:

$$F(NG) = (0,0945 \text{ NG} + 0,7275) - \left[\left(\frac{0,122}{\text{NG}} \right) - 0,0297 \right]$$

Dès lors pour un système caractérisé par ses P_{ij} et son niveau de gravité NG , la fonction FS pondérée résultant s'écrit :

$$FS = \frac{30 \left\{ (0,0945 \text{ NG} + 0,7275) - \left[\left(\frac{0,122}{\text{NG}} \right) - 0,0297 \right] \right\}}{\sum_{i=1}^2 \sum_{j=1}^6 P_{ij} - 4,5}$$

6.4. SYNTHÈSE DE L'EXEMPLE DE MÉTHODE

Dans la méthode proposée à titre d'exemple dans les paragraphes précédents, la détermination univoque du niveau de risque afférent à un système étudié, s'effectue en trois phases méthodologiques successives, chaque phase étant fonction de la ou des phases précédentes :

Phase 1 : attribution d'un niveau de gravité au système

Cette phase 1 s'articule sur quatre points clés :

- 1) L'expression de critères fonction de l'énergie potentielle du système d'une part et exprimant d'autre part la distance maximale à l'équipement ou système considéré pour laquelle une conséquence préquantifiée consécutive à un effet physique déterminé, est réalisée; les conséquences préquantifiées retenues sont de trois types : risque léthal, destruction de composants, équipements ou systèmes, blessures et/ou dégâts réparables.
- 2) La définition de scénarios d'accidents naissant de l'occurrence de phénomènes physiques indésirables (causes) et entraînant des effets physiques (conséquences) pouvant se réaliser seuls ou en combinaison; ces conséquences traitées par la méthodologie sont la toxicité, la production de missiles, la suppression d'onde de choc, le flux thermique, l'épandage d'une nappe liquide et la dérive d'un nuage gazeux.
- 3) Le choix d'hypothèses amenant à quantifier de façon conservatrice les conséquences, à réduire le nombre de variables dans les équations et corrélations utilisées, et à établir une procédure de calcul aisément exécutable avec ou sans moyens informatiques.
- 4) La normalisation des données d'entrée relatives au site, à l'équipement, au fluide et au débit à la brèche.

Phase 2 : attribution d'un niveau de probabilité au système

Cette phase 2 est basée sur les valeurs semi-quantitatives de 12 paramètres et la connaissance du niveau de gravité, et s'appuie sur quatre concepts :

- 1) La définition de 12 paramètres pouvant s'appliquer à tout système, équipement ou composant de raffinerie.

Six paramètres définissent des grandeurs ou des états représentatifs du système dans ses particularismes qui le lient à la notion de risque du système.

Six paramètres expriment des grandeurs ou des états représentatifs de l'exploitation du système et sont donc liés à la notion de risque en exploitation.
- 2) L'expression d'un coefficient de participation au risque du système et d'un coefficient de contrainte de risque en exploitation permettant d'établir une fonction de sécurité du système.
- 3) La corrélation entre les valeurs de la fonction de sécurité du système et les niveaux de probabilité, découlant d'un axiome et de quatre postulats.
- 4) La pondération de la fonction sécurité par le niveau de gravité inhérent au système considéré.

Phase 3 : attribution d'un niveau de risque au système et applications des critères de risque inacceptable

Cette phase peut entraîner l'application d'une procédure de quantification paramétrique de l'incidence sur le risque, des projets d'amélioration des systèmes impliqués dans une étude de danger, procédure optimisée par rapport au coût de l'investissement nécessaire pour rendre le risque acceptable.

L'approche développée est exprimée en termes de grandeurs semi-quantifiées pour lesquelles il existe des relations binaires d'ordre large permettant de définir une algèbre de Boole.

Par grandeur semi-quantifiée, on entend tout chiffre, tout nombre ou tout sigle alphanumérique, exprimant les trois notions suivantes :

- un concept de classification relative;
- la correspondance à un intervalle de valeurs quantifiées;
- l'application à un événement physique ou stochastique inhérent au paramètre ou résultat concerné.

Cette approche permet de hiérarchiser les risques et de comparer les systèmes par rapport à un référentiel défini en termes de niveaux de risque, niveaux de gravité, niveaux de probabilité.

La méthodologie développée est univoque en ce sens que contrairement aux méthodes analytiques de quantification du risque, la présente méthodologie ne permet qu'un et un seul résultat pour un même système, quelle que soit l'équipe ou la personne l'utilisant.

GUIDE METHODOLOGIQUE UFIP POUR LA RÉALISATION DES ÉTUDES DE DANGERS EN RAFFINERIES, STOCKAGES ET DÉPÔTS DE PRODUITS LIQUIDES ET LIQUEFIÉS

VOLUME 1 ANNEXES

En ce qui concerne les annexes A, C, et D, il s'agit d'exemples de méthodes très détaillées dont l'usage est réservé aux cas complexes nécessitant une étude approfondie.

ANNEXE A

**LOIS APPLICABLES POUR CALCULER LES DONNEES D'ENTREE FLUIDES
DE LA METHODOLOGIE DETERMINISTE**

A.1 OBJET ET PRESENTATION

A.1.1. OUTILS PROPOSES

L'approche et les informations proposées ont pour objet de permettre l'emploi de valeurs univoques pour les données « fluides » appelées par la méthodologie, et ce pour les conditions thermodynamiques et ambiantes afférentes au scénario traité.

Pour ce faire, 5 outils sont proposés :

① Un fichier de 250 produits rencontrés en raffinerie objet de l'annexe B

Ces produits regroupent des hydrocarbures purs, des fluides purs non hydrocarbures, des coupes pétrolières, des gaz, des bruts.

Un maximum de 23 caractéristiques est renseigné pour chaque produit : Point d'éclair, température d'ébullition, température d'auto-inflammation, température critique, pression critique, coefficients de l'équation d'ANTOINE (3), masse spécifique du liquide, masse spécifique de la vapeur, masse molaire, rapport des chaleurs spécifiques, chaleur spécifique du liquide, chaleur de vaporisation, chaleur de combustion, taux de toxicité (2), paramètres de toxicité (3), limites d'inflammabilité. Pour les coupes pétrolières et les bruts sont en outre mentionnées les caractéristiques température initiale et température finale de distillation.

Les caractéristiques fonction de la température sont renseignées à 288K; il s'agit de la masse spécifique liquide, de la masse spécifique vapeur, de la chaleur spécifique du liquide et de la chaleur de vaporisation.

② Des lois de variation des propriétés des fluides avec la température

Ces lois s'appliquent à la masse spécifique du liquide, à la masse spécifique de gaz, à la chaleur de vaporisation et à la chaleur spécifique du liquide.

③ Des lois de calcul de propriétés appelées par la méthodologie

Ces lois permettent le calcul de la tension de vapeur, et de la température d'équilibre dans un écoulement diphasique, tant pour un corps pur que pour une coupe pétrolière.

④ Des lois de mélange

Ces lois permettent d'établir les caractéristiques et propriétés d'un mélange de corps purs et/ou de coupes pétrolières, connaissant les caractéristiques et propriétés des composants ainsi que la fraction pondérale ou la fraction molaire des composants dans le mélange.

⑤ Une procédure d'estimation des caractéristiques des pétroles bruts

Le cas du pétrole brut ne peut être traité comme un corps pur ou une coupe pétrolière. Une procédure basée sur des caractéristiques assumées et des données fictives permet l'obtention des caractéristiques nécessaires et suffisantes pour exécuter la méthodologie, en considérant 3 types de brut : brut léger, brut moyen, brut lourd.

A.1.2 LOIS DE VARIATION ET DE MELANGE

Les critères qui ont prévalu au choix des méthodes sont les suivants :

- la précision des résultats n'est pas le but principal,
- les méthodes ne doivent pas nécessiter l'entrée d'un grand nombre de paramètres dans la banque de données,
- le domaine de validité des méthodes doit être en principe compris entre 0 et 550°C, la pression demeurant aux environs de la pression atmosphérique,
- dans un premier temps, on se limite au domaine pétrolier (hydrocarbures + éventuellement quelques autres corps purs).

Cependant l'application de ces méthodes appelle de notre part les commentaires et les conseils suivants :

1°) Méthode générale

D'une manière générale, pour le calcul d'une propriété X d'un mélange à une température T, il est recommandé de calculer d'abord la propriété X du mélange à la température de référence à partir des propriétés Xi des constituants, puis ensuite seulement de calculer la propriété X à la température T, et non l'inverse.

2°) Température d'ébullition

La notion de température d'ébullition n'ayant pas de sens pour les mélanges, et le calcul du % vaporisé en fonction de la température étant trop complexe dans le cas présent, nous proposons d'utiliser la notion de MEABP (MEan Average Boiling Point). Pour les coupes étroites on peut assimiler la MEABP à la moyenne arithmétique des températures initiale et finale de la coupe; dans les autres cas, il faut utiliser la loi de mélange jointe en annexe.

3°) Propriétés critiques

Les propriétés critiques TKR et PKR considérées pour les mélanges sont en fait les propriétés pseudo-critiques des constituants purs. Elles sont uniquement destinées à être utilisées dans les formules de calcul des autres propriétés, car elles ne correspondent pas en général au point critique vrai du mélange.

4°) Chaleur spécifique liquide

Pour déterminer la chaleur spécifique liquide à une température t, nous préconisons le calcul à partir de la valeur à une température de référence.

Remarque : les formules ne sont plus valables au-delà de la température critique.

5°) Chaleur latente de vaporisation

La définition de la chaleur de vaporisation que nous considérons pour un mélange est la différence entre l'enthalpie du mélange au point de rosée et l'enthalpie au point de bulle :

$$CVAP = H_{\text{rosée}} - H_{\text{bulle}}$$

N'ayant pas trouvé de loi de variation en fonction de la température pleinement satisfaisante pour les chaleurs de vaporisation, nous préconisons d'entrer dans la banque de données les chaleurs de vaporisation prises soit à la température d'ébullition pour les corps purs, soit à la température correspondant à la MEABP pour les produits complexes. La chaleur de vaporisation de tout mélange à sa température moyenne d'ébullition (MEABP) peut alors être estimée simplement à partir des chaleurs latentes de ses constituants.

A.2. DEFINITION DES GRANDEURS ET CARACTERISTIQUES

ANTA	coefficients de l'équation d'ANTOINE permettant le calcul de la tension de vapeur en fonction de la température.
ANTB	
ANTC	
CABP	Cubic Average Boiling Point, grandeur intermédiaire utilisée pour calculer la température d'ébullition d'un mélange de fluides purs, exprimée en K.
CSPE	chaleur spécifique du liquide en J/kg K
CVAP	chaleur de vaporisation du liquide en J/kg
DENSG	masse spécifique du gaz en kg/m ³
DENSL	masse spécifique du liquide en kg/m ³
FRMAS	fraction pondérale d'un composant dans un mélange
FRMOLE	fraction molaire d'un composant dans un mélange
GAMA	rapport des chaleurs spécifiques de la phase gazeuse ou vapeur
K	facteur de WATSON d'un coupe pétrolière exprimé en m ³ x K/kg
LC 1%	concentration maximale de polluant dans l'air, pour un temps d'exposition donné, en dessous de laquelle, chez la plupart des individus, on n'observe pas de décès
LIE	limite inférieure d'inflammabilité (% vol.)
LSE	limite supérieure d'inflammabilité (% vol.)
MABP	Molal Average Boiling Point, grandeur intermédiaire utilisée pour calculer la température d'ébullition d'un mélange de fluides purs, exprimée en K.
MOLE	masse molaire du fluide en kg/kmole
PCRI	pression d'équilibre en écoulement diphasique exprimée en Pa
PE	Point d'éclair en K.
PKR	pression critique du fluide en Pa
PVAP	tension de vapeur partielle à la surface du liquide en Pa
QFLU	chaleur de combustion du fluide en J/kg
SEI	concentration maximale de polluant dans l'air, pour un temps d'exposition donné, en dessous de laquelle, chez la plupart des individus, on n'observe pas d'effets irréversibles
SEL	concentration maximale de polluant dans l'air, pour un temps d'exposition donné, en dessous de laquelle, chez la plupart des individus, on n'observe pas de décès
SES	concentration maximale de polluant dans l'air, pour un temps d'exposition donné, en dessous de laquelle, chez la plupart des individus, on n'observe pas d'effets irréversibles
T05	température pour laquelle 5 % d'un pétrole brut distille, en K
TAMB	température ambiante en K
TBUL	température d'ébullition du liquide en K
TCRI	température d'équilibre correspondant à la pression d'équilibre PCRI en régime diphasique exprimée en K
TEXPN	Exposant de concentration relatif à la substance toxique considérée
TFIC	température fictive d'ébullition pour un pétrole brut
TFIN	Température finale de distillation correspondant à 85% de produit distillé suivant courbe ASTM.
TIGNI	température d'auto-inflammation d'un fluide en K
TIN	Température initiale de distillation correspondant à 15% de produit distillé suivant courbe ASTM.
TKR	température critique du fluide en K
TSER	température de service du fluide en K
VLE	Valeur limite d'exposition de la substance considérée
XG	titre en gaz ou vapeur en fraction pondérale
XGB	fraction pondérale d'un pétrole brut distillant à la température de service TSER.

A.3. REFERENCES DES DONNEES

1. Fire Protection Guide on Hazardous Materials.
Données : TIGNI, TTOX, limites d'inflammabilité, DENSG.
2. Methods for the calculation of the physical effects of the escape of dangerous materials.
TNO Yellow Book.
Données : CSPE, CVAP, GAMA, QFLU, TBUL.
3. Propriétés thermodynamiques des gaz pour les processus de compression et de détente.
Norme NF E 51-300.
Données : ANTA, ANTB, ANTC, CVAP, DENSL, MOLE, PKR, PVAP, TBUL, TKR.
4. Data Book on Hydrocarbons.
J.B. Maxwell
Données : PVAP, QFLU
5. Valeurs limites pour les concentrations des substances dangereuses.
INRS Note ND 1410-110-83.
Données : VLE
6. Agents extincteurs, inhibiteurs d'ambiance et gaz d'inertage.
CNPP
Données : TIGNI, limites d'inflammabilité.
7. Fiches toxicologiques de l'Institut National de Sécurité.
Données : PVAP, DENSGAZ.
8. Fiches CNPP
Données : DENSG
9. Incendie et Produits Chimiques
RGS A. Vallaud, R. Damel
Données : VLE
10. **TOTAL RAFFINAGE**
Données : coupes pétrolières.
11. CHEMICAL SAFETY DATA SHEETS - volumes 4a and 4b
Royal Society of Chemistry
Données : PE, MAK, VLE, VME, TBUL, DENSL, DENSG, LIE, LSE, TIGNI.
12. Ignition sources - John BOND - Butterworth/Heinemann 1991
Données : PE, TIGNI, limites d'inflammabilité.

13. PHYSICAL PROPERTIES OF HYDROCARBONS
Vol. 1 Gulf Publishing Company

Données : PVAP, CVAP, DENSL, DENSG, limites d'inflammabilité, CSPE.

14. THERMODYNAMIC and PHYSICAL PROPERTY DATA
Gulf Publishing Company

Données : PVAP, CSPE, DENSL

15. HANDBOOK OF CHEMISTRY and PHYSICS
CRC Press INC.

Données : CVAP, CSPE, Cp, TBUL, TKR.

A.4. LOIS DE VARIATION DES PROPRIETES DES FLUIDES AVEC LA TEMPERATURE

Dans les fichiers fluides les grandeurs DENSL et CSPE sont exprimées pour la température T = 288 K; la grandeur DENSG est exprimée pour la température T = 300 K et la grandeur CVAP pour la température d'ébullition.

Dans l'application de la méthodologie la valeur de ces grandeurs doit être calculée pour la température de service TSER du fluide impliqué.

Pour ce faire les lois suivantes peut être utilisées :

① Masse spécifique du liquide DENSL

Connaissant la valeur de la masse spécifique du liquide à une température T = 288 K et sa température critique TKR, la valeur à la température TSER peut se calculer comme suit :

$$\text{DENSL}(\text{TSER}) = \text{DENSL}(288) \left(\frac{\text{TKR} - T_2}{\text{TKR} - T_1} \right)^{1/3} \quad (\text{kg/m}^3) \quad (\text{A.1})$$

avec $T_1 = \text{Min}(288, \text{TKR} - 10) \quad (\text{K}) \quad (\text{A.2})$

$T_2 = \text{Min}(\text{TSER}, \text{TKR} - 10) \quad (\text{K}) \quad (\text{A.3})$

② Masse spécifique du gaz DENSG

Connaissant la valeur de la masse spécifique du gaz à une température T = 300 K, la valeur à la température TSER peut se calculer comme suit :

$$\text{DENSG}(\text{TSER}) = \text{DENSG}(300) \times \frac{300}{\text{TSER}} \quad (\text{kg/m}^3) \quad (\text{A.4})$$

③ Chaleur de vaporisation CVAP

Connaissant la valeur de la chaleur de vaporisation du liquide à température d'ébullition TBUL, la valeur à la température TSER peut se calculer comme suit :

- si $\text{TKR} - \text{TSER} \geq 10$

$$\text{CVAP}(\text{TSER}) = \text{CVAP}(\text{TBUL}) \left(\frac{\text{TKR} - \text{TSER}}{\text{TKR} - \text{TBUL}} \right)^{0,38} \quad (\text{J/kg}) \quad (\text{A.5})$$

- si $\text{TKR} - \text{TSER} < 10$

ou $\text{TSER} > \text{TKR}$

$$\text{CVAP}(\text{TSER}) = \text{CVAP}(\text{TBUL}) \quad (\text{J/Kg}) \quad (\text{A.6})$$

④ Chaleur spécifique du liquide CSPE

- Cas d'un produit pur (hydrocarbure, non hydrocarbure)

Connaissant la valeur de la chaleur du liquide à une température $T = 288 \text{ K}$ et sa température critique TKR , la valeur à la température TSER peut se calculer comme suit :

$$\text{CSPE (TSER)} = \text{CSPE}(288) \left\{ \frac{0,1745 - 0,0838 \left(\frac{T_1}{\text{TKR}} \right)}{0,1745 - 0,0838 \left(\frac{T_2}{\text{TKR}} \right)} \right\}^{2,8} \quad (\text{J/kg K}) \quad (\text{A.7})$$

avec $T_1 = \text{Min} \{ 288 ; 0,65 \times \text{TKR} \} \quad (\text{K}) \quad (\text{A.8})$

$T_2 = \text{Min} \{ \text{TSER} ; 0,65 \times \text{TKR} \} \quad (\text{K}) \quad (\text{A.9})$

- Cas d'une coupe pétrolière

CSPE (TSER) sera calculé par les relations ci-après :

$$\text{DL} = \text{DENSL} (288) \times 10^{-3} \quad (\text{A.10})$$

$$K = \frac{(1,8 \times \text{TBUL})^{1/3}}{\text{DL}} \quad (\text{facteur de WATSON}) \quad (\text{A.11})$$

$$\text{DY} = 0,3905 + \left(0,0935 \times \left(\frac{1-\text{DL}}{0,3} \right) \right) + \left[0,91 + \left(0,17 \times \left(\frac{1-\text{DL}}{0,3} \right) \right) \right] \times 10^{-3} \times (T - 273) \quad (\text{A.12})$$

avec $T = \text{Min} \{ \text{TSER}, \text{TKR} \} \quad (\text{A.13})$

$$\text{CSPE (TSER)} = 1\,395,6 \times \text{DY} \times (1 + 0,17 K) \quad (\text{J/kg K}) \quad (\text{A.14})$$

A.5. LOIS DE CALCUL DE PROPRIETES APPELEES PAR L'APPROCHE DETERMINISTE

1. Calcul de PVAP

La grandeur de PVAP est nécessaire pour calculer la quantité d'une masse liquide relâchée s'évaporant en fonction du temps, dans le cas où la température du fluide relâché est inférieure à sa température d'ébullition sous condition atmosphérique.

Si le fluide est un produit pur, la tension de vapeur PVAP sera calculée par l'équation d'ANTOINE.

$$\text{PVAP} = 133,3 \exp \left\{ \text{ANTA} - \left(\frac{\text{ANTB}}{T + \text{ANTC}} \right) \right\} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{A.15})$$

avec $T = \sqrt{\text{TSER} \times \text{TSOL}} \quad (\text{K}) \quad (\text{A.16})$

Si le fluide est une coupe pétrolière, la tension de vapeur PVAP sera calculée par les relations ci-après :

$$\text{ALFA} = \frac{\ln \text{PKR} - 11,1}{\ln \text{TKR} - \ln \text{TBUL}} \quad (\text{A.17})$$

$$\text{BETA} = 11,526 - \text{ALFA} \ln \text{TBUL} \quad (\text{A.18})$$

$$\text{PVAP} = \exp (\text{ALFA} \ln T + \text{BETA}) \quad (\text{Pa}) \quad (\text{A.19})$$

Avec $T = (T_{SER} \times T_{SOL})^{0,5}$

2. Calcul de TCRI

Dans le cas de débit à la brèche diphasique conséquence de la brèche, il faut calculer la température d'équilibre TCRI correspondant à la pression PCRI.

Si le fluide est un produit pur, cette température TCRI sera calculée par l'équation d'ANTOINE.

$$VP = 7,5 \cdot 10^{-3} \cdot P_{SER} \quad (\text{mm Hg}) \quad (\text{A.21})$$

$$TCRI = \left(\frac{-ANTB}{\ln VP - ANTA} \right) - ANTC \quad (\text{K}) \quad (\text{A.22})$$

Si le fluide est une coupe pétrolière, la température TCRI sera calculée par les relations suivantes :

$$ALFA = \frac{\ln PKR - 11,526}{\ln TKR - \ln TBUL} \quad (\text{A.23})$$

$$BETA = 11,526 - ALFA \ln TBUL \quad (\text{A.24})$$

$$TCRI = \exp \left(\frac{\ln PCRI - BETA}{ALFA} \right) \quad (\text{K}) \quad (\text{A.25})$$

A.6. LOIS DE MELANGE

A.6.1. FAMILLES DE PRODUITS

1) Il y a 7 familles de produits pouvant faire l'objet de mélanges :

classe ❶ → hydrocarbures purs : propane, benzène, cyclohexane...

conditions :

1. une température unique de distillation
→ $T_{BUL} = T_{IN} = T_{FIN}$
2. un assemblage d'atomes H et C à l'exclusion de tout autre.

classe ❷ → coupes pétrolières : essences, résidus, reformats, distillats, slurry...

conditions :

1. une plage de distillation
→ $T_{IN} < T_{BUL} < T_{FIN}$
avec $T_{BUL} = \sqrt{T_{IN} \times T_{FIN}}$
 $T_{FIN} - T_{IN} \ll 400^\circ$

2. un assemblage théorique de chaînes hydrocarbonées.

classe ❸ → les bruts : lourd, léger, moyen, arzew...

conditions :

1. une plage de distillation très large :

$$T_{IN} < TBUL < T_{FIN}$$
$$TBUL = \sqrt{T_{IN} \times T_{FIN}}$$
$$T_{FIN} - T_{IN} \geq 400^{\circ}$$

classe ④ → produits chimiques purs : alcools, éthers, cétones, acides...

conditions :

1. une température unique de distillation

$$TBUL = TIN = TFIN$$

2. un assemblage quelconque d'atomes à l'exception des chaînes H-C.

classe ⑤ → les gaz purs non inertes : H₂S, SO₂, CO, H₂...

conditions :

1. PVAP(TAMB) > 10⁷ Pa
- 2) QFLU ≠ 0 et/ou TTOX ≠ 0

classe ⑥ → les gaz et vapeurs inertes : vapeur d'eau, azote, CO₂, He...

conditions :

1. PVAP (TAMB) > 10⁵ Pa
2. QFLU = 0
3. TTOX = 0

classe ⑦ → des mélanges avec de l'hydrogène pur

Les lois de mélange proposées peuvent être utilisées pour les combinaisons suivantes :

Tout mélange entre 2 ou plus de 2 familles des classes ①, ②, ④, ⑤ et ⑥.

Les bruts ne sont pas censés être mélangés.

Tout mélange avec de l'hydrogène pur devra faire l'objet d'une correction du calcul des masses spécifiques.

A.6.2. LOIS DE MELANGE

Les lois proposées ci-après permettent d'établir les caractéristiques et propriétés d'un mélange de corps purs et/ou de coupes pétrolières, connaissant les caractéristiques et propriétés des composants ainsi que la fraction pondérale et la fraction molaire de ces composants dans le mélange.

D'une manière générale, pour le calcul d'une propriété X d'un mélange à une température T, il est recommandé de calculer d'abord la propriété C du mélange à la température de référence à partir des propriétés X_i des constituants, puis ensuite seulement de calculer la propriété X à la température T, et non l'inverse.

1. Température d'ébullition TBUL

On calcule d'abord le MABP (*Molal Average Boiling Point*)

$$MABP = \sum_i (FRMOLE)_i (TBUL)_i \quad (A.26)$$

On calcule ensuite le CABP (*Cubic Average Boiling Point*)

$$CABP = \left[\sum_i (FRMAS)_i \frac{(DENSL)_i}{(DENSL)_{mel}} \sqrt[3]{(TBUL)_i} \right]^3 \quad (K) \quad (A.27)$$

On obtient alors :

$$(TBUL)_{mel} = MEABP = \frac{MABP + CABP}{2} \quad (K) \quad (A.28)$$

2. Température critique

$$(TKR)_{mel} = \sum_i (FRMOLE)_i (TKR)_i \quad (K) \quad (A.29)$$

3. Pression critique

$$(PKR)_{mel} = \sum_i (FRMOLE)_i (PKR)_i \quad (Pa) \quad (A.30)$$

4. Tension de vapeur PVAP

$$(PVAP)_{mel} = \sum_i (FRMOLE)_i PVAP_i \quad (Pa) \quad (A.31)$$

5. Température d'équilibre à PVAP

$$(TCRI)_{mel} = \sum_i (FRMOLE)_i TCRI_i \quad (K) \quad (A.32)$$

6. Masse spécifique liquide DENSL

$$(DENSL)_{mel} = \frac{1}{\sum_i \frac{(FRMAS)_i}{(DENSL)_i}} \quad (kg/m^3) \quad (A.33)$$

7. Masse spécifique en phase gazeuse DENSG

$$(DENSG)_{mel} = \frac{1}{\sum_i \frac{(FRMAS)_i}{(DENSG)_i}} \quad (kg/m^3) \quad (A.34)$$

8. Masse molaire MOLE

$$(MOLE)_{mel} = \sum_i (FRMOLE)_i (MOLE)_i \quad (kg/kmole) \quad (A.35)$$

9. Rapport des chaleurs spécifique GAMA

$$CP_i = \frac{8,317 \times (GAMA)_i}{(GAMA)_i - 1} \quad (A.36)$$

$$CP_{mel} = \sum_i (FRMAS)_i \times CP_i \quad (A.37)$$

$$(GAMA)_{mel} = \frac{CP_{mel}}{CP_{mel} - 8,317} \quad (A.38)$$

10. Chaleur spécifique CSPE

$$(CSPE)_{\text{mel}} = \sum_i (FRMAS)_i \times (CSPE)_i \quad (\text{J/kg K}) \quad (\text{A.39})$$

11. Chaleur de vaporisation CVAP

$$(CVAP)_{\text{mel}} = \sum_i (FRMAS)_i \times (CVAP)_i \quad (\text{J/kg}) \quad (\text{A.40})$$

12. Chaleur de combustion QFLU

$$(QFLU)_{\text{mel}} = \sum_i (FRMAS)_i \times (QFLU)_i \quad (\text{J/kg}) \quad (\text{A.41})$$

13. Limites d'inflammabilité

Connaissant les limites d'inflammabilité de chacun des constituants d'un mélange gazeux, la loi de LE CHATELIER permet de définir les limites d'inflammabilité du mélange :

Limite inférieure d'inflammabilité :

$$(LIE)_{\text{mel}} = \frac{\sum_i (FRMAS)_i}{\sum_i \frac{(FRMAS)_i}{(LIE)_i}} \quad (\% \text{ vol.}) \quad (\text{A.42})$$

Limite supérieure d'inflammabilité :

$$(LSE)_{\text{mel}} = \frac{\sum_i (FRMAS)_i}{\sum_i \frac{(FRMAS)_i}{(LSE)_i}} \quad (\% \text{ vol.}) \quad (\text{A.43})$$

L'indice i se rapporte aux seuls composants inflammables du mélange.

14. Point d'éclair

$$(PE)_{\text{mel}} = \text{Min } (PE)_i \quad (\text{K}) \quad (\text{A.44})$$

15. Température initiale

$$(T_{IN})_{\text{mel}} = \text{Min } (T_{IN})_i \quad (\text{K}) \quad (\text{A.45})$$

16. Température finale

$$(T_{FIN})_{\text{mel}} = \left[\sqrt{\text{BUL}_{\text{mel}}^2} \right] / (T_{IN})_{\text{mel}} \quad (\text{K}) \quad (\text{A.46})$$

A.7. LES PETROLES BRUTS

A.7.1. CARACTERISTIQUES DES PETROLES BRUTS

Le cas du pétrole brut ne peut être traité comme un corps pur ou une coupe pétrolière. La procédure suivante de calcul des caractéristiques d'un pétrole brut, est péconisée : Trois types de brut peuvent être choisis :

- 1 Brut léger
- 2 Brut moyen
- 3 Brut lourd

Un certain nombre de caractéristiques sont assumées à la température TSER = 288K, et les valeurs y correspondantes reprises au tableau ci-après :

Pétroles bruts : caractéristiques assumées :

PARAMETRES	UNITES	BRUT LEGER	BRUT MOYEN	BRUT LOURD
T05	K	300	323	386
TBUL	K	528,3	576,8	661
TKR	K	712,7	763	852,7
PKR	Pa	1,798 10 ⁶	1,592 10 ⁶	1,451 10 ⁶
DENSL	kg/m ⁻³	809	843	970
MOLE	kmole kg ⁻¹	178,5	202	268,3
GAMA	-	1,004	1,003	1,003
CSPE	Jkg-1 K ⁻¹	2,0151 10 ³	1,8627 10 ³	1,7512 10 ³
CVAP	Jkg ⁻¹	2,9975 10 ⁵	3,1745 10 ⁵	3,8231 10 ⁵
QFLU	Jkg ⁻¹	4,235 10 ⁷	4,187 10 ⁷	4,092 10 ⁷

Pour un brut considéré, on compare la température de service TSER à la température T05 définie comme la température pour laquelle 5% du brut distille.

- **Si TSER ≤ T05**, on ne considère comme débit en phase vapeur que celui généré par un phénomène d'évaporation en fonction du temps. Pour ce faire, on calcule la tension de vapeur PVAP par une fonction de TSER et de données fictives, et la masse spécifique de la phase vapeur DENSG correspondant à la seule fraction évaporée.
- **Si TSER > T05**, on ne considère comme débit en phase vapeur que celui issu de la fraction du brut distillant à la température de service TSER. Pour ce faire, on calcule cette fraction XG par une fonction de la courbe de distillation du brut, et la tension de vapeur PVAP est rendue inférieure à 1000 Pa par utilisation d'une température d'ébullition fictive TFIC.

Dans ce cas également, la masse spécifique de la phase vapeur DENSG correspondant à la seule fraction distillée, est calculée.

Si en fonctionnement normal de l'unité considérée, le débit dans le système étudié est diphasique et le titre en vapeur XG connu de l'exploitant, la valeur retenue pour la fraction du brut distillant à la température de service TSER sera prise égale au maximum de la valeur XG connue par l'exploitant et de la valeur calculée comme distillant à TSER.

Le logigramme de la figure A.1. résume la procédure d'obtention de caractéristiques nécessaires et suffisantes pour traiter le cas d'équipements contenant ou véhiculant un pétrole brut par la méthodologie du calcul du débit à la brèche.

A.7.2. EQUATIONS APPELEES PAR LA PROCEDURE BRUT

1. Calcul de la fraction distillant à TSER :

Une équation est proposée par type de brut :

Brut léger :

$$XGB = \frac{TSER - 266}{533} \quad (A.47)$$

Brut moyen :

$$XGB = \frac{TSER - 277}{640} \quad (A.48)$$

Brut lourd :

$$XGB = \frac{TSER - 323}{972} \quad (A.49)$$

2. Calcul de la tension de vapeur PVAP

$$TFIC = \sqrt{TBUL \times T05} \quad (K) \quad \text{si} \quad TSER \leq T05 \quad (A.50)$$

$$TFIC = TKR - 20 \quad (K) \quad \text{si} \quad TSER > T05 \quad (A.51)$$

$$ALFA = \frac{\ln PKR - 11,1}{\ln TKR - \ln TFIC} \quad (A.52)$$

$$BETA = 11,1 - ALFA \ln TIC \quad (A.53)$$

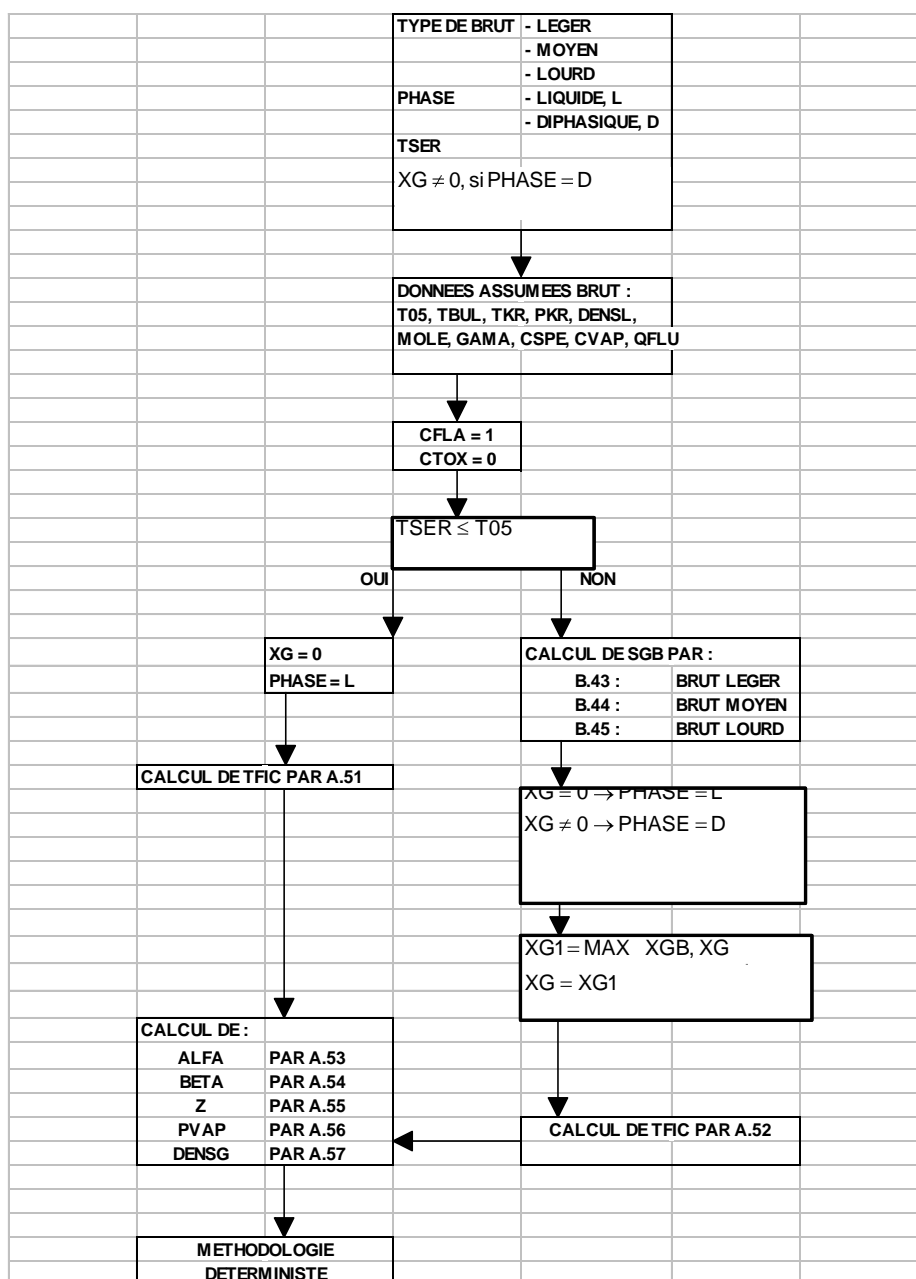
$$Z = \exp (3,819 \ln TSER - 18,38) \quad (A.54)$$

$$PVAP = \sin(Z) \times \exp ALFA \times \ln \sqrt{TSOL \times TSER} + BETA \quad (Pa) \quad (A.55)$$

3. Calcul de la masse spécifique de la phase vapeur DENSG

$$DENSG = 0,0406 (6,895 \cdot 10^{-3} \times TSER) + 1,7155 \quad (kg/m^3) \quad (A.56)$$

Figure A.1.



ANNEXE B
FICHER FLUIDES



Code : 001 Abréviation : METHANE (PARAFFINIQUES)
 Désignation : METHANE
 Formule chimique : CH4 Classe : 1

TBUL = 111.7	K	GAMA = 1.304	SES = -	ppm
TKR = 190.6	K	CSPE = 3.7700	LC1% = -	ppm
PKR = 4.641	E 6 Pa	CVAP = 5.1025	TEXPN = -	
DENSL = 300.000	kg/m3	QFLU = 5.001	ANTA = 15.2243	
DENSG = 0.652	kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 897.84	
MOLE = 16.043	kg/kmole	VLE = -	ANTC = -7.16	
TAUTO = 838	K	PE = -	LII = 0.05	
T15 = 111.7	K		LSI = 0.15	
T85 = 111.7	K			

Code : 002 Abréviation : ETHANE (PARAFFINIQUES)
 Désignation : ETHANE
 Formule chimique : C2H6 Classe : 1

TBUL = 184.5	K	GAMA = 1.188	SES = 0	ppm
TKR = 305.4	K	CSPE = 4.9147	LC1% = -	ppm
PKR = 4.884	E 6 Pa	CVAP = 4.8931	TEXPN = -	
DENSL = 374.000	kg/m3	QFLU = 4.750	ANTA = 15.6637	
DENSG = 1.222	kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 1511.42	
MOLE = 30.070	kg/kmole	VLE = -	ANTC = -17.16	
TAUTO = 771	K	PE = -	LII = 0.03	
T15 = 184.5	K		LSI = 0.155	
T85 = 184.5	K			

Code : 003 Abréviation : PROPANE (PARAFFINIQUES)
 Désignation : PROPANE
 Formule chimique : C3H8 Classe : 1

TBUL = 231.1	K	GAMA = 1.128	SES = -	ppm
TKR = 396.8	K	CSPE = 3.0069	LC1% = -	ppm
PKR = 4.257	E 6 Pa	CVAP = 4.2605	TEXPN = -	
DENSL = 508.000	kg/m3	QFLU = 4.636	ANTA = 15.7260	
DENSG = 1.792	kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 1872.46	
MOLE = 44.097	kg/kmole	VLE = 1800.00	ANTC = -25.16	
TAUTO = 743	K	PE = -	LII = 0.02	
T15 = 231.1	K		LSI = 0.095	
T85 = 231.1	K			

Code : 004 Abréviation : BUTANE (PARAFFINIQUES)
 Désignation : BUTANE
 Formule chimique : C4H10 Classe : 1

TBUL = 272.7	K	GAMA = 1.091	SES = -	ppm
TKR = 425.2	K	CSPE = 2.5280	LC1% = -	ppm
PKR = 3.797	E 6 Pa	CVAP = 3.8554	TEXPN = -	
DENSL = 584.000	kg/m3	QFLU = 4.575	ANTA = 15.6782	
DENSG = 2.361	kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 2154.90	
MOLE = 58.120	kg/kmole	VLE = 1900.00	ANTC = -34.42	
TAUTO = 612	K	PE = -	LII = 0.015	
T15 = 272.7	K		LSI = 0.085	
T85 = 272.7	K			

Code : 005 Abréviation : ISOBUTANE (PARAFFINIQUES)
 Désignation : ISOBUTANE
 Formule chimique : C4H10 Classe : 1

TBUL = 261.3 K	GAMA = 1.094	SES = ppm
TKR = 408.1 K	CSPE = 2.4377 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 3.648 E 6 Pa	CVAP = 3.6664 E 5 J/kg	TEXPN =
DENSL = 563.000 kg/m3	QFLU = 4.561 E 7 J/kg	ANTA = 15.5381
DENSG = 2.361 kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 2032.73
MOLE = 58.124 kg/kmole	VLE = 1900.00 mg/m3	ANTC = -33.15
TAUTO = 733 K	PE = - K	LII = 0.018
T15 = 261.3 K		LSI = 0.085
T85 = 261.3 K		

Code : 010 Abréviation : PENTANE (PARAFFINIQUES)
 Désignation : PENTANE
 Formule chimique : C5H12 Classe : 1

TBUL = 309.2 K	GAMA = 1.073	SES = - ppm
TKR = 469.6 K	CSPE = 2.4103 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 3.375 E 6 Pa	CVAP = 3.5745 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 631.000 kg/m3	QFLU = 4.536 E 7 J/kg	ANTA = 15.8333
DENSG = 2.931 kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 2477.07
MOLE = 72.151 kg/kmole	VLE = 1800.00 mg/m3	ANTC = -39.94
TAUTO = 535 K	PE = 224 K	LII = 0.014
T15 = 309.2 K		LSI = 0.08
T85 = 309.2 K		

Code : 011 Abréviation : ISOPENTANE (PARAFFINIQUES)
 Désignation : ISOPENTANE
 Formule chimique : C5H12 Classe : 1

TBUL = 301.0 K	GAMA = 1.074	SES = - ppm
TKR = 460.4 K	CSPE = 2.2770 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 3.334 E 6 Pa	CVAP = 3.3901 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 625.000 kg/m3	QFLU = 4.524 E 7 J/kg	ANTA = 15.6338
DENSG = 2.931 kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 2348.67
MOLE = 72.151 kg/kmole	VLE = 1800.00 mg/m3	ANTC = -40.05
TAUTO = 693 K	PE = 222 K	LII = 0.014
T15 = 301 K		LSI = 0.076
T85 = 301 K		

Code : 020 Abréviation : HEXANE (PARAFFINIQUES)
 Désignation : HEXANE
 Formule chimique : C6H14 Classe : 1

TBUL = 341.9 K	GAMA = 1.060	SES = - ppm
TKR = 507.4 K	CSPE = 2.2689 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 3.032 E 6 Pa	CVAP = 3.3507 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 664.000 kg/m3	QFLU = 4.475 E 7 J/kg	ANTA = 15.8366
DENSG = 3.501 kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 2697.55
MOLE = 86.178 kg/kmole	VLE = 180.00 mg/m3	ANTC = -48.78
TAUTO = 501 K	PE = 243 K	LII = 0.011
T15 = 341.9 K		LSI = 0.075
T85 = 341.9 K		

Code : 030 Abréviation : HEPTANE (PARAFFINIQUES)
 Désignation : HEPTANE
 Formule chimique : C7H16 Classe : 1

TBUL = 371.6 K	GAMA = 1.051	SES = - ppm
TKR = 540.2 K	CSPE = 2.2282 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 2.737 E 6 Pa	CVAP = 3.1652 E 5 J/kg	TEXPN =
DENSL = 688.000 kg/m3	QFLU = 4.457 E 7 J/kg	ANTA = 15.8737
DENSG = 4.071 kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 2911.32
MOLE = 100.205 kg/kmole	VLE = 1600.00 mg/m3	ANTC = -56.51
TAUTO = 487 K	PE = 269 K	LII = 0.011
T15 = 371.6 K		LSI = 0.067
T85 = 371.6 K		

Code : 040 Abréviation : OCTANE (PARAFFINIQUES)
 Désignation : OCTANE
 Formule chimique : C8H18 Classe : 1

TBUL = 398.8 K	GAMA = 1.046	SES = - ppm
TKR = 568.8 K	CSPE = 2.2105 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 2.497 E 6 Pa	CVAP = 3.0107 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 707.000 kg/m3	QFLU = 4.443 E 7 J/kg	ANTA = 15.9426
DENSG = 4.641 kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 3120.29
MOLE = 114.232 kg/kmole	VLE = 1450.00 mg/m3	ANTC = -63.63
TAUTO = 485 K	PE = 354 K	LII = 0.01
T15 = 398.8 K		LSI = 0.046
T85 = 398.8 K		

Code : 80 Abréviation : ISODODECANE
 Désignation : ISODODECANE
 Formule chimique : C12H26 Classe : 1

TBUL = 489.5 K	GAMA = 1.007	SES = 0 ppm
TKR = 658.3 K	CSPE = 1.8345 E 3 J/kgK	LC1% = ppm
PKR = 1.800 E 6 Pa	CVAP = 2.3975 E 5 J/kg	TEXPN = 0.00
DENSL = 748.000 kg/m3	QFLU = 4.342 E 7 J/kg	ANTA = 16.1134
DENSG = 6.440 kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 3774.56
MOLE = 170.340 kg/kmole	VLE = 0.00 mg/m3	ANTC = -91.31
TAUTO = K	PE = - K	LII =
T15 = 489.5 K		LSI =
T85 = 489.5 K		

Code : 102 Abréviation : ETHYLENE (OLEFINES ETHYLENIQUES)
 Désignation : ETHYLENE
 Formule chimique : C2H4 Classe : 1

TBUL = 169.4 K	GAMA = 1.237	SES = - ppm
TKR = 282.4 K	CSPE = E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 5.117 E 6 Pa	CVAP = 4.8311 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 350.000 kg/m3	QFLU = 4.719 E 7 J/kg	ANTA = 15.5368
DENSG = 1.140 kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 1347.01
MOLE = 28.054 kg/kmole	VLE = - mg/m3	ANTC = -18.15
TAUTO = 727 K	PE = - K	LII = 0.027
T15 = 169.4 K		LSI = 0.34
T85 = 169.4 K		

Code : 110 Abréviation : PENTENE 1 (OLEFINES ETHYLENIQUES)
 Désignation : PENTENE 1
 Formule chimique : C5H10 Classe : 1

TBUL = 303.1	K	GAMA = 1.082	SES = -	ppm
TKR = 474.0	K	CSPE = 2.1875	LC1% = -	ppm
PKR = 4.043	E 6 Pa	CVAP = 3.6425	TEXPN = -	
DENSL = 647.000	kg/m3	QFLU = 4.503	ANTA = 15.7646	
DENSG = 2.849	kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 2405.96	
MOLE = 70.135	kg/kmole	VLE = -	ANTC = -39.63	mg/m3
TAUTO = 548	K	PE = 253	LII = 0.015	K
T15 = 303.1	K		LSI = 0.087	
T85 = 303.1	K			

Code : 120 Abréviation : HEXENE 1 (OLEFINES ETHYLENIQUES)
 Désignation : HEXENE 1
 Formule chimique : C6H12 Classe : 1

TBUL = 336.6	K	GAMA = 1.067	SES = -	ppm
TKR = 512.6	K	CSPE = 2.1758	LC1% = -	ppm
PKR = 3.445	E 6 Pa	CVAP = 3.6006	TEXPN = -	
DENSL = 678.000	kg/m3	QFLU = 4.443	ANTA = 15.8089	E 7 J/kg
DENSG = 3.419	kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 2654.81	
MOLE = 84.162	kg/kmole	VLE = -	ANTC = -47.30	mg/m3
TAUTO = 526	K	PE = 266	LII = 0.012	K
T15 = 336.6	K		LSI = 0.069	
T85 = 336.6	K			

Code : 153 Abréviation : PROPADIENE (DIOLEFINES)
 Désignation : PROPADIENE
 Formule chimique : C3H4 Classe : 1

TBUL = 238.7	K	GAMA = 1.164	SES = -	ppm
TKR = 393.0	K	CSPE = 2.5389	LC1% = -	ppm
PKR = 7.093	E 6 Pa	CVAP = 4.2287	TEXPN = -	
DENSL = 595.000	kg/m3	QFLU = 4.636	ANTA = 15.1563	E 7 J/kg
DENSG = 1.628	kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 1054.72	
MOLE = 40.065	kg/kmole	VLE = -	ANTC = -77.08	mg/m3
TAUTO = 823	K	PE = -	LII = 0.0216	K
T15 = 238.7	K		LSI = 0.125	
T85 = 238.7	K			

Code : 154 Abréviation : BUTADIENE 1.3 (DIOLEFINES)
 Désignation : BUTADIENE 1.3
 Formule chimique : C4H6 Classe : 1

TBUL = 268.7	K	GAMA = 1.116	SES = 100.000	ppm
TKR = 425.0	K	CSPE = 2.3780	LC1% = -	ppm
PKR = 4.327	E 6 Pa	CVAP = 3.8100	TEXPN = 1.00	E 5 J/kg
DENSL = 627.000	kg/m3	QFLU = 4.461	ANTA = 15.7727	E 7 J/kg
DENSG = 2.198	kg/m3	TTOX = 2	ANTB = 2142.66	
MOLE = 54.092	kg/kmole	VLE = 2200.00	ANTC = -34.30	mg/m3
TAUTO = 698	K	PE = -	LII = 0.02	K
T15 = 268.7	K		LSI = 0.125	
T85 = 268.7	K			

Code : 250 Abréviation : METHANOL (ALCOOLS)
 Désignation : METHANOL
 Formule chimique : CH3OH Classe : 1

TBUL = 337.8 K	GAMA = 1.043	SES = - ppm
TKR = 512.6 K	CSPE = 2.6102 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 7.974 E 6 Pa	CVAP = 1.1903 E 6 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 796.000 kg/m3	QFLU = 1.996 E 7 J/kg	ANTA = 18.5875
DENSG = 1.302 kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 3626.55
MOLE = 32.042 kg/kmole	VLE = - mg/m3	ANTC = -34.29
TAUTO = 658 K	PE = 284 K	LII = 0.067
T15 = 337.8 K		LSI = 0.36
T85 = 337.8 K		

Code : 251 Abréviation : ETHANOL (ALCOOLS)
 Désignation : ETHANOL
 Formule chimique : CH3CH2OH Classe : 1

TBUL = 351.6 K	GAMA = 1.029	SES = - ppm
TKR = 516.2 K	CSPE = 2.5156 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 6.394 E 6 Pa	CVAP = 8.5520 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 794.000 kg/m3	QFLU = 2.687 E 7 J/kg	ANTA = 18.9119
DENSG = 1.872 kg/m3	TTOX = -	ANTB = 3803.98
MOLE = 46.070 kg/kmole	VLE = - mg/m3	ANTC = -41.68
TAUTO = 638 K	PE = 282 K	LII = 0.033
T15 = 351.6 K		LSI = 0.19
T85 = 351.6 K		

Code : 252 Abréviation : MTBE
 Désignation : METHYL-3 BUTANOL-1
 Formule chimique : C5H12O Classe : 1

TBUL = 328.3 K	GAMA = 1.064	SES = - ppm
TKR = 497.1 K	CSPE = 2.0409 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 3.430 E 6 Pa	CVAP = 3.1297 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 745.473 kg/m3	QFLU = 3.546 E 7 J/kg	ANTA = 16.7127
DENSG = 3.580 kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 3026.43
MOLE = 88.149 kg/kmole	VLE = 0.01 mg/m3	ANTC = -104.10
TAUTO = 618 K	PE = 245 K	LII = 0.012
T15 = 328.3 K		LSI = 0.09
T85 = 328.3 K		

Code : 253 Abréviation : FURFURAL
 Désignation : FURFURAL
 Formule chimique : C5H4O2 Classe : 1

TBUL = 434.8 K	GAMA = 1.079	SES = - ppm
TKR = 670.1 K	CSPE = 1.7455 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 5.512 E 6 Pa	CVAP = 4.3003 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 1162.340 kg/m3	QFLU = 2.441 E 7 J/kg	ANTA = 17.2300
DENSG = 3.903 kg/m3	TTOX = 2	ANTB = 4039.00
MOLE = 96.086 kg/kmole	VLE = 8.00 mg/m3	ANTC = -53.00
TAUTO = 624 K	PE = 333 K	LII = 0.021
T15 = 434.8 K		LSI = 0.193
T85 = 434.8 K		

Code : 254 Abréviation : MEK
 Désignation : METHYL ETHYLE CETONE
 Formule chimique : C4H8O Classe : 1

TBUL = 352.7	K	GAMA = 1.084	SES = -	ppm
TKR = 535.5	K	CSPE = 2.1360	LC1% = -	ppm
PKR = 4.154	E 6 Pa	CVAP = 4.4133	TEXPN = -	
DENSL = 808.117	kg/m3	QFLU = 3.137	ANTA = 16.5986	
DENSG = 2.929	kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 3150.42	
MOLE = 72.108	kg/kmole	VLE = 200.00	ANTC = -36.65	
TAUTO = 725	K	PE = 267	LII = 0.018	
T15 = 352.7	K		LSI = 0.115	
T85 = 352.7	K			

Code : 303 Abréviation : CYCLOPROPANE (NAPHTENIQUES)
 Désignation : CYCLOPROPANE
 Formule chimique : C3H6 Classe : 1

TBUL = 240.4	K	GAMA = 1.027	SES = -	ppm
TKR = 397.8	K	CSPE = 2.1995	LC1% = -	ppm
PKR = 5.472	E 6 Pa	CVAP = 4.0193	TEXPN = -	
DENSL = 615.000	kg/m3	QFLU = 4.381	ANTA = 15.8599	
DENSG = 1.710	kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 1971.04	
MOLE = 42.081	kg/kmole	VLE = 1800.00	ANTC = -26.65	
TAUTO = 771	K	PE = -	LII = 0.024	
T15 = 240.4	K		LSI = 0.104	
T85 = 240.4	K			

Code : 304 Abréviation : CYCLOBUTANE (NAPHTENIQUES)
 Désignation : CYCLOBUTANE
 Formule chimique : C4H8 Classe : 1

TBUL = 285.7	K	GAMA = 1.024	SES = -	ppm
TKR = 459.9	K	CSPE = 1.9440	LC1% = -	ppm
PKR = 5.066	E 6 Pa	CVAP = 4.2077	TEXPN = -	
DENSL = 686.000	kg/m3	QFLU = 4.421	ANTA = 15.9254	
DENSG = 2.279	kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 2359.09	
MOLE = 56.108	kg/kmole	VLE = 1900.00	ANTC = -31.78	
TAUTO = 508	K	PE = -	LII = 0.018	
T15 = 285.7	K		LSI =	
T85 = 285.7	K			

Code : 310 Abréviation : CYCLOPENTANE (NAPHTENIQUES)
 Désignation : CYCLOPENTANE
 Formule chimique : C5H10 Classe : 1

TBUL = 322.4	K	GAMA = 1.111	SES = 0	ppm
TKR = 511.6	K	CSPE = 1.8188	LC1% =	ppm
PKR = 4.661	E 6 Pa	CVAP = 3.8950	TEXPN = 0.00	
DENSL = 751.000	kg/m3	QFLU = 4.419	ANTA = 15.8574	
DENSG = 2.849	kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 2588.48	
MOLE = 70.135	kg/kmole	VLE = 1720.00	ANTC = -41.79	
TAUTO = 634	K	PE = 265	LII = 0.015	
T15 = 322.4	K		LSI = 0.1	
T85 = 322.4	K			

Code : 311 Abréviation : METHYLCYCLOPENTANE (NAPHTENIQUES)
 Désignation : METHYLCYCLOPENTANE
 Formule chimique : C6H12 Classe : 1

TBUL = 345.0	K	GAMA = 1.081	SES = -	ppm
TKR = 532.7	K	CSPE = 1.8500 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 4.256	E 6 Pa	CVAP = 3.4407 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 754.000	kg/m3	QFLU = 4.364 E 7 J/kg	ANTA = 15.8023	
DENSG = 3.419	kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 2731.00	
MOLE = 84.162	kg/kmole	VLE = 1720.00 mg/m3	ANTC = -47.11	
TAUTO = 578	K	PE = 265 K	LII = 0.01	
T15 = 345	K		LSI = 0.083	
T85 = 345	K			

Code : 320 Abréviation : CYCLOHEXANE (NAPHTENIQUES)
 Désignation : CYCLOHEXANE
 Formule chimique : C6H12 Classe : 1

TBUL = 353.9	K	GAMA = 1.084	SES = -	ppm
TKR = 553.4	K	CSPE = 1.8400 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 4.094	E 6 Pa	CVAP = 3.5755 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 784.000	kg/m3	QFLU = 4.345 E 7 J/kg	ANTA = 15.7527	
DENSG = 3.419	kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 2766.63	
MOLE = 84.162	kg/kmole	VLE = 1050.00 mg/m3	ANTC = -50.50	
TAUTO = 525	K	PE = 256 K	LII = 0.012	
T15 = 353.9	K		LSI = 0.084	
T85 = 353.9	K			

Code : 330 Abréviation : 2-3 DIMETHYLBUTANE
 Désignation : 2-3 DIMETHYLBUTANE
 Formule chimique : C6H14 Classe : 1

TBUL = 331.2	K	GAMA = 1.031	SES = -	ppm
TKR = 499.9	K	CSPE = 2.1420 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 3.090	E 6 Pa	CVAP = 3.3870 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 662.000	kg/m3	QFLU = 4.432 E 7 J/kg	ANTA = 15.6802	
DENSG = 3.501	kg/m3	TTOX = -	ANTB = 2595.44	
MOLE = 86.178	kg/kmole	VLE = - mg/m3	ANTC = -44.25	
TAUTO = 678	K	PE = 244 K	LII = 0.012	
T15 = 331.2	K		LSI = 0.07	
T85 = 331.2	K			

Code : 331 Abréviation : 2-METHYLPENTANE
 Désignation : 2-METHYLPENTANE
 Formule chimique : C6H14 Classe : 1

TBUL = 333.4	K	GAMA = 1.031	SES = -	ppm
TKR = 497.5	K	CSPE = 2.2550 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 2.970	E 6 Pa	CVAP = 3.4696 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 653.000	kg/m3	QFLU = 4.358 E 7 J/kg	ANTA = 15.7476	
DENSG = 3.501	kg/m3	TTOX = -	ANTB = 2614.38	
MOLE = 86.178	kg/kmole	VLE = - mg/m3	ANTC = -46.58	
TAUTO = 557	K	PE = 240 K	LII = 0.012	
T15 = 333.4	K		LSI = 0.07	
T85 = 333.4	K			

Code : 336 Abréviation : 2-5 DIMETHYLHEXANE
 Désignation : 2-5 DIMETHYLHEXANE
 Formule chimique : C8H18 Classe : 1

TBUL = 382.3	K	GAMA = 1.024	SES = -	ppm
TKR = 550.0	K	CSPE = 2.1673	LC1% = -	ppm
PKR = 2.450	E 6 Pa	CVAP = 3.3330	TEXPN = -	
DENSL = 693.000	kg/m3	QFLU = 4.468	ANTA = 15.7954	
DENSG = 4.641	kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 2964.06	
MOLE = 114.232	kg/kmole	VLE = -	ANTC = -58.74	mg/m3
TAUTO = 710	K	PE = 283	LII = 0.01	K
T15 = 382.3	K		LSI = 0.07	
T85 = 382.3	K			

Code : 337 Abréviation : 2-3 DIMETHYLHEXANE
 Désignation : 2-3 DIMETHYLHEXANE
 Formule chimique : C8H18 Classe : 1

TBUL = 388.8	K	GAMA = 1.024	SES = -	ppm
TKR = 563.4	K	CSPE = 2.1340	LC1% = -	ppm
PKR = 2.590	E 6 Pa	CVAP = 3.4043	TEXPN = -	
DENSL = 712.000	kg/m3	QFLU = 4.468	ANTA = 15.8189	E 7 J/kg
DENSG = 4.641	kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 3029.06	
MOLE = 114.232	kg/kmole	VLE = -	ANTC = -58.99	mg/m3
TAUTO = 710	K	PE = 280	LII = 0.01	K
T15 = 388.8	K		LSI = 0.07	
T85 = 388.8	K			

Code : 338 Abréviation : 2-3-3 TRIMETHYLPENTANE
 Désignation : 2-3-3 TRIMETHYLPENTANE
 Formule chimique : C8H18 Classe : 1

TBUL = 387.9	K	GAMA = 1.024	SES = -	ppm
TKR = 573.5	K	CSPE = 2.1347	LC1% = -	ppm
PKR = 2.780	E 6 Pa	CVAP = 3.2890	TEXPN = -	
DENSL = 726.000	kg/m3	QFLU = 4.398	ANTA = 15.7578	E 7 J/kg
DENSG = 4.641	kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 3057.94	
MOLE = 114.232	kg/kmole	VLE = -	ANTC = -52.77	mg/m3
TAUTO = 698	K	PE = 290	LII = 0.01	K
T15 = 387.9	K		LSI = 0.06	
T85 = 387.9	K			

Code : 339 Abréviation : 2-3-4 TRIMETHYLPENTANE
 Désignation : 2-3-4 TRIMETHYLPENTANE
 Formule chimique : C8H18 Classe : 1

TBUL = 386.6	K	GAMA = 1.024	SES = -	ppm
TKR = 566.3	K	CSPE = 2.1513	LC1% = -	ppm
PKR = 2.690	E 6 Pa	CVAP = 3.3355	TEXPN = -	
DENSL = 719.000	kg/m3	QFLU = 4.398	ANTA = 15.7818	E 7 J/kg
DENSG = 4.641	kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 3028.09	
MOLE = 114.232	kg/kmole	VLE = -	ANTC = -55.62	mg/m3
TAUTO = 688	K	PE = 290	LII = 0.0095	K
T15 = 386.6	K		LSI = 0.06	
T85 = 386.6	K			

Code : 340 Abréviation : 2-2-5 TRIMETHYLHEXANE
 Désignation : 2-2-5 TRIMETHYLHEXANE
 Formule chimique : C9H20 Classe : 1

TBUL = 397.3	K	GAMA = 1.021	SES = -	ppm
TKR = 568.0	K	CSPE = 1.9774	LC1% = -	ppm
PKR = 2.300	E 6 Pa	CVAP = 3.1324	TEXPN = -	
DENSL = 717.000	kg/m3	QFLU = 4.379	ANTA = 15.7445	
DENSG = 5.211	kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 3052.17	
MOLE = 128.259	kg/kmole	VLE = -	ANTC = -62.24	mg/m3
TAUTO = 700	K	PE = 285	LII = 0.01	K
T15 = 397.3	K		LSI = 0.07	
T85 = 397.3	K			

Code : 341 Abréviation : 3-3-5 TRIMETHYLHEPTANE
 Désignation : 3-3-5 TRIMETHYLHEPTANE
 Formule chimique : C10H22 Classe : 1

TBUL = 428.8	K	GAMA = 1.019	SES = -	ppm
TKR = 609.6	K	CSPE = 2.0562	LC1% = -	ppm
PKR = 2.290	E 6 Pa	CVAP = 3.1678	TEXPN = -	
DENSL = 730.000	kg/m3	QFLU = 4.396	ANTA = 15.7848	
DENSG = 5.781	kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 3305.20	
MOLE = 142.286	kg/kmole	VLE = -	ANTC = -67.66	mg/m3
TAUTO = 548	K	PE = 327	LII = 0.01	K
T15 = 428.8	K		LSI = 0.07	
T85 = 428.8	K			

Code : 400 Abréviation : BENZENE (AROMATIQUES)
 Désignation : BENZENE
 Formule chimique : C6H6 Classe : 1

TBUL = 353.3	K	GAMA = 1.114	SES = 3000	ppm
TKR = 562.1	K	CSPE = 1.7568	LC1% = 7390	ppm
PKR = 4.924	E 6 Pa	CVAP = 3.9410	TEXPN = -	
DENSL = 884.000	kg/m3	QFLU = 4.017	ANTA = 15.9008	
DENSG = 3.174	kg/m3	TTOX = 2	ANTB = 2788.51	
MOLE = 78.114	kg/kmole	VLE = 80.00	ANTC = -52.36	mg/m3
TAUTO = 771	K	PE = 262	LII = 0.012	K
T15 = 353.3	K		LSI = 0.08	
T85 = 353.3	K			

Code : 401 Abréviation : TOLUENE (AROMATIQUES)
 Désignation : TOLUENE
 Formule chimique : C7H8 Classe : 1

TBUL = 383.8	K	GAMA = 1.087	SES = 2000	ppm
TKR = 591.7	K	CSPE = 1.7515	LC1% = 2746	ppm
PKR = 4.053	E 6 Pa	CVAP = 3.6341	TEXPN = -	
DENSL = 872.000	kg/m3	QFLU = 4.059	ANTA = 16.0137	
DENSG = 3.743	kg/m3	TTOX = 2	ANTB = 3096.52	
MOLE = 92.141	kg/kmole	VLE = 375.00	ANTC = -53.67	mg/m3
TAUTO = 753	K	PE = 277,6	LII = 0.012	K
T15 = 383.8	K		LSI = 0.071	
T85 = 383.8	K			

Code : 402 Abréviation : o XYLENE (AROMATIQUES)
 Désignation : o XYLENE
 Formule chimique : C8H10 Classe : 1

TBUL = 417.6 K	GAMA = 1.066	SES = 1000 ppm
TKR = 630.2 K	CSPE = 1.7826 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 3.648 E 6 Pa	CVAP = 3.4709 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 885.000 kg/m3	QFLU = 4.096 E 7 J/kg	ANTA = 16.1156
DENSG = 4.313 kg/m3	TTOX = 2	ANTB = 3395.57
MOLE = 106.168 kg/kmole	VLE = 435.00 mg/m3	ANTC = -59.46
TAUTO = 736 K	PE = 290,9 K	LII = 0.01
T15 = 417.6 K		LSI = 0.07
T85 = 417.6 K		

Code : 403 Abréviation : m XYLENE (AROMATIQUES)
 Désignation : m XYLENE
 Formule chimique : C8H10 Classe : 1

TBUL = 412.3 K	GAMA = 1.069	SES = 1000 ppm
TKR = 617.0 K	CSPE = 1.7245 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 3.546 E 6 Pa	CVAP = 3.4332 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 869.000 kg/m3	QFLU = 4.096 E 7 J/kg	ANTA = 16.1390
DENSG = 4.313 kg/m3	TTOX = 2	ANTB = 3366.99
MOLE = 106.168 kg/kmole	VLE = 435.00 mg/m3	ANTC = -58.04
TAUTO = 800 K	PE = 302 K	LII = 0.011
T15 = 412.3 K		LSI = 0.07
T85 = 412.3 K		

Code : 404 Abréviation : p XYLENE (AROMATIQUES)
 Désignation : p XYLENE
 Formule chimique : C8H10 Classe : 1

TBUL = 411.5 K	GAMA = 1.070	SES = 1000 ppm
TKR = 616.2 K	CSPE = 1.7169 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 3.445 E 6 Pa	CVAP = 3.3997 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 866.000 kg/m3	QFLU = 4.080 E 7 J/kg	ANTA = 16.0963
DENSG = 4.313 kg/m3	TTOX = 2	ANTB = 3346.65
MOLE = 106.168 kg/kmole	VLE = 435.00 mg/m3	ANTC = -57.84
TAUTO = 801 K	PE = 300 K	LII = 0.011
T15 = 411.5 K		LSI = 0.07
T85 = 411.5 K		

Code : 405 Abréviation : ETHYLEBENZENE (AROMATIQUES)
 Désignation : ETHYLEBENZENE
 Formule chimique : C8H10 Classe : 1

TBUL = 409.3 K	GAMA = 1.069	SES = - ppm
TKR = 617.1 K	CSPE = 1.7176 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 3.749 E 6 Pa	CVAP = 3.3913 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 872.000 kg/m3	QFLU = 4.094 E 7 J/kg	ANTA = 16.0195
DENSG = 4.313 kg/m3	TTOX = 2	ANTB = 3279.47
MOLE = 106.168 kg/kmole	VLE = 435.00 mg/m3	ANTC = -59.95
TAUTO = 704 K	PE = 288 K	LII = 0.01
T15 = 409.3 K		LSI = 0.068
T85 = 409.3 K		

Code : 406 Abréviation : CUMENE (AROMATIQUES)
 Désignation : CUMENE (AROMATIQUES)
 Formule chimique : C9H12 Classe : 1

TBUL = 425.6 K	GAMA = 1.051	SES = 8000 ppm
TKR = 631.0 K	CSPE = 1.7210 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 3.170 E 6 Pa	CVAP = 3.3497 E 5 J/kg	TEXPN = 1.00
DENSL = 862.000 kg/m3	QFLU = 4.080 E 7 J/kg	ANTA = 15.9722
DENSG = 4.600 kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 3363.60
MOLE = 120.200 kg/kmole	VLE = - mg/m3	ANTC = -63.37
TAUTO = 693 K	PE = 313 K	LII = 0.009
T15 = 425.6 K		LSI = 0.065
T85 = 425.6 K		

Code : 407 Abréviation : ISOBUTYLBENZENE (AROMATIQUES)
 Désignation : ISOBUTYLBENZENE (AROMATIQUES)
 Formule chimique : C10H14 Classe : 1

TBUL = 446.0 K	GAMA = 1.040	SES = - ppm
TKR = 650.0 K	CSPE = 1.7568 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 3.100 E 6 Pa	CVAP = 3.9410 E 5 J/kg	TEXPN = 1.00
DENSL = 853.000 kg/m3	QFLU = 4.017 E 7 J/kg	ANTA = 15.9524
DENSG = 4.800 kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 3512.47
MOLE = 134.200 kg/kmole	VLE = - mg/m3	ANTC = -69.03
TAUTO = 700 K	PE = 328 K	LII = 0.008
T15 = 446 K		LSI = 0.06
T85 = 446 K		

Code : 500 Abréviation : ARZEW
 Désignation : BRUT LEGER
 Formule chimique : Classe : 2

TBUL = 504.4 K	GAMA = 1.001	SES = - ppm
TKR = 685.8 K	CSPE = 2.0283 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 1.863 E 6 Pa	CVAP = 2.9223 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 801.900 kg/m3	QFLU = 4.333 E 7 J/kg	LII = 0.013
DENSG = 6.686 kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.076
MOLE = 164.550 kg/kmole	VLE = - mg/m3	
TAUTO = 523 K	PE = 273 K	
T15 = 348 K		
T85 = 890 K		

Code : 501 Abréviation : FLOTTA
 Désignation : BRUT MOYEN
 Formule chimique : Classe : 2

TBUL = 556.5 K	GAMA = 1.001	SES = - ppm
TKR = 539.7 K	CSPE = 1.9356 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 1.665 E 6 Pa	CVAP = 3.0081 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 842.700 kg/m3	QFLU = 4.278 E 7 J/kg	LII = 0.013
DENSG = 7.637 kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.076
MOLE = 187.950 kg/kmole	VLE = - mg/m3	
TAUTO = 523 K	PE = 283 K	
T15 = 340 K		
T85 = 911 K		

Code : 502 Abréviation : BASRAH
 Désignation : BRUT LOURD
 Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 621.1	K	GAMA = 1.001	SES = -	ppm
TKR = 809.8	K	CSPE = 1.8093	LC1% = -	ppm
PKR = 1.525	E 6 Pa	CVAP = 3.3841	TEXPN = -	
DENSL = 905.300	kg/m3	QFLU = 4.184	LII = 0.011	
DENSG = 9.708	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.07	
MOLE = 238.930	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 523	K	PE = 290		K
T15 = 423	K			
T85 = 912	K			

Code : 505 Abréviation : ESSENCE 40-65 (COUPES PETROLIERES)
 Désignation : ESSENCE 40-65
 Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 325.7	K	GAMA = 1.017	SES = -	ppm
TKR = 496.8	K	CSPE = 2.2794	LC1% = -	ppm
PKR = 3.368	E 6 Pa	CVAP = 3.4836	TEXPN = -	
DENSL = 669.300	kg/m3	QFLU = 4.421	LII = 0.014	
DENSG = 3.160	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.076	
MOLE = 77.770	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 501	K	PE = -		K
T15 = 313	K			
T85 = 338	K			

Code : 506 Abréviation : ESSENCE 65-100 (COUPES PETROLIERES)
 Désignation : ESSENCE 65-100
 Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 358.0	K	GAMA = 1.015	SES = -	ppm
TKR = 537.1	K	CSPE = 2.1741	LC1% = -	ppm
PKR = 3.122	E 6 Pa	CVAP = 3.3549	TEXPN = -	
DENSL = 711.900	kg/m3	QFLU = 4.414	LII = 0.014	
DENSG = 3.725	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.076	
MOLE = 91.670	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 491	K	PE = -		K
T15 = 338	K			
T85 = 373	K			

Code : 507 Abréviation : ESSENCE 100-145 (COUPES PETROLIERES)
 Désignation : ESSENCE 100-145
 Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 396.4	K	GAMA = 1.009	SES = -	ppm
TKR = 578.9	K	CSPE = 2.1200	LC1% = -	ppm
PKR = 2.718	E 6 Pa	CVAP = 3.0714	TEXPN = -	
DENSL = 742.300	kg/m3	QFLU = 4.394	LII = 0.014	
DENSG = 4.566	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.076	
MOLE = 112.370	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 480	K	PE = -		K
T15 = 373	K			
T85 = 418	K			

Code : 508 Abréviation : ESSENCE 65-145 (COUPES PETROLIERES)
 Désignation : ESSENCE 65-145
 Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 362.0	K	GAMA = 1.011	SES = -	ppm
TKR = 545.3	K	CSPE = 2.1423 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 3.222	E 6 Pa	CVAP = 3.2238 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 729.600	kg/m3	QFLU = 4.403 E 7 J/kg	LII = 0.014	
DENSG = 4.180	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.076	
MOLE = 102.880	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 490	K	PE = -		K
T15 = 338	K			
T85 = 418	K			

Code : 509 Abréviation : ESSENCE (COUPES PETROLIERES)
 Désignation : ESSENCE
 Formule chimique : 15-145

Classe : 2

TBUL = 360.3	K	GAMA = 1.013	SES = -	ppm
TKR = 538.1	K	CSPE = 2.0150 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 3.044	E 6 Pa	CVAP = 3.2238 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 708.500	kg/m3	QFLU = 4.415 E 7 J/kg	LII = 0.014	
DENSG = 4.053	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.076	
MOLE = 99.759	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 504	K	PE = -		K
T15 = 288	K			
T85 = 418	K			

Code : 510 Abréviation : SOLVANT (COUPES PETROLIERES)
 Désignation : SOLVANT
 Formule chimique : 145-185

Classe : 2

TBUL = 437.3	K	GAMA = 1.009	SES = -	ppm
TKR = 622.9	K	CSPE = 1.9854 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 2.395	E 6 Pa	CVAP = 2.9308 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 775.100	kg/m3	QFLU = 4.363 E 7 J/kg	LII = 0.011	
DENSG = 5.619	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.06	
MOLE = 138.284	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 503	K	PE = -		K
T15 = 418	K			
T85 = 458	K			

Code : 511 Abréviation : LAMPANT (COUPES PETROLIERES)
 Désignation : LAMPANT
 Formule chimique : 185-250

Classe : 2

TBUL = 489.3	K	GAMA = 1.007	SES = -	ppm
TKR = 674.0	K	CSPE = 1.8250 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 2.005	E 6 Pa	CVAP = 2.3865 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 803.000	kg/m3	QFLU = 4.331 E 7 J/kg	LII = 0.013	
DENSG = 7.158	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.076	
MOLE = 176.167	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 523	K	PE = 311		K
T15 = 458	K			
T85 = 523	K			

Code : 516 Abréviation : DISTILLAT ATMOSPHERIQUE 2
 Désignation : DISTILLAT ATMOSPHERIQUE (COUPES PETROLIERES)
 Formule chimique : 400-480 Classe : 2

TBUL = 712.5	K	GAMA = 1.003	SES = -	ppm
TKR = 872.9	K	CSPE = 1.8500	LC1% = -	ppm
PKR = 1.070	E 6 Pa	CVAP = 1.4654	TEXPN = -	
DENSL = 891.000	kg/m3	QFLU = 4.207	LII =	
DENSG = 16.914	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 416.286	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO =	K	PE = -		K
T15 = 673	K			
T85 = 753	K			

Code : 518 Abréviation : RESIDU 380+ (COUPES PETROLIERES)
 Désignation : RESIDU 380+
 Formule chimique : Classe : 2

TBUL = 763.7	K	GAMA = 1.003	SES = -	ppm
TKR = 917.2	K	CSPE = 1.8925	LC1% = -	ppm
PKR = 9.640	E 5 Pa	CVAP = 1.7970	TEXPN = -	
DENSL = 912.800	kg/m3	QFLU = 4.173	LII =	
DENSG = 18.379	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 452.350	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 610	K	PE = -		K
T15 = 653	K			
T85 = 893	K			

Code : 519 Abréviation : RESIDU ATMOSPHERIQUE
 Désignation : RESIDU ATMOSPHERIQUE (COUPES PETROLIERES)
 Formule chimique : 480+... Classe : 2

TBUL = 822.1	K	GAMA = 1.002	SES = -	ppm
TKR = 966.2	K	CSPE = 1.9025	LC1% = -	ppm
PKR = 8.603	E 5 Pa	CVAP = 1.0467	TEXPN = -	
DENSL = 935.300	kg/m3	QFLU = 4.137	LII = 0.015	
DENSG = 23.143	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.1	
MOLE = 569.605	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 653	K	PE = 339		K
T15 = 753	K			
T85 = 897	K			

Code : 520 Abréviation : ESSENCE 30-85 (COUPES PETROLIERES)
 Désignation : ESSENCE 30-85
 Formule chimique : Classe : 2

TBUL = 324.6	K	GAMA = 1.064	SES = -	ppm
TKR = 484.5	K	CSPE = 2.2666	LC1% = -	ppm
PKR = 3.168	E 6 Pa	CVAP = 3.6138	TEXPN = -	
DENSL = 646.630	kg/m3	QFLU = 4.497	LII = 0.014	
DENSG = 3.380	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.076	
MOLE = 79.891	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 500	K	PE = -		K
T15 = 303	K			
T85 = 358	K			

Code : 521 Abréviation : ESSENCE 80-110 (COUPES PETROLIERES)
 Désignation : ESSENCE 80-110
 Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 361.6	K	GAMA = 1.014	SES = -	ppm
TKR = 540.5	K	CSPE = 2.1166 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 3.088	E 6 Pa	CVAP = 3.7919 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 714.830	kg/m3	QFLU = 4.412 E 7 J/kg	LII = 0.014	
DENSG = 3.953	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.076	
MOLE = 93.390	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 485	K	PE = -		K
T15 = 353	K			
T85 = 383	K			

Code : 522 Abréviation : GAZOLE N°1
 Désignation : GAZOLE N°1
 Formule chimique : 250-400

Classe : 2

TBUL = 590.5	K	GAMA = 1.005	SES = -	ppm
TKR = 768.5	K	CSPE = 1.8250 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 1.483	E 6 Pa	CVAP = 1.9678 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 850.400	kg/m3	QFLU = 4.268 E 7 J/kg	LII = 0.005	
DENSG = 10.972	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.135	
MOLE = 270.047	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 550	K	PE = -		K
T15 = 523	K			
T85 = 673	K			

Code : 523 Abréviation : GAZOLE N°2
 Désignation : GAZOLE N°2
 Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 630.3	K	GAMA = 1.006	SES = -	ppm
TKR = 807.8	K	CSPE = 1.9133 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 1.373	E 6 Pa	CVAP = 2.0056 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 877.900	kg/m3	QFLU = 4.227 E 7 J/kg	LII = 0.005	
DENSG = 11.784	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.135	
MOLE = 290.030	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 503	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 524 Abréviation : ESSENCE TOTALE
 Désignation : ESSENCE TOTALE
 Formule chimique : 15-180

Classe : 2

TBUL = 370.1	K	GAMA = 1.011	SES = -	ppm
TKR = 547.5	K	CSPE = 2.1737 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 2.972	E 6 Pa	CVAP = 3.7915 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 717.480	kg/m3	QFLU = 4.408 E 7 J/kg	LII = 0.014	
DENSG = 4.223	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.076	
MOLE = 103.510	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 704	K	PE = -		K
T15 = 288	K			
T85 = 453	K			

Code : 530 Abréviation : CONDENSATS SOUS VIDE
 Désignation : CONDENSATS SOUS VIDE
 Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 483.2	K	GAMA = 1.014	SES = -	ppm
TKR = 670.2	K	CSPE = 2.3727 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 2.088	E 6 Pa	CVAP = 4.0122 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 807.000	kg/m3	QFLU = 4.326 E 7 J/kg	LII = 0.013	
DENSG = 6.110	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.08	
MOLE = 150.382	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 650	K	PE = -		K
T15 = 396	K			
T85 = 589	K			

Code : 531 Abréviation : GAZOLE SOUS VIDE
 Désignation : GAZOLE SOUS VIDE (COUPES PETROLIERES)
 Formule chimique : ...

Classe : 2

TBUL = 630.3	K	GAMA = 1.006	SES = -	ppm
TKR = 807.8	K	CSPE = 1.9133 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 1.373	E 6 Pa	CVAP = 2.0056 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 877.900	kg/m3	QFLU = 4.227 E 7 J/kg	LII =	
DENSG = 11.784	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 290.030	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO =	K	PE = -		
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 532 Abréviation : DISTILLAT LEGER DE DSV
 Désignation : DISTILLAT LEGER DE DSV (COUPES PETROLIERES)
 Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 710.0	K	GAMA = 1.004	SES = -	ppm
TKR = 878.9	K	CSPE = 1.8631 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 1.143	E 6 Pa	CVAP = 1.7571 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 913.500	kg/m3	QFLU = 4.172 E 7 J/kg	LII =	
DENSG = 15.416	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 379.420	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO =	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 533 Abréviation : DISTILLAT LOURD DE DSV
 Désignation : DISTILLAT LOURD DE DSV (COUPES PETROLIERES)
 Formule chimique : ...

Classe : 2

TBUL = 780.7	K	GAMA = 1.004	SES = -	ppm
TKR = 938.5	K	CSPE = 1.8340 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 9.774	E 5 Pa	CVAP = 1.5892 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 938.600	kg/m3	QFLU = 4.131 E 7 J/kg	LII =	
DENSG = 19.288	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 474.710	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO =	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 534 Abréviation : DISTILLAT 1 (COUPES PETROLIERES)

Désignation : DISTILLAT 1

Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 678.4 K	GAMA = 1.009	SES = - ppm
TKR = 851.7 K	CSPE = 1.9878 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 1.233 E 6 Pa	CVAP = 3.3127 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 901.900 kg/m3	QFLU = 4.190 E 7 J/kg	LII = -
DENSG = 13.850 kg/m3	TTOX = 0	LSI = -
MOLE = 340.870 kg/kmole	VLE = - mg/m3	
TAUTO = 603 K	PE = 483 K	
T15 = 513 K		
T85 = 897 K		

Code : 535 Abréviation : DISTILLAT 2 (COUPES PETROLIERES)

Désignation : DISTILLAT 2

Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 707.7 K	GAMA = 1.009	SES = - ppm
TKR = 877.4 K	CSPE = 1.8856 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 1.153 E 6 Pa	CVAP = 3.2556 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 914.000 kg/m3	QFLU = 4.171 E 7 J/kg	LII = -
DENSG = 15.274 kg/m3	TTOX = 0	LSI = -
MOLE = 375.930 kg/kmole	VLE = - mg/m3	
TAUTO = 613 K	PE = 513 K	
T15 = 543 K		
T85 = 922 K		

Code : 536 Abréviation : DISTILLAT 3 (COUPES PETROLIERES)

Désignation : DISTILLAT 3

Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 735.6 K	GAMA = 1.008	SES = - ppm
TKR = 902.5 K	CSPE = 1.8341 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 1.092 E 6 Pa	CVAP = 3.2100 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 927.900 kg/m3	QFLU = 4.149 E 7 J/kg	LII = -
DENSG = 17.138 kg/m3	TTOX = 0	LSI = -
MOLE = 421.790 kg/kmole	VLE = - mg/m3	
TAUTO = 633 K	PE = 543 K	
T15 = 555 K		
T85 = 975 K		

Code : 537 Abréviation : DISTILLAT 4 (COUPES PETROLIERES)

Désignation : DISTILLAT 4

Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 777.1 K	GAMA = 1.007	SES = - ppm
TKR = 937.0 K	CSPE = 1.7752 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 9.943 E 6 Pa	CVAP = 3.1451 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 941.300 kg/m3	QFLU = 4.127 E 7 J/kg	LII = -
DENSG = 18.998 kg/m3	TTOX = 0	LSI = -
MOLE = 467.580 kg/kmole	VLE = - mg/m3	
TAUTO = 653 K	PE = 573 K	
T15 = 590 K		
T85 = 1023 K		

Code : 551 Abréviation : ESSENCE LOURDE DE FCC
 Désignation : ESSENCE LOURDE DE FCC (COUPES PETROLIERES)
 Formule chimique : ... Classe : 2

TBUL = 449.0	K	GAMA = 1.306	SES = -	ppm
TKR = 651.5	K	CSPE = 1.8193 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 2.722	E 6 Pa	CVAP = 3.0315 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 841.000	kg/m3	QFLU = 4.281 E 7 J/kg	LII = 0.014	
DENSG = 5.427	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.076	
MOLE = 133.560	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 640	K	PE = -		K
T15 = 420	K			
T85 = 480	K			

Code : 552 Abréviation : DILUANT LEGER DE FCC
 Désignation : DILUANT LEGER DE FCC (COUPES PETROLIERES)
 Formule chimique : ... Classe : 2

TBUL = 554.5	K	GAMA = 1.001	SES = -	ppm
TKR = 775.4	K	CSPE = 1.5322 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 2.296	E 6 Pa	CVAP = 2.8996 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 964.500	kg/m3	QFLU = 4.089 E 7 J/kg	LII =	
DENSG = 7.882	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 193.990	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO =	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 553 Abréviation : DILUANT LOURD DE FCC
 Désignation : DILUANT LOURD DE FCC (COUPES PETROLIERES)
 Formule chimique : ... Classe : 2

TBUL = 627.8	K	GAMA = 1.001	SES = -	ppm
TKR = 852.6	K	CSPE = 1.4705 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 1.993	E 6 Pa	CVAP = 2.4763 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 1026.800	kg/m3	QFLU = 3.986 E 7 J/kg	LII =	
DENSG = 12.255	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 301.630	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 678	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 554 Abréviation : SLURRY DE FCC (COUPES PETROLIERES)
 Désignation : SLURRY DE FCC
 Formule chimique : 420+... Classe : 2

TBUL = 723.2	K	GAMA = 1.001	SES = -	ppm
TKR = 951.4	K	CSPE = 1.2767 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 1.704	E 6 Pa	CVAP = 2.1208 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 1105.000	kg/m3	QFLU = 3.858 E 7 J/kg	LII =	
DENSG = 13.516	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 322.650	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO =	K	PE = -		K
T15 = 693	K			
T85 = 755	K			

Code : 564 Abréviation : RESIDU HCR
 Désignation : RESIDU HCR (COUPES PETROLIERES)
 Formule chimique : Classe : 2

TBUL = 618.5	K	GAMA = 1.010	SES = -	ppm
TKR = 788.5	K	CSPE = 1.3854	LC1% = -	ppm
PKR = 1.317	E 6 Pa	CVAP = 2.1023	TEXPN = -	
DENSL = 846.000	kg/m3	QFLU = 4.273	LII =	
DENSG = 17.316	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 426.170	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO =	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 570 Abréviation : ESSENCE LEGERE VR
 Désignation : ESSENCE LEGERE VR (COUPES PETROLIERES)
 Formule chimique : Classe : 2

TBUL = 332.3	K	GAMA = 1.008	SES = -	ppm
TKR = 508.1	K	CSPE = 2.4712	LC1% = -	ppm
PKR = 3.441	E 6 Pa	CVAP = 4.2127	TEXPN = -	
DENSL = 689.300	kg/m3	QFLU = 4.421	LII =	
DENSG = 3.572	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 87.920	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO =	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 571 Abréviation : ESSENCE LOURDE VR
 Désignation : ESSENCE LOURDE VR (COUPES PETROLIERES)
 Formule chimique : Classe : 2

TBUL = 436.4	K	GAMA = 1.005	SES = -	ppm
TKR = 608.7	K	CSPE = 2.3548	LC1% = -	ppm
PKR = 2.088	E 6 Pa	CVAP = 3.7426	TEXPN = -	
DENSL = 729.300	kg/m3	QFLU = 4.404	LII =	
DENSG = 5.141	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 126.528	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO =	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 572 Abréviation : GAZOLE VR
 Désignation : GAZOLE VR (COUPES PETROLIERES)
 Formule chimique : Classe : 2

TBUL = 562.1	K	GAMA = 1.004	SES = -	ppm
TKR = 749.4	K	CSPE = 2.0725	LC1% = -	ppm
PKR = 1.702	E 6 Pa	CVAP = 3.0068	TEXPN = -	
DENSL = 859.300	kg/m3	QFLU = 4.255	LII =	
DENSG = 7.540	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 185.580	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO =	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 573 Abréviation : DISTILLAT VR
 Désignation : DISTILLAT VR (COUPES PETROLIERES)
 Formule chimique : Classe : 2

TBUL = 713.9	K	GAMA = 1.002	SES = -	ppm
TKR = 883.5	K	CSPE = 1.8837 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 1.143	E 6 Pa	CVAP = 2.8827 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 918.500	kg/m3	QFLU = 4.164 E 7 J/kg	LII =	
DENSG = 11.514	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 283.380	kg/kmole	VLE = -	mg/m3	
TAUTO =	K	PE = -	K	
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 574 Abréviation : RESIDU VR
 Désignation : RESIDU VR (COUPES PETROLIERES)
 Formule chimique : Classe : 2

TBUL =1289.7	K	GAMA = 1.001	SES = -	ppm
TKR =1325.2	K	CSPE = 1.6791 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 4.215	E 5 Pa	CVAP = 2.0971 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL =1077.400	kg/m3	QFLU = 3.903 E 7 J/kg	LII = -	
DENSG = 26.058	kg/m3	TTOX = 0	LSI = -	
MOLE = 641.340	kg/kmole	VLE = -	mg/m3	
TAUTO =	K	PE = -	K	
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 575 Abréviation : GAZOLE SOUS-VIDE VR
 Désignation : GAZOLE SOUS-VIDE VR (COUPES PETROLIERES)
 Formule chimique : Classe : 2

TBUL = 652.4	K	GAMA = 1.003	SES = -	ppm
TKR = 818.0	K	CSPE = 1.9319 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 1.206	E 6 Pa	CVAP = 2.3781 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 859.300	kg/m3	QFLU = 4.255 E 7 J/kg	LII =	
DENSG = 9.416	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 231.748	kg/kmole	VLE = -	mg/m3	
TAUTO =	K	PE = -	K	
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 576 Abréviation : DISTILLAT LEGER SOUS-VIDE VR
 Désignation : DISTILLAT LEGER SOUS-VIDE VR (COUPES PETROLIERES)
 Formule chimique : Classe : 2

TBUL = 828.6	K	GAMA = 1.002	SES = -	ppm
TKR = 969.0	K	CSPE = 1.7826 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 8.374	E 6 Pa	CVAP = 1.9950 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 931.800	kg/m3	QFLU = 4.142 E 7 J/kg	LII =	
DENSG = 14.493	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 356.710	kg/kmole	VLE = -	mg/m3	
TAUTO =	K	PE = -	K	
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 582 Abréviation : ALKYLAT LEGER
 Désignation : ALKYLAT LEGER
 Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 370.2	K	GAMA = 1.025	SES = -	ppm
TKR = 539.2	K	CSPE = 2.1136 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 2.692	E 6 Pa	CVAP = 3.7706 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 692.840	kg/m3	QFLU = 4.420 E 7 J/kg	LII = 0.01	
DENSG = 4.560	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.07	
MOLE = 107.750	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 710	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 583 Abréviation : ALKYLAT LOURD
 Désignation : ALKYLAT LOURD
 Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 413.7	K	GAMA = 1.021	SES = -	ppm
TKR = 586.9	K	CSPE = 2.1071 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 2.380	E 6 Pa	CVAP = 4.0132 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 722.930	kg/m3	QFLU = 4.410 E 7 J/kg	LII = 0.01	
DENSG = 5.463	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.07	
MOLE = 129.100	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 710	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 591 Abréviation : HUILE DESASPHALTEE
 Désignation : HUILE DESASPHALTEE
 Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 843.2	K	GAMA = 1.002	SES = -	ppm
TKR = 974.9	K	CSPE = 2.8032 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 7.805	E 5 Pa	CVAP = 0.0000 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 919.800	kg/m3	QFLU = 4.162 E 7 J/kg	LII = -	
DENSG = 21.534	kg/m3	TTOX = 0	LSI = -	
MOLE = 530.000	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO =	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 592 Abréviation : BRAI DE DESASPHALTAGE
 Désignation : BRAI DE DESASPHALTAGE
 Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 883.2	K	GAMA = 1.001	SES = -	ppm
TKR = 1060.4	K	CSPE = 2.7196 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 1.011	E 6 Pa	CVAP = 1.9000 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 1077.100	kg/m3	QFLU = 3.903 E 7 J/kg	LII = -	
DENSG = 24.785	kg/m3	TTOX = 0	LSI = -	
MOLE = 610.000	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 623	K	PE = 523		K
T15 = 528	K			
T85 = 1477	K			

Code : 600 Abréviation : EXTRAIT (COUPES PETROLIERES)

Désignation : EXTRAIT

Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 675.0	K	GAMA = 1.004	SES = -	ppm
TKR = 831.0	K	CSPE = 3.0216 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 1.084	E 6 Pa	CVAP = 4.0528 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 849.000	kg/m3	QFLU = 4.269 E 7 J/kg	LII =	
DENSG = 14.221	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 350.000	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO =	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 601 Abréviation : RAFFINAT (COUPES PETROLIERES)

Désignation : RAFFINAT

Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 651.0	K	GAMA = 1.003	SES = -	ppm
TKR = 859.7	K	CSPE = 2.8921 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 1.684	E 6 Pa	CVAP = 3.8724 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 990.000	kg/m3	QFLU = 4.047 E 7 J/kg	LII =	
DENSG = 17.065	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 420.000	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 607	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 610 Abréviation : HUILE DEPARAFFINAGE

Désignation : HUILE DEPARAFFINAGE (COUPES PETROLIERES)

Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 600.0	K	GAMA = 1.002	SES = -	ppm
TKR = 778.9	K	CSPE = 2.8127 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 1.467	E 6 Pa	CVAP = 3.2257 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 860.000	kg/m3	QFLU = 4.254 E 7 J/kg	LII = -	
DENSG = 15.033	kg/m3	TTOX = 0	LSI = -	
MOLE = 370.000	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO =	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 611 Abréviation : PARAFFINES (COUPES PETROLIERES)

Désignation : PARAFFINES

Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 700.0	K	GAMA = 1.003	SES = -	ppm
TKR = 867.0	K	CSPE = 2.3192 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 1.141	E 6 Pa	CVAP = 3.0729 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 900.000	kg/m3	QFLU = 4.193 E 7 J/kg	LII = -	
DENSG = 28.279	kg/m3	TTOX = 0	LSI = -	
MOLE = 696.000	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 583	K	PE = -		K
T15 = 593	K			
T85 = 826	K			

Code : 700 Abréviation : CA.90
 Désignation : CARBURANT AUTO 90
 Formule chimique : Classe : 2

TBUL = 399.7	K	GAMA = 1.012	SES = -	ppm
TKR = 534.3	K	CSPE = 2.0483 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 3.123	E 6 Pa	CVAP = 4.2341 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 674.730	kg/m3	QFLU = 4.298 E 7 J/kg	LII = 0.014	
DENSG = 3.953	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.076	
MOLE = 97.299	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 718	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 701 Abréviation : SUPER M.I.
 Désignation : SUPER CARBURANT MARCHÉ INTERIEUR
 Formule chimique : Classe : 2

TBUL = 405	K	GAMA = 1.007	SES = -	ppm
TKR = 501.6	K	CSPE = 2.3443 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 3.431	E 6 Pa	CVAP = 3.9965 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 750.000	kg/m3	QFLU = 4.324 E 7 J/kg	LII = 0.014	
DENSG = 3.466	kg/m3	TTOX = -	LSI = 0.076	
MOLE = 85.325	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 708	K	PE = -		K
T15 = 343	K			
T85 = 478	K			

Code : 702 Abréviation : GO
 Désignation : GAZOLE
 Formule chimique : Classe : 2

TBUL = 506.3	K	GAMA = 1.004	SES = -	ppm
TKR = 681.8	K	CSPE = 1.0000 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 2.068	E 6 Pa	CVAP = 3.3404 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 819.750	kg/m3	QFLU = 4.301 E 7 J/kg	LII =	
DENSG = 7.428	kg/m3	TTOX = -	LSI =	
MOLE = 182.820	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO = 498	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 703 Abréviation : FUEL 4% S/V
 Désignation : FUEL 4% TYPE SOUS VIDE
 Formule chimique : Classe : 2

TBUL = 791.0	K	GAMA = 1.002	SES = -	ppm
TKR = 929.8	K	CSPE = 1.6097 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 1.531	E 6 Pa	CVAP = 3.7961 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 1014.000	kg/m3	QFLU = 4.006 E 7 J/kg	LII =	
DENSG = 18.293	kg/m3	TTOX = -	LSI =	
MOLE = 450.230	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO =	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 704 Abréviation : FUEL 4% VISCO
 Désignation : FUEL 4% TYPE VISCO REDUIT
 Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 1024.3	K	GAMA = 1.001	SES = -	ppm
TKR = 1076.5	K	CSPE = 1.6051 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 1.262	E 6 Pa	CVAP = 6.3032 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 1055.100	kg/m3	QFLU = 3.937 E 7 J/kg	LII =	
DENSG = 18.160	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 446.950	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO =	K	PE = -		
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 705 Abréviation : ESS AVION
 Désignation : ESSENCE AVION
 Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 353.6	K	GAMA = 1.017	SES = -	ppm
TKR = 527.7	K	CSPE = 2.4125 E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 3.320	E 6 Pa	CVAP = 3.6517 E 5 J/kg	TEXPN = -	
DENSL = 708.010	kg/m3	QFLU = 4.430 E 7 J/kg	LII =	
DENSG = 3.705	kg/m3	TTOX = 0	LSI =	
MOLE = 91.197	kg/kmole	VLE = -		mg/m3
TAUTO =	K	PE = -		K
T15 =	K			
T85 =	K			

Code : 706 Abréviation : SUPER 98
 Désignation : SUPER SANS PLOMB 98
 Formule chimique :

Classe : 2

TBUL = 346.4	K	GAMA = 1.011	SES = 0	ppm
TKR = 507.7	K	CSPE = 2.3364 E 3 J/kgK	LC1% =	ppm
PKR = 3.485	E 6 Pa	CVAP = 3.7759 E 5 J/kg	TEXPN = 0.00	
DENSL = 677.550	kg/m3	QFLU = 4.184 E 7 J/kg	ANTA = 0.0000	
DENSG = 3.512	kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 0.00	
MOLE = 86.459	kg/kmole	VLE = 0.00	ANTC = 0.00	mg/m3
TAUTO =	K	PE = -	LII =	K
T15 =	K		LSI =	
T85 =	K			

Code : 800 Abréviation : AMMONIAC (GAZ NON HYDROCARBURES)
 Désignation : AMMONIAC
 Formule chimique : NH3

Classe : 3

TBUL = 239.7	K	GAMA = 1.303	SES = 500	ppm
TKR = 405.6	K	CSPE = 4.9550 E 3 J/kgK	LC1% =	ppm
PKR = 1.130	E 7 Pa	CVAP = 1.3721 E 6 J/kg	TEXPN = 2.00	
DENSL = 617.000	kg/m3	QFLU = 1.861 E 7 J/kg	ANTA = 16.9481	
DENSG = 0.692	kg/m3	TTOX = 3	ANTB = 2132.50	
MOLE = 17.030	kg/kmole	VLE = 18.00	ANTC = -32.98	mg/m3
TAUTO =	K	PE = -	LII =	K
T15 = 239.7	K		LSI =	
T85 = 239.7	K			

Code : 809 Abréviation : EAU (FLUIDES NON HYDROCARBURES)
 Désignation : EAU
 Formule chimique : H2O Classe : 3

TBUL = 373.2 K	GAMA = 1.334	SES = - ppm
TKR = 647.3 K	CSPE = 1.7651 E 4 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 2.204 E 7 Pa	CVAP = 2.2540 E 6 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 1002.700 kg/m3	QFLU = 0.000 E 0 J/kg	ANTA = 18.3036
DENSG = 0.804 kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 3816.44
MOLE = 18.015 kg/kmole	VLE = - mg/m3	ANTC = -46.13
TAUTO = - K	PE = - K	LII = -
T15 = 373.2 K		LSI = -
T85 = 373.2 K		

Code : 900 Abréviation : DEA
 Désignation : DEA
 Formule chimique : C4H11NO2 Classe : 1

TBUL = 541.6 K	GAMA = 1.063	SES = - ppm
TKR = 706.7 K	CSPE = 2.6160 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 4.716 E 6 Pa	CVAP = 7.0103 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 1104.130 kg/m3	QFLU = 2.439 E 7 J/kg	ANTA = 0.0000
DENSG = 4.271 kg/m3	TTOX = 1	ANTB = 0.00
MOLE = 105.138 kg/kmole	VLE = 5.00 mg/m3	ANTC = 0.00
TAUTO = K	PE = - K	LII =
T15 = 541.6 K		LSI =
T85 = 541.6 K		

Code : 903 Abréviation : ACIDE FLUORHYDRIQUE
 Désignation : ACIDE FLUORHYDRIQUE
 Formule chimique : HF Classe : 3

TBUL = 292.7 K	GAMA = 1.400	SES = 9 ppm
TKR = 461.0 K	CSPE = 3.0170 E 3 J/kgK	LC1% = ppm
PKR = 6.483 E 6 Pa	CVAP = 3.3430 E 5 J/kg	TEXPN = 2.50
DENSL = 988.000 kg/m3	QFLU = 0.000 E 0 J/kg	ANTA = 17.6958
DENSG = 2.863 kg/m3	TTOX = 4	ANTB = 3404.49
MOLE = 70.000 kg/kmole	VLE = 2.50 mg/m3	ANTC = 15.06
TAUTO = - K	PE = - K	LII = -
T15 = 292.7 K		LSI = -
T85 = 292.7 K		

Code : 905 Abréviation : SULFOLANE
 Désignation : SULFOLANE
 Formule chimique : C4H8SO2 Classe : 2

TBUL = 559.9 K	GAMA = 1.074	SES = - ppm
TKR = 829.7 K	CSPE = 1.5690 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 4.799 E 6 Pa	CVAP = 4.6985 E 5 J/kg	TEXPN = -
DENSL = 1265.400 kg/m3	QFLU = 1.983 E 7 J/kg	ANTA =
DENSG = 4.881 kg/m3	TTOX = 1	ANTB =
MOLE = 120.167 kg/kmole	VLE = 40.00 mg/m3	ANTC =
TAUTO = K	PE = - K	LII =
T15 = 559.9 K		LSI =
T85 = 559.9 K		

Code : 908

Abréviation : SOUFRE ET COMBUSTION

Désignation : SOUFRE ET SOUFRE DIOXYDE

Formule chimique : S

Classe : 3

TBUL = 263.2 K	GAMA = 1.275	SES = 100 ppm
TKR = 430.8 K	CSPE = 6.2192 E 2 J/kgK	LC1% = ppm
PKR = 7.873 E 6 Pa	CVAP = 3.8953 E 5 J/kg	TEXPN = 2.00
DENSL = 1394.000 kg/m3	QFLU = 0.000 E 7 J/kg	ANTA = 16.7680
DENSG = 2.603 kg/m3	TTOX = 3	ANTB = 2302.35
MOLE = 64.063 kg/kmole	VLE = 5.00 mg/m3	ANTC = -35.97
TAUTO = 505 K	PE = - K	LII =
T15 = K		LSI =
T85 = K		

ANNEXE C

**ETUDE ET PARTICULARISMES D'APPLICATION
DES PARAMETRES PROBABILISTES**

C.1. PARAMETRES PROBABILISTES INHERENTS AU SYSTEME

Sous ce vocable on a défini six paramètres qui décrivent l'état d'un système dans ses particularismes qui le lient à la notion de risque du système.

Ces paramètres prennent en compte principalement les procédures préventives à la conception (P14, P15, P16) et introduisent la notion de propension à la défaillance (P11, P13) et l'effet de synergisme du risque amplifié ou diminué par l'environnement du système (P12).

L'étude détaillée des paramètres P1j (j = 1 à 6) présentée ci-après, adopte une démarche en quatre points :

- 1) Définition de paramètre P1j;
- 2) Valeurs semi-quantitatives attribuables au paramètre P1j en fonction d'une ou de plusieurs variables liées à la composante stochastique du risque.
- 3) Lien avec la notion de probabilité du risque.
- 4) Exemples et particularismes d'application.

C.1.1. PARAMETRE P11 : AGE DE L'EQUIPEMENT

① Définition

L'âge d'un équipement ou d'un système est compté en années à partir de la date de première mise en service ou de dernière remise en état (revamping), des composants directement impliqués dans le scénario de défaillance retenu.

② Valeurs semi-quantitatives

Variable liée à la composante stochastique du risque : le temps

- moins de 1 an : 3
- de 1 à 10 ans : 2
- de 10 à 15 ans : 3
- de 15 à 20 ans : 4
- plus de 20 ans : 5

Pour un système à la date d'étude, la valeur de **P11** est univoque.

③ Lien avec la notion de probabilité du risque

Les valeurs semi-quantitatives que l'on attribue au paramètre **P11** en fonction de l'âge de l'équipement, traduisent les variations du taux de défaillance, telles que l'illustre la courbe dite en « baignoire ». (cf. figure C.1).

Dans cette courbe, il est habituel de distinguer trois périodes (cf. figure C.2) :

- la première période, où le λ décroît avec le temps, est appelée la période de jeunesse du composant ou du système.
Durant cette période, les défauts dus à des erreurs de conception ou de fabrication sont éliminés.
- la seconde période, où le λ est essentiellement constant, est appelée durée de vie utile du composant ou du système.
Elle correspond à l'apparition de défaillances semblant dans l'état actuel des connaissances, obéir au pur hasard.
- la dernière période présente un λ croissant constamment.
Elle correspond à l'apparition des défaillances dues à l'usure et caractérise la fin de la vie utile de composant ou système.

La parenté entre le paramètre **P11** et le risque lié au système est donc le taux de défaillance du système λ , fonction de l'âge du système.

$$\mathbf{P11} = \mathbf{P11} (t) \approx \lambda (t) \quad (\text{eq.C.1.})$$

Le taux de défaillance, λ , est fonction d'une variable aléatoire continue, t , distribuée suivant une **loi de Weibull**, loi qui est caractérisée par :

- sa densité de probabilité :

$$f(t) = \frac{\beta}{n} \left(\frac{t-\gamma}{n} \right)^{\beta-1} e^{-\left(\frac{t-\gamma}{n} \right)^\beta} \quad (\text{eq.C.2.})$$

avec $t \geq \gamma$
 β est le paramètre de forme
 n est le paramètre d'échelle
 γ est le paramètre de position

- sa fonction de répartition :

$$F(t) = 1 - e^{-\left(\frac{t-\gamma}{n} \right)^\beta} \quad (\text{eq.C.3.})$$

Le taux de défaillance est :

$$\lambda(t) = \frac{f(t)}{1-F(t)} = \frac{\beta}{n} \left(\frac{t-\gamma}{n} \right)^{\beta-1} \quad (\text{eq.C.4.})$$

avec $t \geq \gamma$

Si on se réfère à la courbe en baignoire, on constate que :

pour $\beta < 1$, $\lambda(t)$ décroît avec t comme pour la période de jeunesse

Si $\beta = 1$, $\lambda(t)$ est constant. C'est la période à taux de défaillance constant.

Si $\beta > 1$, $\lambda(t)$ croît avec t ce qui correspond à la période d'usure que l'on peut faire débuter au bout d'un temps $t = \gamma$

Finalement on peut écrire :

$$P_{11} \approx \frac{\beta}{n} \left(\frac{t-\gamma}{n} \right)^{\beta-1} \quad (\text{eq.C.5.})$$

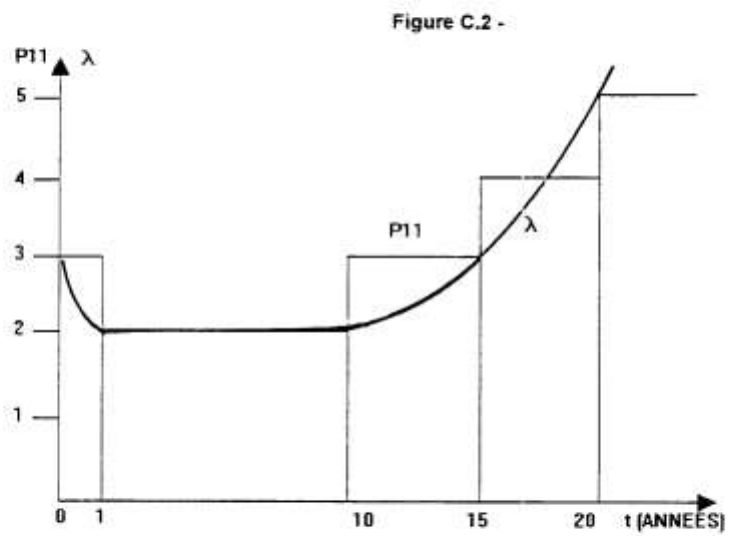
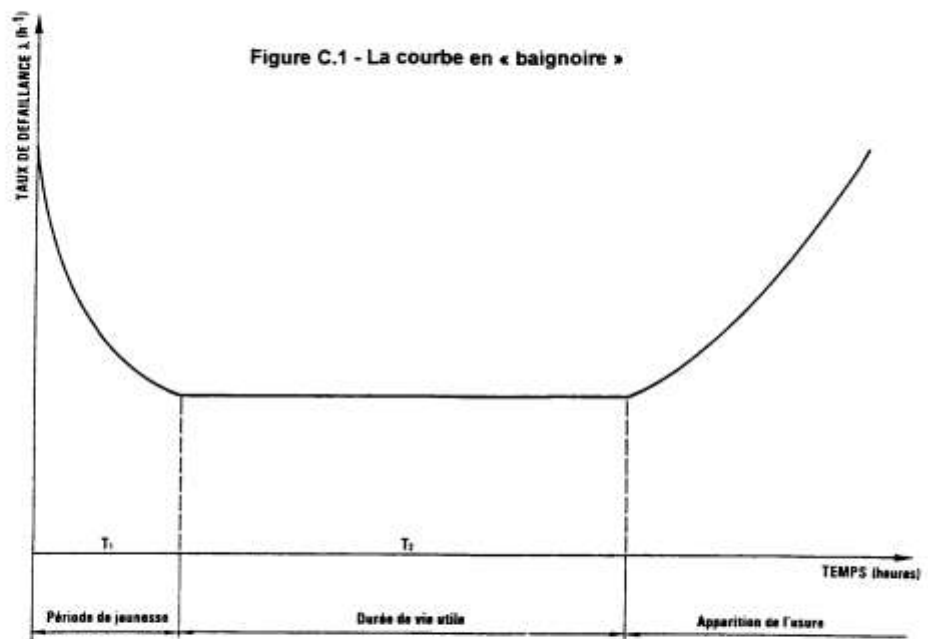
4 Exemples et particularismes d'application

1. Les inspections périodiques du matériel à l'arrêt, portant notamment sur :

- les appareils à pression dans les conditions réglementaires,
- les organes de sûreté tels que les soupapes,
- les réservoirs,

ne sont pas assimilables à une remise en état et ne peuvent dès lors affecter l'âge de l'équipement.

2. L'âge d'un équipement peut être assimilé à celui des composants de cet équipement, dont la défaillance est la cause du scénario d'accident considéré.



Exemples :

- Cas de débordement par surremplissage d'une sphère de propane. L'âge du système peut être assimilé à celui du dispositif de détection du niveau haut ou du niveau très haut.
 - Cas d'une fuite gazeuse sur pompe centrifuge d'isobutane par défaillance de la garniture mécanique.
L'âge de la pompe peut être assimilé à celui de la garniture mécanique.
3. Pour un système mis en état de conservation sous cocon d'azote par exemple, pendant une période de TA années, l'âge de l'équipement sera identifié à un âge fictif TFIC exprimé et calculé comme suit :

$$\text{TFIC} = 15,55 \left(\frac{\text{TA} - 1}{\text{TA}} \right) + 1 + \text{TEX} \quad (\text{eq.C.6.})$$

avec TEX le nombre d'années d'exploitation réelle du système,
TFIC, pris égal au nombre entier directement supérieur à la valeur calculée.

Exemple :

On désire remettre en service un unité de récupération de soufre en état de conservation depuis 8 ans.

L'unité n'a jamais été démarrée.

TA = 8

TEX = 0

TFIC = 14,6 → âge de l'équipement = 15 ans et P11 = 3

C.1.2 PARAMETRE P12 : LOCALISATION DU SYSTEME

① Définition

Il s'agit de la localisation géographique de système étudié, sur le site considéré, définie comme une fonction de l'activité dans la zone concernée et de l'environnement autour du site considéré.

② Valeurs semi-quantitatives

Variable liée à la composante stochastique du risque : l'activité industrielle et l'environnement.

- en stockage : 3
- en unité : 4
- à moins de 100 mètres d'installations ou de biens étrangers : 5
- autrement : 2

③ Lien avec la notion de probabilité du risque

Le paramètre P12 est fonction des variables probabilistes suivantes :

1. La densité des sources d'ignition sous contrôle (stockages, unités),
2. La densité des sources d'ignition hors contrôle (installations et biens étrangers),
3. La densité de systèmes critiques (probabilité de déclencher un effet domino),
4. La probabilité d'erreurs humaines.

④ Exemples et particularismes d'application

1. Sous le vocable « unités », on désigne les unités de traitement de pétrole brut, de ses dérivés et résidus.
2. Par **stockage** on entend un emplacement d'hydrocarbures dont les systèmes peuvent être notamment :
 - des réservoirs et leurs cuvettes de rétentions,
 - des pomperies,
 - des centres de mélanges,
 - des stations d'incorporation d'additifs,
 - des canalisations d'hydrocarbures,
 - des installations de chargement ou de déchargement.

3. Les réservoirs intégrés aux unités sont considérés comme systèmes d'unité.
4. La condition « **à moins de 100 mètres d'installations ou de biens étrangers** » s'applique à tous types d'emplacements d'hydrocarbures (stockages, unités, autrement).
5. Sous le vocable « **installations ou biens étrangers** » on désigne en particulier :
 - d'autres installations classées,
 - des établissements accueillant du public,
 - des habitations,
 - des monuments classés,
 - des autoroutes,
 - des voies ferrées présentant un trafic voyageurs.
 On ne considère pas les voies de communication à caractère industriel : voies fluviales, routes et voies ferrées industrielles.
6. Sous le vocable « **autrement** » sont rangées les installations auxiliaires situées à plus de 100 mètres d'installations ou de biens étrangers, et n'étant pas intégrées dans un emplacement d'hydrocarbures type unité ou stockage.
Ces installations auxiliaires sont entre autres:
 - les centrales d'énergie (vapeur, électricité, air comprimé)
 - les unités et réseaux de torches,
 - les laboratoires.

C.1.3 PARAMETRE P13 : ORDRE DES COUPES MINIMALES ENGENDRANT LES CONSEQUENCES AFFERENTES AU SCENARIO CONSIDERE

① Définition

L'ordre d'une coupe minimale est le nombre d'événements indépendants, nécessaires et suffisants pour engendrer le scénario considéré.

Il s'agit d'une interprétation qualitative des arbres des défauts élémentaires pour lesquels l'événement indésirable est identifié au scénario considéré.

D'un arbre on peut déduire les différentes combinaisons de défaillances élémentaires conduisant à la réalisation de l'événement indésirable. Ces combinaisons sont appelées « **coupes** ». Parmi elles, certaines sont minimales, c'est-à-dire que tous les événements qu'elles comportent sont nécessaires et suffisants pour entraîner l'événement indésirable.

On classe ces coupes selon le nombre de défaillances élémentaires qu'elles comportent :

- ordre 1 : simple défaillance
- ordre 2 : combinaison de 2 défaillances au moins,
- ordre n : combinaison d'au moins n défaillances.

② Valeurs semi-quantitatives

Variable liée à la composante stochastique du risque : ordre de la coupe minimale :

- ordre supérieur à 3 : 1
- ordre 3 : 2
- ordre 2 : 3
- ordre 1 : 5

③ Lien avec la notion de probabilité du risque

Plus l'ordre d'une coupe est élevée, moins la combinaison a de probabilité de se réaliser, ce qui permet une analyse qualitative de la probabilité du scénario considéré.

Augmenter l'ordre d'une coupe minimale consiste à ajouter des portes logiques « **ET** », ou des événements ou éléments sous des portes logiques « **ET** », dans un arbre des défauts.

Dans les arbres des défauts élémentaires que l'on considère pour les divers scénarios d'accidents, interviennent les événements élémentaires indépendants suivants :

- débit à la brèche (rupture mécanique, ouverture soupape, débordement par surremplissage...).
- source d'ignition (instantanée, après 600 secondes, absence).
- dispersion (événement météorologique)
- dérive (événement météorologique)
- détection (aspect humain et/ou défaillance système).

Si n est l'ordre de la coupe minimale, et A_i ($i = 1$ à n) les événements élémentaires, on peut écrire :

$$P13 = f(n) = k \prod_{i=1}^n \Pr(A_i) \quad (\text{eq.C.7})$$

avec $\Pr(A_i)$ la probabilité d'occurrence de l'événement A_i .

Notons que dans la plupart des cas, **P13** est une fonction de la probabilité des situations météorologiques.

4 Exemples et particularismes d'application

1 - Scénario : nuage toxique hors établissement.

(cf. arbre représenté à la figure C.3).

Événements indépendants :

- débit à la brèche sur système contenant un gaz ou des vapeurs toxiques,
- absence d'ignition sur le site,
- dérive hors établissement,
- concentration hors établissement supérieure ou égale à la dose toxique limite.

(Cela entraîne une concentration toxique \geq à l'IDLH ou $LC_{1\%}$ pour une exposition de 30 minutes).

Ordre de la coupe : 4

2 - Scénario : UVCE consécutif à la rupture d'une garniture mécanique d'une pompe de propane. (cf. arbre représenté à la figure C.4).

Événements indépendants :

- destruction des faces de friction de la garniture mécanique,
- non détection de la fuite dans les 600 secondes,
- absence de dispersion,
- source d'ignition,
- dérive vers la source d'ignition.

Ordre de la coupe : 5

3 - Scénario : Feu alimenté sur pompe véhiculant un produit auto-inflammable sous conditions atmosphériques.

Événements indépendants :

- rupture piquage 3/4 " au refoulement de la pompe.

Ordre de la coupe : 1

Figure C.3.

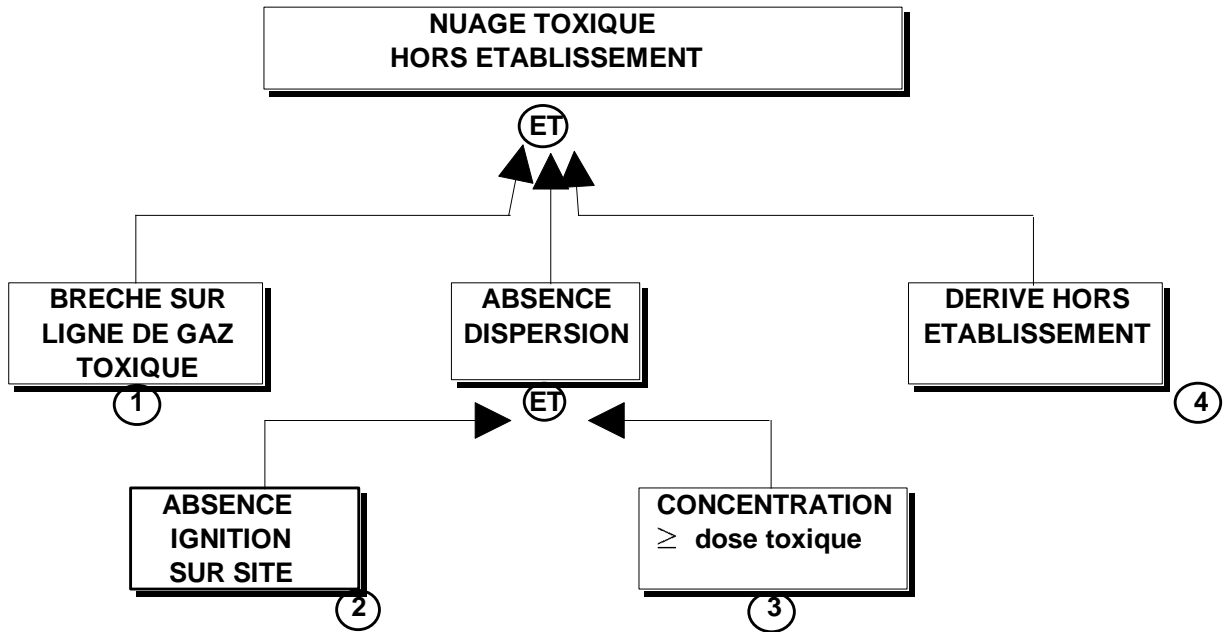


Figure C.4.

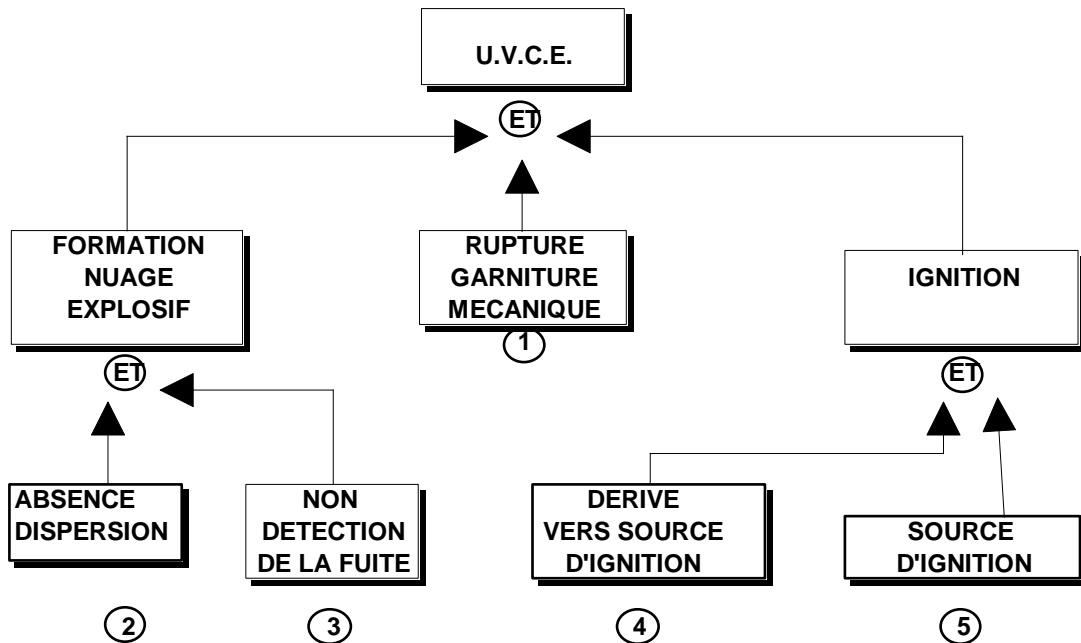


Figure C.5.

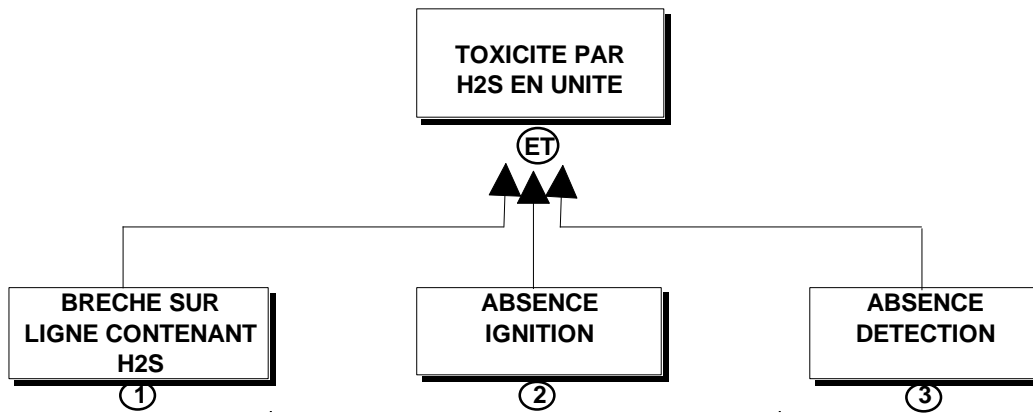


Figure C.6.

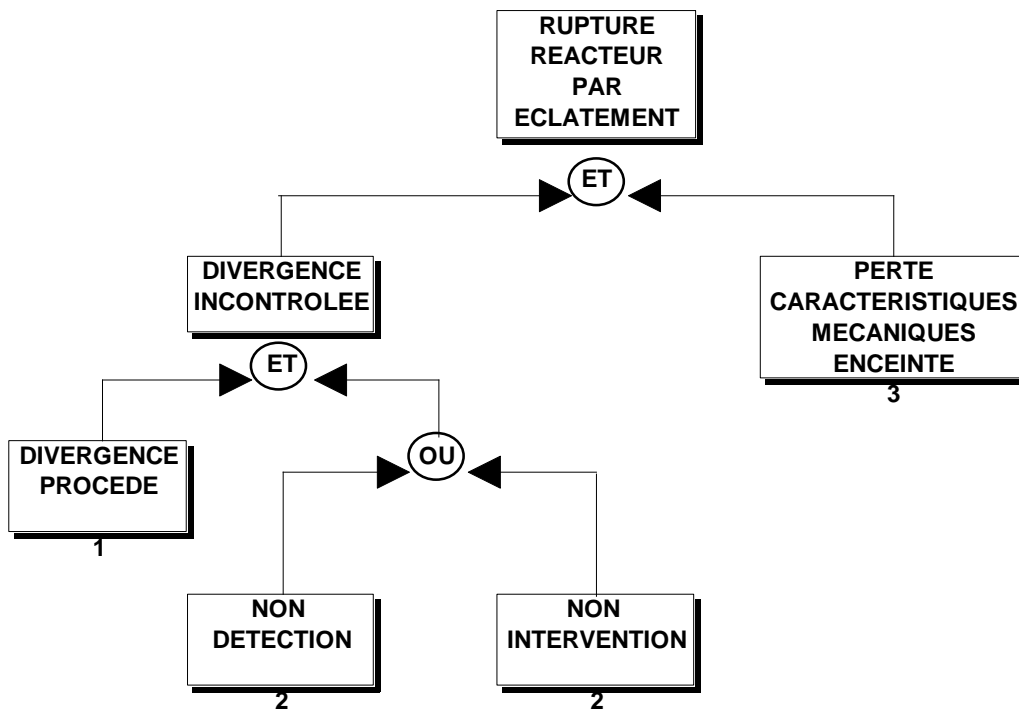


Figure C.6.

4 - Scénario : toxicité par H2S en unité. (cf. arbre représenté à la figure C.5).

Evénements indépendant :

- brèche sur ligne contenant H2S
- absence de détection
- absence d'ignition

Ordre de la coupe : 3

5 - Scénario : éclatement d'un réacteur d'hydrocraqueur par excursion thermique.

(cf. arbre représenté à la figure C.6.)

Evénements indépendants :

- divergence opératoire
- non détection ou non prise en compte détection du phénomène
- rupture enceinte

Ordre de la coupe : 3

C.1.4. PARAMETRE P14 = REDONDANCE

① Définition

Par redondance relative à un système ou équipement étudié, on entend l'existence d'au moins deux dispositifs, composants ou sous systèmes pouvant accomplir la mission spécifiée.

On considère trois types de redondance :

A - instrumentation avec alarme

B - dispositifs de sécurité

C - vannes critiques

Les éléments **A**, **B** et **C** sont sans lien. L'objet est de donner une image de la qualité de conception du système, et de son aptitude à signaler et maîtriser une divergence opératoire.

Le **terme A** évoque de façon générale un dispositif qui indique pour une grandeur quelconque (niveau, pression, température...), le dépassement d'une limite normale de fonctionnement. Dans le cas du terme A, la redondance n'impose pas de doubler la mesure d'une même grandeur, mais peut être justifiée par la mesure de deux grandeurs différentes (température et pression par exemple).

Le **terme B** évoque des dispositifs dont l'objectif est la sécurité et qui peuvent donc concerner la détection, la prévention ou la protection. Ces dispositifs doivent être fixés au système.

Par définition, un système (ou un sous-système) est un ensemble isolable. Dans le **terme C**, la notion de vannes critiques évoque une possibilité complémentaire d'isolement du système.

② Valeurs semi-quantitatives

A - Instrumentation avec alarme

B - Dispositifs de sécurité

C - Vannes critiques

- **A + B + C** : 1
- **A + B** : 2
- **A + C** : 2
- **B ou C** : 3
- **Aucune redondance** : 4

③ Lien avec la notion de probabilité du risque

L'influence des termes **A**, **B** et **C**, sur la probabilité d'occurrence d'un événement dimensionnant (nuage toxique, incendie, explosion) est mis en évidence par le tracé du diagramme cause-conséquences de la figure C.7.

L'événement cause qui peut faire l'objet d'un arbre des causes est identifié à une situation anormale de probabilité Pr_0 . Cette situation anormale peut être une excursion thermique dans un réacteur, un phénomène de cavitation sur une pompe centrifuge, l'ingestion de liquide dans un compresseur alternatif...

Le **terme A (instrumentation avec alarme)** a pour objet de prévenir la défaillance du système; cette défaillance peut être un débit à la brèche.

Pour ce faire le **terme A** doit engendrer une alarme et cette dernière doit entraîner une intervention correctrice de la situation.

Soit $Pr(A)$, le taux de défaillance d'un quelconque dispositif du terme A.
et $P_{int}(A)$, la probabilité de non intervention en cas de fiabilité d'un quelconque dispositif du terme A.

Le **terme B (dispositif de sécurité)** intervient après l'occurrence de la défaillance du système et a pour objet de prévenir l'accident.

Il peut nécessiter une intervention (cas de la détection d'une nappe gazeuse, suivie de la décision d'extinction des fours).

Soit $Pr(B)$, le taux de défaillance d'un quelconque dispositif du terme B.
et $P_{int}(B)$, la probabilité de non intervention en cas de fiabilité d'un quelconque dispositif du terme B.

Le **terme C (vannes critiques)** a pour but d'isoler le système origine de l'accident, afin de limiter les conséquences de ce dernier. Pour ce faire la commande d'isolement doit être décidée et initiée et le terme C doit être en état d'accomplir sa fonction.

Soit $Pr(C)$, le taux de défaillance d'un quelconque dispositif du terme C.
et $P_{int}(C)$, la probabilité de non sollicitation du terme C.

Pour chaque terme **A**, **B** et **C**, il est prévu trois cas de figures :

- Absence de dispositif (ordre 0);
- Présence d'un dispositif mais absence redondance (ordre 1);
- Redondance d'ordre i , $i \geq 2$, avec i dispositifs.

Le paramètre **P14** est représentatif en valeur semi-quantifiée de la probabilité d'occurrence de l'événement dimensionnant intitulé « accident majoré probable » du diagramme cause-conséquences de la figure C.7.

La probabilité Pe_4 de cet événement s'exprime :

$$Pe_4 = Pr_0 \times Ps_1 \times Ps_2 \times Ps_3 \quad (\text{eq.C.8.})$$

avec :

Ps_1 , la probabilité de non accomplissement de la mission du terme A

Ps_2 , la probabilité de non accomplissement de la mission du terme B

Ps_3 , la probabilité de non accomplissement de la mission du terme C

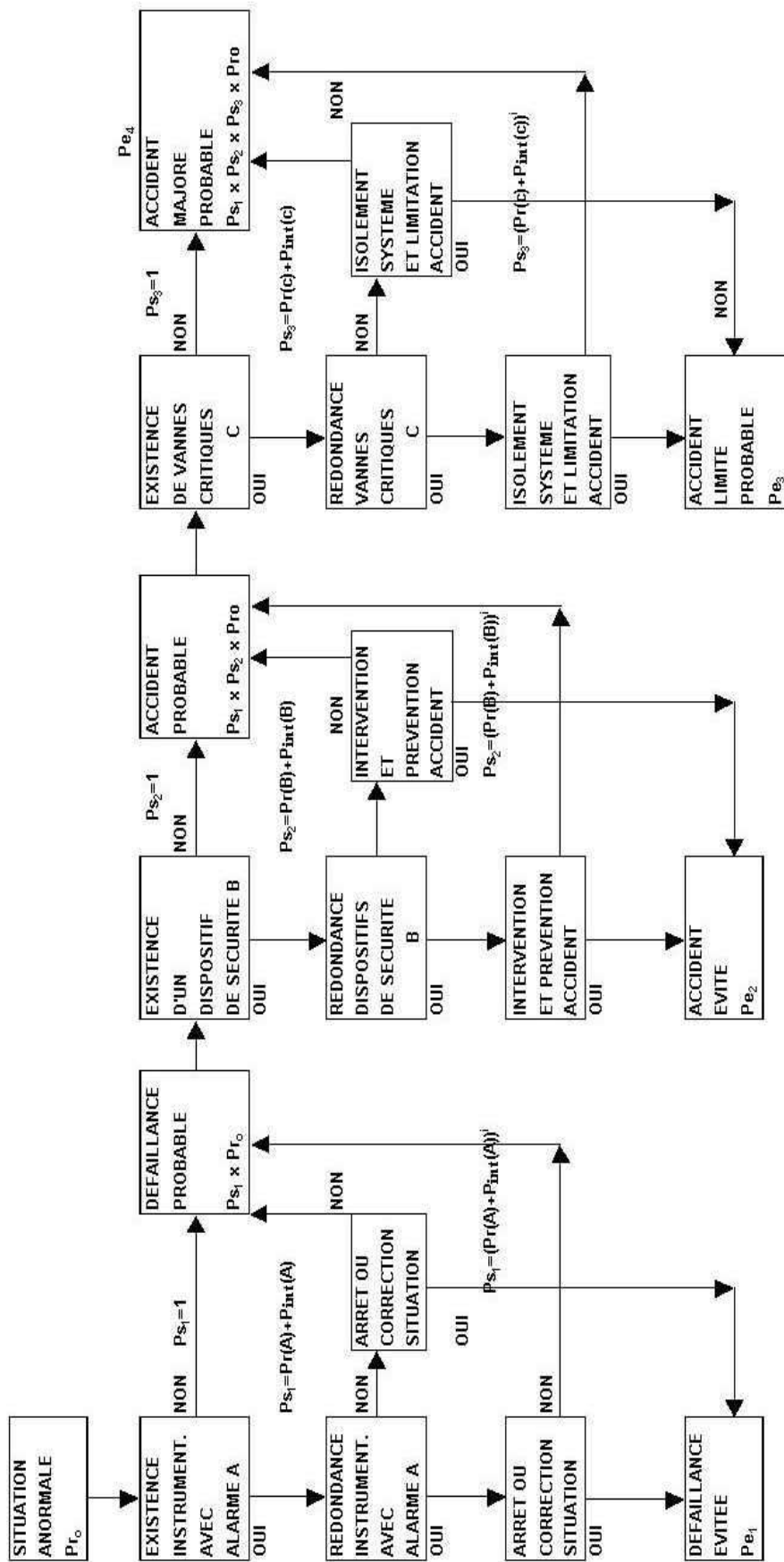


Figure C - 7

$$Ps_1 = (Pr(A) + Pint(A))^k \quad 0 \leq k \leq i \quad (\text{eq.C.9.})$$

$$Ps_2 = (Pr(B) + Pint(B))^l \quad 0 \leq l \leq i \quad (\text{eq.C.10.})$$

$$Ps_3 = (Pr(C) + Pint(C))^m \quad 0 \leq m \leq i \quad (\text{eq.C.11.})$$

On peut dès lors écrire :

$$P_{14} = K Pr_0 (Pr(A) + Pint(A))^k (Pr(B) + Pint(B))^l (Pr(C) + Pint(C))^m \quad (\text{eq.C.12.})$$

④ Exemples et particularismes d'application

1 - L'instrumentation avec alarme (terme A) s'applique exclusivement à la mesure des paramètres de procédé, de stockage ou de transfert.

Il ne s'agit pas d'alarme de détection d'un phénomène redouté tel que feu, nappe de gaz explosive ou nuage de H₂S.

Les paramètres concernés sont notamment :

- la température,
- la pression,
- le débit,
- le niveau.

2 - Exemples de dispositifs de sécurité (terme B) :

- détection :

- détecteur de moussage dans les réservoirs réchauffés,
- détecteur de fuite sur les garnitures mécaniques des pompes centrifuges.

- prévention :

- soupapes sur tours, lignes, réservoirs sous pression,
- garnitures mécaniques type tandem ou type stand-by sur les pompes centrifuges,
- cuvettes de rétention des réservoirs.
- cuvettes autour des fours, des unités à risque (Alky HF)...

- protection :

- système d'injection de mousse à la base des réservoirs,
- rideaux d'eau.
- systèmes deluge sur réservoirs ou capacités.

3 - Une vanne (**terme C**) pouvant être manoeuvrée manuellement et à distance par servomoteur, est un dispositif de redondance d'ordre 2.

4 - Parmi les possibilités complémentaires d'isolement d'un système nous citons entre autres les clapets et les joints réversibles.

C.1.5 PARAMETRE P15 : CONFORMITE AUX CODES

① Définition

Par « conformité aux codes », on désigne l'application contrôlée au sens de l'assurance de qualité, des procédures préventives à la conception au sens large du terme.

Ces procédures préventives à la conception regroupent :

- les dispositions réglementaires,
- les codes et normes de construction,
- les instructions générales pour l'étude de constructions des unités,
- les audits de validation d'un procédé,
- le contrôle de conformité plans-réalisation (AQ).

② Valeurs semi-quantitatives

- Oui : 2

- Non : 4

③ Lien avec la notion de probabilité du risque

Le paramètre **P15** est une expression semi-quantifiée de l'existence d'un système d'« Assurance de Qualité » ou similaire.

Nous définissons l'« Assurance de Qualité » comme l'ensemble des actions planifiées et systématiques destinées à donner la garantie voulue que le matériel fonctionnera correctement en service.

On remarque dans cette définition :

- que l'Assurance de Qualité couvre toutes les actions pouvant affecter la qualité du matériel, c'est-à-dire à peu près toutes les actions faites pour étudier, réaliser, monter, essayer et exploiter ce matériel.
- que seules relèvent de l'Assurance de Qualité les actions prévues et entrant dans un système, et qu'en sont exclues les initiatives personnelles désordonnées.
- que l'Assurance de Qualité vise à donner la garantie voulue de la qualité, garantie que l'on peut vouloir plus ou moins proche de 100% suivant la nature du matériel. D'où la notion de gradation dans l'assurance de qualité des matériels.

Pourquoi assure-t-on la Qualité ?

La première motivation est la **SURETÉ**. Cette motivation touche les Autorités, l'Exploitant, les Constructeurs, et plus généralement le Public.

Une seconde motivation pour l'Exploitant et les constructeurs est la **FIABILITÉ**.

④ Exemples et particularismes d'application

1 - Exemples de dispositions réglementaires :

- Réglementation française des raffineries, Arrêté du 4 Septembre 1967, modifié : usines de traitement de pétrole brut de ses dérivés et résidus - Aménagement et Exploitation.
- ...

2 - Exemples de codes et normes de construction :

- Appareil à pression

- Code français CODAP
- Code américain ASME

- Echangeurs

Code TEMAP

- Tuyauteries	Code français Code américain	SNCT ANSI
- Stockages	Code français Code américain	CODRES API 650
- Machines tournantes	Codes API 610/611/612/613/618	
- Génie Civil	Construction Béton Armé - Règle BAEL 80, édition septembre 1980 Construction métallique - Règle CM 66, édition 1978 Neige et vent - Edition Décembre 1976	
- Matériel électrique	Norme française Normes internationales	UTE CEI
- Instrumentation	Code des instruments de mesure (Ministère de l'Industrie) Code ISO européen Code américain API RP 550	
- ...		

3 - Particularismes d'application liés à la vérification des valeurs de paramètres imposées par les codes et normes et en liaison directe avec la notion de risque :

- Hauteur compartimentage des cuvettes de rétention (dispositions réglementaires)
- Débit eau incendie (dispositions réglementaires)
- Dimensionnement soupapes (dispositions réglementaires)
- Distance entre équipements et entre unités (dispositions réglementaires)
- Epaisseur des appareils à pression (CODAP, ASME)
- Classe des tuyauteries (SNCT, ANSI)
- forces et moments extérieurs s'appliquant sur les tubulures de machines centrifuges (API, ISO, SNCT)
- ...

C.1.6 PARAMETRE P16 : FRAGILISATION OU CONCENTRATION DE CONTRAINTES SUR SOUDURES

① Définition

Il s'agit d'établir pour des soudures sur appareils à pression ou tuyauteries par exemple, la possibilité d'une rupture à partir de défauts tant traversants que superficiels et définis comme acceptables de par les normes, sous l'effet d'une contrainte statique.

Les cas les plus pénalisants pour les raffineries sont ceux de la rupture fragile par défaut de résilience à froid (cas de l'accident de BEEK, NL, 7 novembre 1975) et ceux de la rupture par corrosion sous tension (cas de l'accident de ROMEOVILLE - LEMONT, Ill. USA, le 23 juillet 1984).

② Valeurs semi-quantitatives

Fragilisation ou concentration de contraintes possibles :

NON : 1

OUI : 4

③ Lien avec la notion de probabilité du risque dans le cas d'une rupture fragile par défaut de résilience à froid

La probabilité de rupture de la soudure est directement liée à la température de sécurité TS du système.

$$\text{Pr (rupture soudure)} = k \text{ TS} \quad (\text{eq.C.13})$$

et
$$\text{P16} \approx K \text{ Pr (rupture soudure)} \approx K' \text{ TS} \quad (\text{cf. figure C.8}) \quad (\text{eq.C.14})$$

Température de sécurité TS :

La condition pour qu'une rupture ne se produise pas à partir de défauts tant traversants que superficiels et définis comme acceptables de par les normes, sous l'effet d'une contrainte perpendiculaire au défaut égale à la limite élastique Re du matériau, s'écrit :

$$\text{TS} \geq 1,4 \text{ TK28} + \beta (\text{Re}) + 25 + \Delta \text{Te} + \Delta \text{Tv} - \Delta \text{T}\sigma \quad (\text{eq.C.15})$$

avec

- TS la température minimale acceptable de service ou température de sécurité;
- TK28 la température à laquelle la résilience KV du matériau est supérieure ou égale à 28 J;
- $\beta (\text{Re})$ une fonction de la limite élastique dont l'expression est :

$$\beta (\text{Re}) = 60 \ln \left(\frac{\text{Re}}{360} - \frac{1}{3} \right) \quad (\text{eq.C.16})$$

On prend comme valeur de Re la valeur garantie par les normes de produits + 50 N/mm².

- ΔTe l'écart de température lié à l'épaisseur s'exprime sous forme des fonctions ci-après :

$$\Delta \text{Te} = 0 \text{ pour } e \geq 110 \text{ mm}$$

$$\Delta \text{Te} = 0,53 e - 59 \quad \text{pour } 110 \geq e \geq 60 \text{ mm}$$

$$\Delta \text{Te} = 0,97 e - 85 \quad \text{pour } 60 \geq e \geq 30 \text{ mm}$$

$$\Delta \text{Te} = 1,8 e - 110 \quad \text{pour } 30 \geq e \geq 10 \text{ mm}$$

- ΔTv l'écart de température lié à la vitesse de sollicitation $\dot{\varepsilon}$, s'exprimant sous forme d'une fonction de la limite élastique du matériau et de la vitesse de sollicitation.

$$\Delta \text{Tv} = (83 - 0,08 \text{ Re}) \dot{\varepsilon}^{0,17} \quad (\text{eq.C.17})$$

On considère trois types de vitesses de sollicitation :

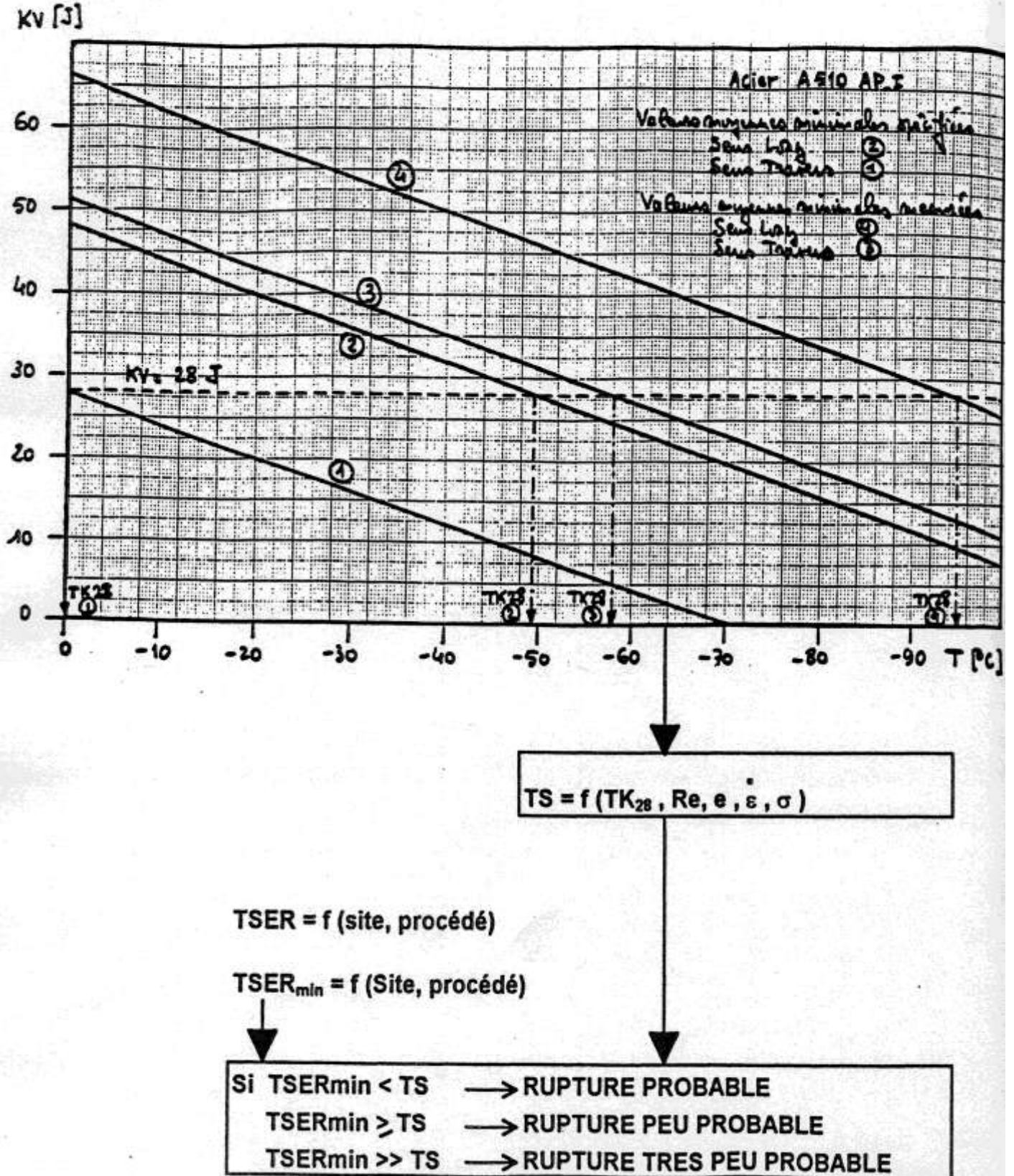
- les sollicitations dynamiques à vitesses rapides

$$\dot{\varepsilon} \approx 10 \text{ s}^{-1}$$

$$\Delta \text{Tv} = 125 - 0,125 \text{ Re} \quad (\text{eq.C.18})$$

Figure C.8.

$TK_{28} = f(\text{matériau})$



- les sollicitations lentes à vitesses lentes

$$\begin{aligned} \dot{\varepsilon} &\approx 10^{-1} \text{ s}^{-1} \\ \Delta T_v &= 55 - 0,054 \text{ Re} \end{aligned} \quad (\text{eq.C.19})$$

- les sollicitations statiques

$$\begin{aligned} \dot{\varepsilon} &\approx 10^{-4} \text{ s}^{-1} \\ \Delta T_v &= 17 - 0,018 \text{ Re} \end{aligned} \quad (\text{eq.C.20})$$

- ΔT_σ l'écart de température lié au rapport σ/Re de la contrainte à la limite élastique, donné par la fonction :

$$\Delta T_\sigma = 6,5 \left(\frac{\sigma}{\text{Re}} \right)^3 + 120 \left(\frac{\sigma}{\text{Re}} \right)^2 - 260 \left(\frac{\sigma}{\text{Re}} \right) + 133 \quad (\text{eq.C.21})$$

4 Exemples et particularismes d'application

■ Corrosion sous tension des aciers non alliés

1 - Corrosion par H₂S humide :

L'hydrogène sulfuré H₂S, sous sa forme dissociée, s²⁻ résultant de la réaction $\text{H}_2\text{S} \rightarrow 2\text{H}^+ + \text{S}^{2-}$ attaque l'acier non allié. Il en résulte la formation d'une pellicule noire peu adhérente de FeS qui se détache facilement et laisse le métal à nu; il y a donc attaque assez rapide du métal.

L'H₂S peut être considéré comme un produit spécifique de la fissuration sous tension; en effet les tensions favorisent l'attaque par l'H₂S.

Il est donc recommandé d'utiliser des aciers livrés à l'état recuit et d'effectuer un traitement thermique de détensionnement des soudures des appareils ou tuyauteries pouvant être en contact avec de l'H₂S humide (même à l'état de traces).

D'autre part, les aciers au chrome, principalement ceux contenant au moins 13% Cr, et les aciers inoxydables 18-8 ont un bon comportement vis-à-vis de l'H₂S humide.

2) Fragilité caustique

La fragilité caustique est une corrosion sous contrainte qui se traduit par une fissuration des aciers non alliés.

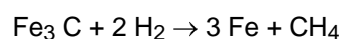
Les agents spécifiques de cette fragilité caustique sont la soude caustique et les amines.

Le phénomène résulte de l'association des facteurs suivants :

- concentration de la solution
- température de la solution
- existence de contraintes internes résultant par exemple du soudage des aciers.

3) Attaque par hydrogène à chaud et sous pression

Pour des pressions et des températures suffisamment élevées, fonction de la composition chimique de l'acier, l'hydrogène atomique, ayant diffusé dans l'acier, provoque une décarburation importante avec formation de méthane CH₄ résultant de l'attaque des carbures de fer Fe₃C (Cémentite) suivant la réaction :



L'hydrogène atomique, qui a diffusé dans l'acier, s'est fixé dans les discontinuités (inclusions, dislocations) à l'état moléculaire H₂ pour réagir avec Fe₃C.

Le CH₄ ne pouvant diffuser du fait de la grosseur de la molécule provoque une fissuration intercrystalline : les fissures sont fines mais généralement très nombreuses. La chute des caractéristiques mécaniques de l'acier est très marquée et elle est irréversible : le dommage est définitif.

Le remède consiste à fixer le carbone de l'acier sous forme de cémentites complexes stables, en présence d'hydrogène, ce qui n'est pas le cas pour la cémentite Fe₃ C des aciers ordinaires.

Les éléments les plus utilisés à cet effet sont le chrome et le molybdène; le tungstène, le vanadium, le titane et le niobium agissent comme le molybdène.

Les éléments d'addition de l'acier nécessaires pour résister à l'attaque par l'hydrogène dépendent des facteurs température et pression partielle d'hydrogène auxquelles est soumis l'appareil.

■ **Corrosion sous tension des aciers inoxydables austénitiques**

Ce mode de corrosion affecte particulièrement les aciers inoxydables austénitiques du type 18-8.

Le résultat est la formation de fissures.

Les deux possibilités d'attaque sont dues :

- à l'agressivité du milieu dans lequel se produit la corrosion : c'est elle qui permet le démarrage de l'attaque,
- à l'état du métal, soumis à des tensions mécaniques extérieures ou internes qui permet le développement de cette attaque qui progresse sous forme de fissures généralement transgranulaires et ramifiées.

La présence de l'ion Cl est un des facteurs principaux de la corrosion sous tension des aciers austénitiques (gaz de reformage, eau de javel, eau d'épreuve hydraulique....).

Si les aciers inoxydables austénitiques sont sensibles à la corrosion sous tension au contact de solutions aqueuses renfermant des chlorures, ils le sont également au contact d'acides soufrés (acides polythioniques). Ces acides se forment lorsque l'on met en présence des sulfures, de l'eau et un oxydant tel que l'oxygène de l'air. En fait, les acides polythioniques se forment à partir du bisulfure d'ammonium (SHNH₄) au-dessus de 80°C.

Les fissurations sont généralement intergranulaires.

Lors des procédures d'arrêt, le refroidissement des équipements, à une température inférieure au point de rosée de la vapeur d'eau, peut donc conduire à des fissurations résultant de la corrosion par les acides polythioniques.

■ **Rupture fragile par défaut de résilience à froid**

Ce type de phénomène doit être considéré pour les soudures sur des systèmes véhiculant ou contenant des hydrocarbures de coupe C1 à C4 ou des gaz liquéfiés réfrigérés ou sous pression.

C.2. PARAMETRES AFFERENTS A L'EXPLOITATION DU SYSTEME

Par cette appellation on désigne six paramètres traduisant des états représentatifs de l'exploitation d'un système et liés à la notion de risque en exploitation.

Ces paramètres prennent en compte principalement les procédures opératoires, d'inspection en service et d'intervention (P21, P24, P25), les conditions anormales de fonctionnement (P23, P26), et l'environnement opératoire (P22).

L'analyse des paramètres P2j (j = 1 à 6) détaillée ci-après, utilise une présentation en quatre points analogue à celle des paramètres P1j.

- 1) Définition du paramètre P2j;
- 2) Valeurs semi-quantitatives attribuables au paramètre P2j en fonction d'une ou de plusieurs variables liées à la composante stochastique du risque;
- 3) Lien avec la notion de probabilité du risque;
- 4) Exemples et particularismes d'application.

C.2.1 PARAMETRE P21 : FREQUENCE DES INSPECTIONS, CONTROLES ET ENTRETIENS

① Définition

Par inspections, contrôles ou entretiens, on désigne toutes interventions de vérification, d'essai, ou de maintenance d'un système, faisant l'objet d'un rapport ou d'un P.V. écrit et archivé, et concernant le composant ou la partie du système directement impliqué dans le scénario considéré.

Ces interventions peuvent être des actions planifiées à intervalle régulier, conformes à des procédures d'exploitation, d'entretien ou d'inspection, propres à l'utilisateur ou au bailleur de licence du système considéré, ou à caractère obligatoire de par la réglementation s'y appliquant.

Ces interventions peuvent être des prestations de suivi, de réparation, de modification ou d'amélioration décidées en fonction d'impératifs d'opérabilité, de fiabilité, de disponibilité ou de sécurité du système concerné, et dès lors non nécessairement soumis à une fréquence constante pendant la vie du système.

② Valeurs semi-quantitatives

Variable liée à la composante stochastique du risque : la fréquence des inspections, contrôles et entretiens.

- trimestrielle ou plus : 1
- semestrielle : 2
- annuelle : 3
- biennale : 4
- triennale ou moins : 5

③ Lien avec la notion de probabilité du risque

Le paramètre **P21** est lié au M.T.B.F. du système considéré et à la probabilité de ce dernier de subir une défaillance.

Soit :

θ = M.T.B.F. (**Mean Time Between Failure** ou durée moyenne de bon fonctionnement entre deux défaillances).

On sait que $\theta = 1/\lambda$, si λ est constant

τ = délai moyen de réparation du système

La probabilité de défaillance du système à l'instant t s'exprime :

$$\Pr(t) \cong \frac{\tau}{\theta + \tau} = \frac{\lambda\tau}{1 + \lambda\tau} \quad (\text{eq.C.22})$$

La probabilité complémentaire est la probabilité pour que le système soit fiable à un instant quelconque que l'on se donne entre 0 et t , et notamment à l'instant t ; c'est la disponibilité à l'instant t du système qui s'exprime :

$$\begin{aligned} S^*(t) &\cong 1 - \frac{\tau}{\theta + \tau} \\ &\cong \frac{\theta}{\theta + \tau} = \frac{1}{1 + \lambda\tau} \end{aligned} \quad (\text{eq.C.23})$$

Si **P21** diminue, cela signifie que le M.T.B.F. augmente et que le délai moyen de réparation décroît.

En effet, une fréquence plus élevée des inspections, contrôles et entretiens a pour conséquence la prévention de défaillances majeures (M.T.B.F. \uparrow) et la réduction des temps d'immobilisation du système ($\tau \downarrow$).

On peut dès lors écrire :

$$P21 = K \frac{\tau}{\theta + \tau} = K P_r(t) \quad (\text{eq.C.24})$$

4 Exemples et particularismes d'application

- 1 - Dans le cas d'un scénario de débordement ou de surremplissage de réservoir, l'inspection ou le contrôle doit porter exclusivement sur l'instrumentation de niveau haut ou de niveau très haut.
- 2 - Les inspections, contrôles et entretiens relatifs aux pompes centrifuges englobent les suivis d'amplitudes vibratoires, les vérifications des garnitures mécaniques et les essais périodiques des groupes en secours ou réserve.
- 3 - Pour les fours il est tenu compte des tournées de relevés souvent fréquentes.

C.2.2 PARAMETRE P22 : PROXIMITE D'UNE FLAMME

1 Définition

Il s'agit d'estimer la distance séparant le système étudié d'une flamme, et de la comparer à des seuils préétablis.

Pour ce faire deux définitions doivent être précisées, celle d'une flamme et celle de distance :

- Par **flamme**, on désigne une source d'ignition permanente ou transitoire, contenue dans un volume ouvert à l'atmosphère de façon continue ou cyclique.
L'aspect transitoire de la source d'ignition signifie que cette dernière perdure pendant un temps cumulé annuel quantifiable.
- La **distance** la plus courte séparant le système concerné de la flamme la plus proche, est prise égale à l'hypoténuse d'un triangle rectangle joignant l'axe vertical du système au niveau de la brèche, et le point géographique représentatif de la source d'ignition.

② Valeurs semi-quantitatives

Variable liée à la composante stochastique du risque : distance caractérisant la propension à l'ignition.

soit XFLA la distance minimale séparant le système étudié de la flamme la plus proche;

XFLA > 500 m, ou fluide ininflammable	: 1
200 m < XFLA ≤ 500 m	: 2
100 m < XFLA ≤ 200 m	: 3
30 m < XFLA ≤ 100 m	: 4
XFLA < 30 m ou auto-ignition du fluide	: 5

③ Lien avec la notion de probabilité du risque

Le paramètre **P22** est représentatif de la probabilité d'occurrence de l'événement dimensionnant source d'ignition :

$$P22 = K_1 P_e - K_2 \quad (\text{eq.C.25})$$

avec P_e , la probabilité de l'événement dimensionnant sachant qu'un accident s'est produit sur le système considéré (probabilité conditionnelle).

Si la seule source d'ignition pouvant intervenir comme événement dimensionnant dans un scénario est une flamme transitoire, le niveau de probabilité NP calculé pour le niveau de gravité NG afférent au scénario concerné, doit être pondéré par la fréquence F_i d'apparition de la flamme transitoire :

soit, une flamme transitoire brûlant 50 heures par an.

$$F_i = 50 \text{ h/an} = 5,7 \cdot 10^{-3}$$

NP = 3 est le niveau de probabilité correspondant aux valeurs des P_{ij} et du niveau de gravité NG = i

La pondération s'exprime :

$$\begin{aligned} \text{Probabilité (NG = i)} &= \text{Probabilité (NP = 3 ET flamme transitoire)} \\ &= \text{Probabilité (NP = 3)} \times F_i \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 10^{-8}/\text{h} &\leq \text{NP} = 3 &< 10^{-6}/\text{h} \\ 10^{-8}/\text{h} \times 5,7 \cdot 10^{-3} &\leq \text{NP} = 3 \times F_i &< 10^{-6}/\text{h} \times 5,7 \cdot 10^{-3} \\ 5,7 \cdot 10^{-11}/\text{h} &\leq \underbrace{\text{NP} = 3 \times F_i}_{\text{NP}=2} &< 5,7 \cdot 10^{-9}/\text{h} \\ 5,7 \cdot 10^{-11}/\text{h} < 10^{-10}/\text{h} &\leq \text{NP} = 2 &< 5,7 \cdot 10^{-9}/\text{h} < 10^{-8}/\text{h} \end{aligned}$$

Dans ce cas la pondération permet d'attribuer un niveau de probabilité NP = 2.

④ Exemples et particularismes d'application

1. Dans les scénarios mettant en jeu un fluide ininflammable, cas de produits toxiques purs tels que l'acide fluorhydrique ou le chlore, la proximité d'une source d'ignition n'entre pas en jeu dans le calcul de la gravité des conséquences. Dans ces cas quelle que soit la distance séparant le système impliqué de la flamme la plus proche, on attribue au paramètre **P22** sa valeur minimale, soit 1, considérant de ce fait que la source d'ignition est à l'infini.

2. Dans les scénarios impliquant un fluide s'auto-inflammant sous conditions atmosphériques, la source d'ignition est considérée comme coïncidant avec l'axe du système étudié, quelle que soit la distance réelle séparant ce système de la flamme la plus proche. De ce fait le paramètre **P22** prend sa valeur maximale, soit 5.
3. Le vocable « flamme permanente » englobe les sources d'ignition suivantes entre autres :
 - Fours,
 - torches,
 - voies fluviales,
 - routes non soumises à circulation réglementée,
 - centres de recherche afférents aux établissements concernés.
4. Des exemples de flammes transitoires peuvent être illustrés par les cas ci-après :
 - Travaux à feu nu,
 - cheminées des fosses à soufre.

C.2.3 PARAMETRE P23 : FREQUENCE DES TRANSITOIRES

① Définition

On définit sous le vocable « **transitoire** », toute séquence survenant normalement pendant le fonctionnement du système considéré ou consécutive à un événement indésirable altérant l'opérabilité du système, qui répond aux deux conditions suivantes :

- la durée de cette séquence est limitée,
- cette séquence met en oeuvre une variation significative d'un ou de plusieurs des paramètres pression, température, débit, ou implique le passage par des conditions limites d'exploitation minimales et maximales.

Pour les différents types de systèmes traités par la méthodologie, les définitions suivantes ont été arrêtées pour la fréquence des transitoires :

- **Réservoirs** : nombre de fois qu'un réservoir voit transiter son volume total dans l'année.
Cela se traduit encore par le rapport :

$$\frac{\text{volume annuel transitant par le réservoir}}{\text{capacité du réservoir}}$$

Autre possibilité : nombre de fois que se réalise dans l'année un cycle niveau bas - niveau haut - niveau bas.
- **Pompes, compresseurs** : nombre de séquences arrêt + démarrage, réalisées annuellement.
- **Enceintes sous pression** : nombre annuel de séquences arrêt + démarrage, de l'unité ou section d'unité contenant le système.
- **Tuyauteries et piquages** : nombre annuel de passages par des conditions limites d'exploitation minimales et maximales suivantes :
 - * dépressurisation du système + remise sous pression de service
 - * vidange du système + remise en débit
- **Fours et chaudières** : nombre de séquences d'allumage dans l'année.
- **Bras de chargement** : nombre annuel d'utilisations.

② Valeurs semi-quantitatives

Variable liée à la composante stochastique du risque : fréquence annuelle des transitoires.

. Moins de 5/an	: 1
. de 5 à 10/an	: 2
. de 10 à 20/an	: 3
. de 20 à 30/an	: 4
. plus de 30/an	: 5

③ Lien avec la notion de probabilité du risque

Il est observé statistiquement qu'un pourcentage non négligeable des accidents graves de niveau de gravité NG = 4 et NG = 5 se produisent lors de transitoires ou en sont la conséquence.

Sur un échantillonnage retenu de 89 accidents aux conséquences catastrophiques, il s'est avéré que 24 d'entre eux ont leur cause directement liée à un transitoire, soit une fréquence relative de 27% (voir table 1). Soit,

$F_{rel} = 0,27$ la fréquence relative de la survenance d'un accident grave pendant un transitoire,

N la fréquence annuelle des transitoires,

P_a la probabilité de défaillance du système étudié

P_e la probabilité de l'événement dimensionnant,

P_s la probabilité d'apparition du scénario S,

P_{sv} la probabilité d'apparition d'une situation météorologique du site définie par la stabilité de l'atmosphère et la vitesse du vent,

E_i facteur lié à la météorologie (direction et fréquence des vents, conditions de diffusion) n'existant que dans le cas de la propagation d'une nappe gazeuse.

L_i longueur de voie dangereuse à prendre en compte.

La probabilité d'un accident de gravité critique ou catastrophique se produisant lors d'un transitoire du système étudié s'exprime :

$$PR = N \times F_{rel} \times P_a \times P_e \times \sum_S P_s \left(\sum_{SV} P_{sv} E_i \times L_{i,sv} \right) \quad (\text{eq.C.26})$$

$$P22 = k N$$

et dès lors :

$$PR = k' P22 \times F_{rel} \times P_a \times P_e \times \sum_S P_s \left(\sum_{SV} P_{sv} E_i \times L_{i,sv} \right) \quad (\text{eq.C.27})$$

Table 1

IDENTIFICATION ACCIDENT				TRANSITOIRE EN COURS A L'ORIGINE DE L'ACCIDENT	CONSEQUENCES	
DATE	LIEU	SYSTEME	FLUIDE		SCENARIO	MORTS/ BLESSES OU DEGATS \$
10.08.1949	PALMER Ma. USA	DEPOT	PROPANE	NON	UVCE + FEU	0 2
27.10.1949	WINTHROP Min. USA	RAFFINERIE POSTE CHARGEMENT	GPL	NON	UVCE	1 0
07.10.1950	WOODBURY Ga. USA	RAFFINERIE STOCKAGE	GPL	NON	UVCE	0 0
07.07.1951	PORT NEWARK N.J. USA	DEPOT	GPL	NON	FEU + BLEVE	0 11
21.07.1952	BAKERFIELD Ca. USA	RAFFINERIE STOCKAGE	BUTANE	NON	UVCE	0 0
04.01.1954	ATLANTA Ga. USA	DEPOT	GPL	OUI - chargement camion citerne	FEU + BLEVE	0 0
13.01.1954	LAKE PORT Ca. USA	DEPOT	GPL	OUI - chargement camion citerne	FEU + BLEVE	4 0
22.07.1955	WILMINGTON Ca. USA	RAFFINERIE PROCEDE	BUTANE	NON	UVCE + FEU	0 ?
27.08.1955	WHITING Ind. USA	RAFFINERIE HYDROFORMING	NAPHTHA	OUI - opérations de redémarrage phase de préchauffage	EXPLOSION CONFINÉE + MISSILES + FEU	2 30
12.03.1956	BRINKLEY Ark. USA	DEPOT	BUTANE	OUI - chargement camion citerne	FEU + BLEVE	1 0
29.07.1956	AMARILLO Tex. USA	RAFFINERIE STOCKAGE	PENTANE + HEXANE	NON	FEU + BOULE DE FEU	19 30
22.10.1956	COTTAGE GROVE Oreg. USA	RAFFINERIE PROCEDE	GPL	NON	FEU + BLEVE	0 24
1956	NEW YORK USA	UNITE DE POLYETHYLENE	ETHYLENE	NON	UVCE	0 ?
08.01.1957	MONTREAL East CANADA	RAFFINERIE STOCKAGE	BUTANE	NON	UVCE + FEU + BLEVE	1 ?
15.02.1958	ALMA Mi. USA	RAFFINERIE STOCKAGE	BUTANE	NON	UVCE + FEU	1 4
15.04.1958	ARDMORE Ok. USA	RAFFINERIE POSTE CHARGEMENT	PROPANE	OUI - chargement camion citerne	UVCE + FEU	0 1
22.05.1958	SIGNAL HILL Ca. USA	RAFFINERIE	RESIDU	NON	FROTHOVER + FEU	2 ?
22.01.1959	PONCA CITY Ok. USA	RAFFINERIE COKING UNIT	GO LEGER	OUI - mise en charge	CVE + MISSILES	1 ?
28.05.1959	Mc KITTRICHT Ca. USA	DEPOT	GPL	NON	UVCE + FEU + BLEVE	0 2
1961	Texas USA	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	CYCLOHEXANE	NON	UVCE	1 ?
17.04.1962	DOE RUN Ky USA	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	OXYDE D'ETHYLENE	NON	UVCE	1 ?
04.08.1962	RAS TANURA Arabie Saoudite	RAFFINERIE STOCKAGE	PROPANE	OUI - décompression pour entretien	UVCE	1 115
03.04.1963	PLAQUEMINE La. USA	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	ETHYLENE	NON	CVE	14400000\$
12.01.1964	ATTLEBORO Ma. USA	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	VINYLE CHLORURE	NON	CVE	7 40
13.07.1965	LAKE CHARLES La. USA	RAFFINERIE PROCEDE	METHANE + ETHYLENE	NON	UVCE	0 12
25.08.1965	LOUISVILLE Ky USA	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	ACETYLENE	NON	CVE + FEU	35100000\$
04.01.1966	FEYZIN France	RAFFINERIE STOCKAGE	PROPANE BUTANE	NON	FEU + UVCE + BLEVE	17 82
16.01.1966	RAUNHEIM RFA	RAFFINERIE PROCEDE	METHANE	NON	UVCE + FEU	3 83
13.10.1966	LASALLE Quebec CAN	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	STYRENE	OUI - procédure de vidange réacteur	UVCE + FEU	12200000\$

04.08.1967	ANVERS Belgique	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	CYCLOHEXANE	NON	UVCE + FEU	4 33
------------	--------------------	---------------------------	-------------	-----	------------	---------

IDENTIFICATION ACCIDENT				TRANSITOIRE EN COURS A L'ORIGINE DE L'ACCIDENT	CONSEQUENCES	
DATE	LIEU	SYSTEME	FLUIDE		SCENARIO	MORTS/ BLESSES OU DEGATS \$
08.08.1967	LAKE CHARLES La. USA	RAFFINERIE ALKYLATION	ISOBUTANE	NON	UVCE + FEU	56398000\$
20.01.1968	PERNIS N.L.	RAFFINERIE	SLOPS	NON	UVCE + FEU	2 75
27.11.1968	TARRYTOWN NY. USA	DEPOT	PROPANE	NON	UVCE + FEU + BLEVE	0 13
05.12.1968	YUTAN Na. USA	GAZODUC	GPL	NON	UVCE	5 ?
06.03.1969	PUERTO LA CRUZ Venezuela	RAFFINERIE PROCEDE	HC	NON	FEU + CVE	13863000\$
14.05.1969	WILTON UK	USINE CHIMIQUE	CYCLOHEXANE	NON	UVCE + FEU	2 ?
23.10.1969	TEXAS CITY Tx USA	USINE CHIMIQUE	BUTADIENE	NON	CVE + MISSILES	23840000\$
28.12.1969	FAWLEY UK	RAFFINERIE	NAPHTHA ET HYDROGENE	NON	UVCE + FEU	0 4
11.05.1970	PHILADELPHIA Pa. USA	RAFFINERIE FCC	HC LOURDS	OUI - phase de démarrage	UVCE + FEU	7 27
05.12.1970	LINDEN N.J. USA	RAFFINERIE HYDROCRAQUEUR	HYDROGENE	NON	CVE + UVCE	75541000\$
26.02.1971	LONGVIEW Tx, USA	USINE CHIMIQUE	ETHYLENE	NON	UVCE	3 ?
07.11.1971	MORRIS ILL. USA	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	ETHYLENE	NON	UVCE	14511000\$
30.03.1972	RIO DE JANEIRO BRESIL	RAFFINERIE STOCKAGE	GPL	NON	UVCE + FEU + BLEVE	38 75
14.08.1972	BILLINGS MT USA	RAFFINERIE ALKYLATION	BUTANE	OUI - Redémarrage après arrêt d'urgence	UVCE + FEU	12500000\$
05.07.1973	KINGMAN Ariz. USA	DEPOT	GPL	OUI - chargement wagon citerne	FEU + BLEVE	13 96
08.07.1973	TOKUYAMA Japon	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	ETHYLENE	NON	UVCE	1 4
24.08.1973	ST CROIX VI USA	RAFFINERIE DGO	HYDROGENE	OUI - démarrage unité	FEU	25305000\$
08.10.1973	GOI Japon	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	PROPYLENE + HEXANE	OUI - procédure de vidange rapide	UVCE	16870000\$
28.10.1973	SHINETSU Japon	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	VINYLE CHLORURE	NON	UVCE	1 16
17.12.1973	MOUNTAINVILLE NY USA	DEPOT	PROPANE	NON	FEU + BLEVE	0 7
01.06.1974	FLIXBOROUGH UK	USINE CHIMIQUE	CYCLOHEXANE	NON	UVCE + FEU	28 104
18.06.1974	AFRIQUE DU SUD	RAFFINERIE ALKYLATION	PROPANE	OUI - unité en recirculation pour séchage	UVCE	3 4
25.08.1974	PETAL MISS. USA	STOCKAGE	BUTANE	OUI - phase de remplissage	UVCE	0 24
05.09.1974	BARCELONE ESPAGNE	USINE CHIMIQUE	VINYLE CHLORURE	NON	UVCE	1 ?
29.11.1974	BEAUMONT TX USA	RAFFINERIE PROCEDE	PENTANE	NON	UVCE	2 10
10.02.1975	ANVERS BELGIQUE	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	ETHYLENE	NON	UVCE + FEU	6 13
17.08.1975	PHILADELPHIA PA USA	RAFFINERIE STOCKAGE	BRUT	OUI - chargement à partir d'un bateau	CVE + FEU	8 2
07.11.1975	BEEK N.L.	USINE CHIMIQUE	PROPYLENE	OUI - démarrage unité de vapocraquage	UVCE	4 106
24.05.1976	GEISMAR LA USA	USINE CHIMIQUE	OXYDE DE PROPYLENE	NON	CVE + FEU ET MISSILES	15437000\$
30.08.1976	PLAQUEMINE LA USA	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	OXYDE D'ETHYLENE	NON	FEU	20640000 \$
31.08.1976	GADSEN ALA. USA	DEPOT	GPL	OUI - chargement camion citerne	FEU + BLEVE	3 28

IDENTIFICATION		ACCIDENT		TRANSITOIRE EN COURS A L'ORIGINE DE L'ACCIDENT	CONSEQUENCES	
DATE	LIEU	SYSTEME	FLUIDE		SCENARIO	MORTS/ BLESSES OU DEGATS \$
17.03.1977	PORT ARTHUR TX USA	RAFFINERIE PROCEDE	BUTANE PROPANE	NON	UVCE ET FEU	3 19
03.04.1977	UMM SAID QATAR	RAFFINERIE STOCKAGE	PROPANE	NON	UVCE + FEU	7 13
11.05.1977	ABQAIQ ARABIE SAOUDITE	RAFFINERIE STOCKAGE	BRUT	NON	FEU	88835000\$
12.07.1977	CASSINO ITALIE	DEPOT	PROPANE	NON	FEU + BLEVE	1 9
25.07.1977	JACKSONVILLE USA	DEPOT	GPL	NON	CVE + UVCE + FEU	?
08.12.1977	BRINDISI ITALIE	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	ETHYLENE	NON	UVCE	3 30
30.05.1978	TEXAS CITY TX USA	RAFFINERIE STOCKAGE	HC LEGERS	NON	FEU + BOULE DE FEU + BLEVE	83054000\$
01.06.1978	GAWESTON BAY TX USA	RAFFINERIE STOCKAGE	BUTANE	NON	CVE + UVCE + FEU	6 14
03.10.1978	DENVER CO USA	RAFFINERIE POLY	PROPANE	NON	UVCE + FEU	33110000\$
30.10.1978	PITESTI ROUMANIE	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	PROPANE PROPYLENE	NON	UVCE	19630000\$
20.03.1979	LINDEN N.J. USA	RAFFINERIE FCC	PROPANE BUTANE	NON	UVCE	24150000\$
21.07.1979	TEXAS CITY TX USA	RAFFINERIE ALKYLATION	C4	NON	UVCE + FEU	33120000\$
11.12.1979	GEELONG AUSTRALIE	RAFFINERIE DISTILLATION	BRUT	NON	FEU	15506000\$
20.01.1980	BORGER TX USA	RAFFINERIE HF ALKYLATION	PROPANE	NON	UVCE + FEU	43298000\$
26.06.1980	SYDNEY AUSTRALIE	RAFFINERIE DESASPHALTAGE	HC	OUI - DEMARRAGE	FEU	22291000\$
20.08.1981	SHUAIBA KOWEIT	RAFFINERIE STOCKAGE	NAPHTA	OUI - EMPLISSAGE	UVCE + FEU	111000000\$
OCT.1981	FREEPORT TX USA	USINE CHIMIQUE	ETHYLENE	OUI - PHASE DE DEMARRAGE	CVE	10 6
20.01.1982	FT MC MURRAY AA CANADA	RAFFINERIE PROCEDE	HYDROGENE	NON	FEU	21480000\$
09.02.1982	PHILADELPHIA PA USA	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	CUMENE	OUI - PROCEDURE D'ARRET	UVCE + FEU	26000000\$
07.01.1983	NEWARK N.J. USA	RAFFINERIE STOCKAGE	ESSENCE	OUI - emplissage	UVCE + FEU	36050000\$
28.03.1983	BALAN FRANCE	USINE CHIMIQUE	ETHYLENE	NON	UVCE	1 1
07.04.1983	AVON CA USA	RAFFINERIE FCC	HC LOURD	NON	FEU	50419000\$
30.08.1983	MILFORD HAVEN U.K.	RAFFINERIE STOCKAGE	BRUT	NON	FEU	15480000 \$
23.07.1984	ROMEUVILLE ILL. USA	RAFFINERIE CRAQUEUR	GPL	NON	UVCE + FEU	16 22
15.08.1984	FT MC MURRAY AA CANADA	RAFFINERIE PROCEDE	HC LOURD	NON	FEU	76780000\$
30.09.1984	BASILE LA USA	RAFFINERIE PROCEDE	HC	NON	UVCE + FEU	30300000 \$
19.11.1984	MEXICO MEXIQUE	DEPOT	GPL	NON	FEU + BLEVE	500 7 000
19.05.1985	PRIOLA ITALIE	COMPLEXE PETROCHIMIQUE	PROPYLENE	OUI - procédure d'isolation	FEU + CVE	65000000\$

4 Exemples et particularismes d'application

1. Pour les pompes centrifuges on ne comptabilise pas comme transitoires les essais périodiques qui sont procédures volontaires destinées à améliorer la fiabilité du système.
2. Pour les systèmes concernés, la séquence d'arrêt et la séquence de démarrage constituent à deux un seul transitoire.
3. De façon générale, pour les unités, on prend en compte :
 - les arrêts prolongés planifiés, avec ou sans travaux,
 - les arrêts accidentels,
 - les arrêts par perte énergie,
 - les arrêts motivés par la régénération du catalyseur,
 - les arrêts sur incidents machines tournantes vitales.

C.2.4 PARAMETRE P24 : DETECTION AVEC ALARME DU PHENOMENE REDOUTE

1 Définition

Ce paramètre concerne la détection avec alarme du phénomène ultime pris en compte dans le scénario développé, ou des événements successifs antérieurs qui y aboutissent.

Ainsi le phénomène détecté peut être soit :

- la brèche,
- la fuite à la brèche,
- le développement d'une nappe gazeuse toxique,
- le développement d'une nappe gazeuse explosive,
- le feu...

Le dispositif de détection doit générer un signal d'alarme sonore et/ou visuel, reçu en salle de contrôle et/ou en tout autre lieu disposant de moyens humains et matériels permettant la mise en application de dispositions préventives et/ou de protection.

2 Valeurs semi-quantitatives

- | | |
|--|---|
| - détection avec alarme du phénomène : OUI | 1 |
| - non détection avec alarme du phénomène redouté | 3 |

3 Lien avec la notion de probabilité du risque

L'influence de l'événement « détection avec alarme du phénomène redouté » sur la probabilité d'occurrence d'un événement dimensionnant (nappe gazeuse, incendie, explosion...) est mis en évidence par le tracé du diagramme cause-conséquences de la figure C.9.

L'événement cause qui peut faire l'objet d'un arbre des causes est identifié à une situation anormale de probabilité $Pr_0 = 1$. En effet pour avoir une détection on doit supposer l'existence d'un incident.

Cette situation anormale dans l'exemple traité va entraîner une brèche et un débit à la brèche de probabilité $Pr_1 = 1$.

Sans détection, l'accident majoré probable peut se développer selon le scénario suivant :

- brèche
- débit à la brèche
- formation d'une nappe gazeuse inflammable
- ignition de la nappe gazeuse
- flash
- feu alimenté.

Trois types de détection sont analysés mais on ne considère que la détection d'un seul phénomène :

- détection de la brèche (ordre 1)
- détection de la nappe gazeuse (ordre 2)
- détection du feu (ordre 3).

Pour chaque système de détection d'ordre i , on se définit les événements ci-après :

- existence du système de détection : OUI/NON
- probabilité de fonctionnement correct : $Pr(D_i)$ Pr_i
avec $Pr(D_i)$: probabilité de détection d'un événement i
 Pr_i : probabilité d'occurrence de l'événement à détecter
- réponse à la détection par arrêt, isolation et/ou intervention : OUI/NON
- probabilité de limiter l'incident au phénomène détecté :

$$P_{ei} = Pr(INT_i) Pr(D_i) Pr_i \quad (\text{eq.C.28})$$

avec $Pr(INT_i)$, la probabilité d'intervention après détection du phénomène i :

Dès lors le paramètre **P24** peut s'exprimer comme suit :

$$P_{24} = K \prod_{i=1}^n Pr(INT_i) Pr(D_i) Pr_i \prod_k Pr_k \quad (\text{eq.C.29})$$

$$= K P_{e4}$$

Il est donc une fonction de la probabilité d'occurrence de l'accident majoré probable, compte-tenu du fait qu'un accident s'est produit.

④ Exemples et particularismes d'application

1. Exemples de détection de phénomènes redoutés :

PHENOMENE	DETECTION
Débordement	Alarme niveau très haut Alarme moussage
Débit à la brèche	Détecteur de fuite Alarme débit très élevé
Nappe gazeuse toxique	Détecteur H2S Détecteur HF Analyseur benzène
Nappe gazeuse explosive	Explosimètre Détecteur détection ouverture soupape soupape UV ou IR
Feu	Vinyl air instrument Caméra télévision Détecteur fumée

2. Le paramètre **P24** est indépendant du paramètre P14 terme A.

La définition du paramètre **P24** ne s'applique qu'à la détection avec alarme d'un phénomène conséquence d'un incident.

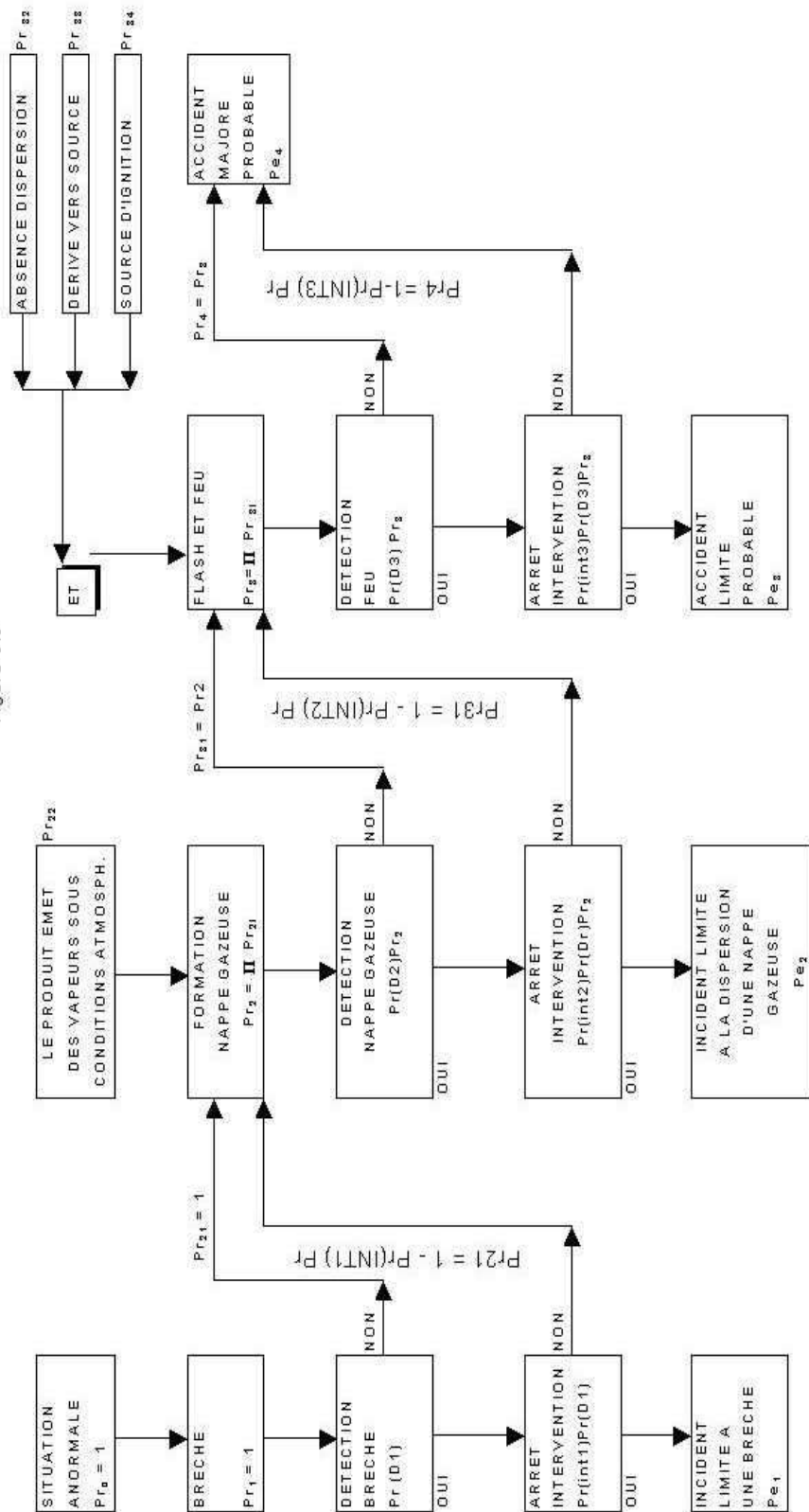


Figure C.9

La définition du paramètre P14 terme A ne s'applique qu'à des dispositifs de mesure engendrant une alarme lorsque la grandeur opératoire contrôlée excède une limite normale de fonctionnement, et donc avant toutes prémices d'incident.

C.2.5 PARAMETRE P25 : PRISE EN COMPTE DU PHENOMENE REDOUTE

① Définition

La définition du phénomène redouté est prise dans son sens large et s'applique aussi bien à l'événement initial cause d'un scénario qu'à l'événement ultime conséquence potentielle de l'accomplissement du dit scénario.

On considère trois approches de prises en compte du phénomène redouté :

- A - Procédure spéciale**
- B - Moyens fixes de prévention**
- C - Moyens fixes de protection**

Le terme **A, procédure spéciale**, évoque une procédure d'exploitation et/ou d'intervention de sécurité, appliquée spécifiquement quand l'événement initial cause d'un scénario se produit, avec pour but d'éviter que le phénomène final envisagé n'arrive ou, s'il arrive d'en écarter ou d'en limiter les conséquences plus graves.

Le terme **B, moyens fixes de prévention**, englobe des dispositifs qui doivent agir avant l'événement final considéré.

Le terme **C, moyens fixes de protection**, s'applique à des moyens destinés à limiter les effets de l'événement final considéré.

② Valeurs semi-quantitatives

A : procédure spéciale	
B : moyens fixes de prévention	
C : moyens fixes de protection	
A + B + C	: 1
A + B, B	: 2
A + C, C	: 3
A	: 4
NON	: 5

③ Lien avec la notion de probabilité du risque

L'expression de la probabilité d'occurrence du phénomène redouté peut s'exprimer :

$$P_r = P_a \times P_{igni} \times P_{exp} \times \sum_s P_s \left(\sum_{sv} P_{sv} (E_i + L_i)_{sv} \right) \quad (\text{eq.C.30})$$

avec,

P_a	la probabilité de défaillance du système
P_{igni}	la probabilité d'ignition du relâchement sachant qu'il y a eu perte de confinement du système (probabilité conditionnelle)
P_{exp}	la probabilité d'explosion du relâchement sachant qu'il y a eu perte de confinement du système et ignition (probabilité conditionnelle)
P_s	la probabilité d'apparition du scénario S
P_{sv}	la probabilité d'apparition d'une situation météorologique du site définie par la stabilité de l'atmosphère et la vitesse du vent.
E_i	facteur lié à la météorologie (direction et fréquence des vents conditions de diffusion)
L_i	longueur de voie dangereuse à prendre en compte.

MOYENS DE PREVENTION ET DE PROTECTION

TYPE D'EQUIPEMENT	SYSTEME FIXE	MOYENS FIXES DE PREVENTION				MOYENS FIXES DE PROTECTION	
		RUPTURE	RELACHEMENT	IGNITION	DERIVE	FEU	AUTRES EFFETS
RESERVOIR ATMOSPHERIQUE	CUVETTE DE RETENTION	-	OUI	OUI	-	-	OUI
	ECRAN FLOTTANT	-	OUI	OUI	-	-	-
	RIDEAUX D'EAU	-	-	OUI	OUI	OUI	OUI
	LIAISON FRAGILE ROBE-TOIT	-	OUI	-	-	-	-
	DEVERSOIR	-	OUI	-	-	-	OUI
	COMPARTIMENTAGE CUVETTE	-	OUI	OUI	-	-	-
	GOULOTTE	OUI	OUI	-	-	-	-
	COURONNE D'ASPERSION	-	-	OUI	-	OUI	-
	CLAPET EXCES DE DEBIT	-	OUI	-	-	-	-
	SYSTEME HALON	-	-	-	-	OUI	-
	INJECTION DE MOUSSE à LA BASE	-	-	-	-	OUI	-
	BOITES A MOUSSE	-	-	-	-	OUI	-
	GENERATEURS MOUSSE MF	-	OUI	OUI	-	OUI	-
	MONITORS	-	-	OUI	-	OUI	-
RESERVOIR SOUS PRESSION	SOUPAPES	OUI	-	-	-	-	-
	RIDEAUX D'EAU	-	-	OUI	OUI	OUI	OUI
	ASPERSION	-	-	OUI	-	OUI	-
	CUVETTE DE RETENTION	-	OUI	-	-	-	-
	CUVETTE DEPORTEE	-	OUI	OUI	-	-	-
	GENERATEURS MOUSSE MF	-	OUI	OUI	OUI	OUI	-
	MONITORS	-	-	OUI	-	OUI	-
	CLAPET LIMITEUR DE DEBIT	-	OUI	-	-	-	-
	BOUCLIER	OUI	-	-	OUI	OUI	OUI
POMPES CENTRIFUGES	GARNITURE MECANIQUE TANDEM	-	OUI	OUI	OUI	-	-
	GARNITURE MECANIQUE STAND BY	-	OUI	OUI	OUI	-	-
	RIDEAUX D'EAU	-	-	OUI	OUI	OUI	OUI
	RIDEAUX DE VAPEUR	-	-	OUI	OUI	-	-
	SPRINKLERS	-	-	OUI	OUI	OUI	-
	GOUSSETS SUR PIQUAGES	OUI	OUI	-	-	-	-
	VANNES TOUT OU RIEN MOTORISEES	-	OUI	OUI	OUI	-	-
	MONITORS	-	-	OUI	-	OUI	-
	COUP DE POING	-	OUI	OUI	-	-	-

TYPE D'EQUIPEMENT	SYSTEME FIXE	MOYENS FIXES DE PREVENTION				MOYENS FIXES DE PROTECTION	
		RUPTURE	RELACHEMENT	IGNITION	DERIVE	FEU	AUTRES EFFETS
COMPRESSEURS	RIDEAUX D'EAU	-	-	OUI	OUI	OUI	OUI
	RIDEAUX DE VAPEUR	-	-	OUI	OUI	-	-
	GOUSSETS SUR PIQUAGES	OUI	OUI	-	-	-	-
	VANNES TOUT OU RIEN MOTORISEES	-	OUI	OUI	OUI	-	-
	MONITORS	-	-	OUI	-	OUI	-
	COUP DE POING	-	OUI	OUI	-	-	-
FOURS	RIDEAUX D'EAU	-	-	OUI	OUI	OUI	OUI
	RIDEAUX DE VAPEUR	-	-	OUI	OUI	-	-
	COUP DE POING	-	OUI	OUI	-	-	-
	VANNES TOUT OU RIEN MOTORISEES	-	OUI	OUI	OUI	-	-
	CUVETTE	-	OUI	-	-	-	-
	MONITORS	-	-	OUI	-	OUI	-
	CAMERA TELEVISION	-	OUI	OUI	-	-	-
LIGNES	SOUPAPES	OUI	-	-	-	-	-
	CLAPETS DE NON RETOUR	-	OUI	-	-	-	-
	VANNES MOTORISEES	-	OUI	-	-	-	-
	TRANCHEES	-	-	-	-	OUI	OUI
	MONITORS	-	-	OUI	-	OUI	-
	CLAPETS LIMITEURS DE DEBIT	-	OUI	-	-	-	-
APPAREILS A PRESSION	SOUPAPES	OUI	-	-	-	-	-
	RIDEAUX D'EAU	-	-	OUI	OUI	OUI	OUI
	DELUGE	-	-	OUI	OUI	OUI	OUI
	VANNES MOTORISEES	-	OUI	-	-	-	-
	REVETEMENT IGNIFUGE	-	-	-	-	OUI	-
	MONITORS	-	-	OUI	-	OUI	-
ECHAN-GEURS	LANCES VAPEUR	-	OUI	OUI	OUI	OUI	-
	BALAYAGE VAPEUR	-	OUI	OUI	OUI	-	-
	MONITORS	-	-	OUI	-	OUI	-
	VANNES MOTORISEES	-	OUI	-	-	-	-

Le paramètre **P25** est une fonction de la probabilité conditionnelle de l'événement dimensionnant P_e .

$P_{25} = f(P_e)$ et réciproquement $P_e = g(P_{25})$

$$P_e = P_{igni} \times P_{exp} = g(P_{25}) \quad (\text{eq.C.31})$$

Le produit $P_a \times \sum_s P_s \left(\sum_{sv} P_{sv}(E_i \times L_i)_{sv} \right)$ est indépendant de paramètre **P25** et assimilé à une

constante que multiplie une fonction du taux de défaillance du système étudié.

On peut dès lors écrire :

$$Pr = K \times F(\lambda) \times g(P_{25}) \quad (\text{eq.C.32})$$

ou

$$P_{25} = f_1 \left(\frac{Pr}{K \times F(\lambda)} \right) \quad (\text{eq.C.33})$$

④ Exemples et particularismes d'application

Le tableau (pages C.31 et C.32) renseigne pour chaque type d'équipement quelques systèmes de prévention et de protection rencontrés en raffinerie.

C.2.6 PARAMETRE P26 : SOLLICITATIONS VIBRATOIRES

① Définition

Par sollicitations vibratoires, on désigne tous les mouvements périodiques :

- caractérisés par une amplitude, une vitesse, une accélération, une fréquence et une énergie,
- causés ou générés par une source dite excitatrice,
- engendrant une contrainte alternée et une fatigue mécanique au sein de l'équipement source et des systèmes qui lui sont couplés.

Les sollicitations vibratoires prises en compte peuvent être induites par des sources mécaniques et/ou des sources aérodynamiques.

De ce fait, les phénomènes impliqués par le présent paramètre peuvent être du type pulsations, vibrations mécaniques, modes propres, vitesses critiques, résonances, fréquences passantes, autoexcitation, régime transitoire, pompage, cavitation, décrochage tournant.

② Valeurs semi-quantitatives

Variable liée à la composante stochastique du risque : intensité de la contrainte alternée se traduisant par une fatigue mécanique.

③ Lien avec la notion de probabilité du risque

Le paramètre **P26** et la probabilité de défaillance ou de rupture du système considéré Pr , sont fonction d'un paramètre variable commun exprimant la propension du système à se rompre sous l'effet combiné de contraintes statiques et alternées (fatigue vibratoire). Ce paramètre est le facteur de Goodman GF :

$$GF = f(R, \sigma_{ev}, S_m, S_{alt}) \quad (\text{eq.C.34})$$

avec,

R	résistance à la rupture du matériau
σ_{ev}	limite d'endurance vraie du matériau
S_m	contrainte statique en traction-compression et flexion, à laquelle est soumis le système
S_{alt}	contrainte alternée à laquelle est soumis le système.

Les sollicitations sur un système considéré sont de trois sortes :

torsion, traction-compression, flexion. Chacune de ces sollicitations doit être décomposée en sa composante moyenne constante et sa composante alternative autour de la valeur moyenne (fatigue vibratoire).

En un point donné du système, ces sollicitations donnent lieu à des contraintes :

- de cisaillement τ_m et τ_{alt} pour la torsion;
- normales σ_m et σ_{alt} pour la traction-compression et la flexion.

Le torseur des contraintes se réduit à un couple de contraintes normales équivalentes S_m et S_{alt} qui s'expriment dans le cas des aciers par l'application des critères de Von Mises - Hencky - Goodman :

$$S_m = \sqrt{\sigma_m^2 + 3 \tau_m^2} \quad (\text{eq.C.35})$$

$$S_{alt} = \sqrt{\sigma_{alt}^2 + 3 \tau_{alt}^2} \quad (\text{eq.C.36})$$

On peut dès lors tracer le diagramme de Goodman. En abscisses sont portées les contraintes statiques permanentes engendrées par la masse du système, sa pression et sa température, principalement.

En ordonnées sont portées les contraintes alternées produites par les sollicitations vibratoires.

On trace dans ce diagramme la droite reliant en abscisse, la résistance à la rupture R du matériau du système considéré, et en ordonnée, la limite d'endurance vraie σ_{ev} du matériau du système considéré. Cette droite est l'ensemble des points pour lesquels le matériau du système a atteint son point de rupture, soit sous contraintes statiques pures (limite de rupture), soit sous contraintes alternées pures (limite d'endurance vraie), soit par la combinaison des deux.

Cette droite est appelée en résistance des matériaux, la droite de Goodman et est caractérisée par un coefficient de sécurité unitaire, le facteur de Goodman GF :

$$\frac{1}{GF} = \frac{S_m \sigma_{ev} + S_{alt} R}{R \sigma_{ev}} \quad (\text{eq.C.37})$$

Tout point représentatif d'un système et situé à droite de la droite de Goodman, est caractérisé par un facteur de Goodman inférieur à 1, et le système subira une rupture probable par dépassement des caractéristiques de son matériau.

Tout point représentatif d'un système et situé à gauche de la droite de Goodman, est caractérisé par un facteur de Goodman supérieur à 1, et plus la valeur de GF est élevée, plus improbable est la rupture du système (cf. figure C.10).

Supposons les contraintes statiques permanentes S_m d'un système, fixées et constantes.

La seule grandeur pouvant évoluer et entraîner la rupture du système, est la contrainte alternée S_{alt} . Cette dernière est seule concernée par les sollicitations vibratoires et peut s'écrire en fonction des paramètres relatifs à l'amplitude vibratoire :

$$S_{alt} = \sum_{i=1}^n A_i \sqrt{f_i f_o} i \frac{M_i}{S_i} \quad (\text{eq.C.38})$$

Avec :

- A_i l'amplitude vibratoire correspondant à la fréquence f_i , exprimée en g (m/s^2)
- f_o fréquence fondamentale caractérisant la source excitatrice (Hz)
- f_i fréquence harmonique de la fondamentale d'ordre i (Hz)
- i ordre de l'harmonique considérée
- M_i masse système en vibration (kg)
- S_i section système en vibration (m^2)

Par définition le paramètre **P26** est proportionnel à l'amplitude vibratoire :

$$P26 = K \sum_{i=1}^n A_i \sqrt{\frac{f_i}{f_o}} \quad (\text{eq.C.39})$$

avec les compléments de définition suivants :

- P26 = 1 il n'y a pas de phénomène vibratoire ou pulsatoire; il n'y a dès lors pas de contrainte alternée, $S_{alt} = 0$
- P26 = 2 il y a un dispositif d'atténuation qui remplit un double rôle :
 - * il coupe les fréquences au-dessus d'une valeur calculée et agit en filtre passe-bas; il en résulte une diminution des harmoniques.
 - * il réduit les amplitudes vibratoires ou pulsatoires avec un taux d'atténuation réglementé par les codes de construction et dès lors ces amplitudes sont acceptables.
- P26 = 3 il y a un suivi de l'amplitude vibratoire, cela signifie que cette dernière est gardée à un niveau acceptable en fonctionnement, spécifié par les normes applicables

au système considéré.

P26 = 4 il y a sollicitation vibratoire sans contrôle pouvant dès lors excéder les niveaux acceptables et provoquer la rupture du système par augmentation de la grandeur S_{alt} et passage du point représentatif du système à droite de la droite de Goodman.

En conclusion on peut écrire :

$$Pr(\text{rupture}) = f(GF) \quad (\text{eq.C.40})$$

$$GF = f(S_{alt}) \quad (\text{eq.C.41})$$

$$S_{alt} = f\left(\sum_i A_i\right) \quad (\text{eq.C.42})$$

$$P26 = g\left(\sum_i A_i\right) \quad (\text{eq.C.43})$$

$$\text{et } P26 = h(Pr(\text{rupture})) \quad (\text{eq.C.44})$$

④ Exemples et particularismes d'application

1. Sources vibratoires ou pulsatoires en raffinerie :

EQUIPEMENTS	SOURCES MECANIQUES	SOURCES AERODYNAMIQUES
Pompe centrifuge	machine tournante	- cavitation - fréquence passante
Compresseur centrifuge	machine tournante	- pompage - décrochage tournant - fréquence passante
Compresseur alternatif	machine alternative	- pulsations
Brûleurs de four	résonance	
Moteur diesel	résonance	
Soufflante	machine tournante	- fréquence passante

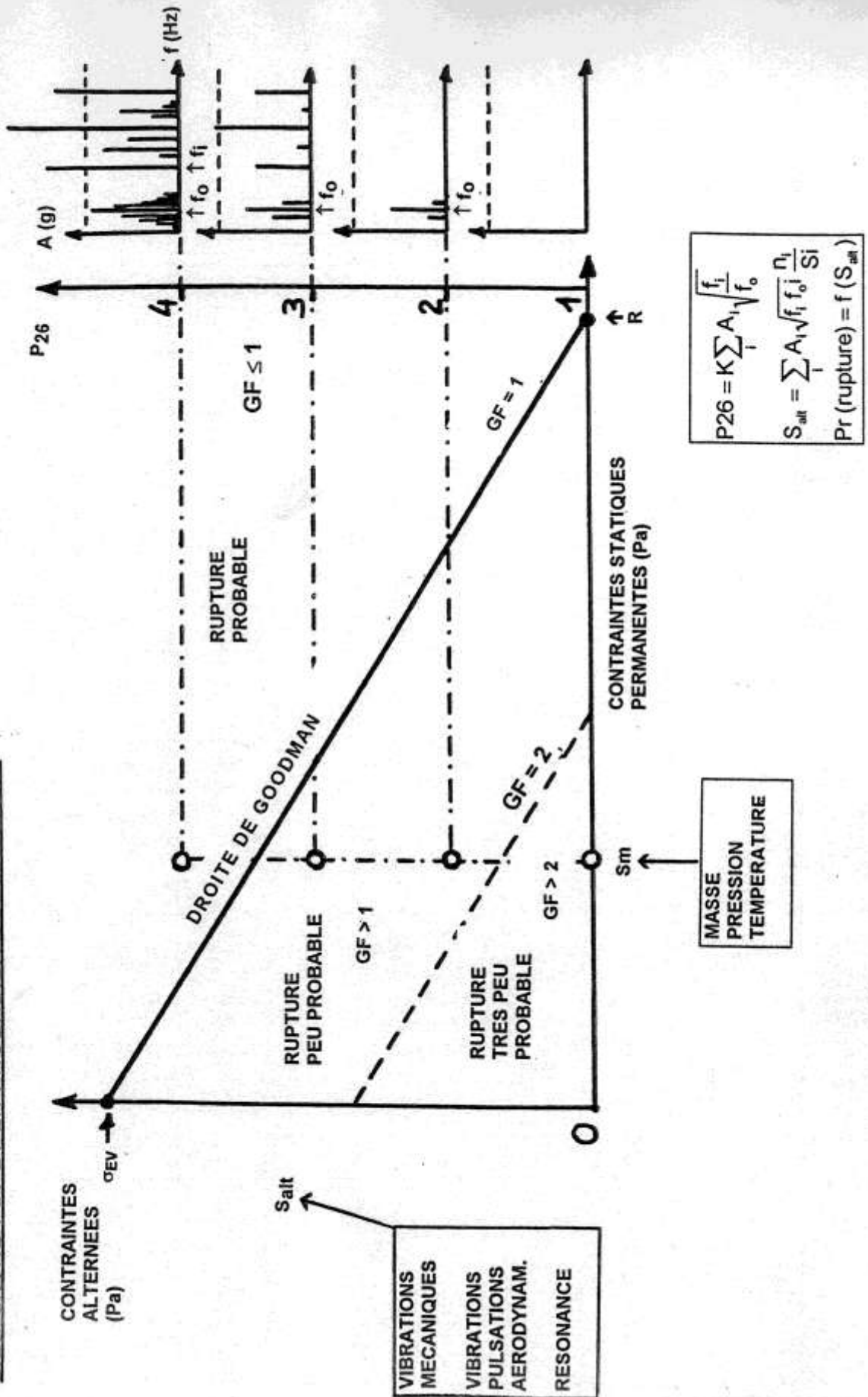
2. Equipements pouvant être excités par résonance :

- lignes
- piquages
- vannes
- clapets.

Le phénomène de résonance peut prendre naissance en amont et en aval des sources.

Figure C.10 - LIEN ENTRE P26 ET LA PROBABILITE DE RUPTURE

LIEN ENTRE P26 ET LA PROBABILITE DE RUPTURE



C.3. TUYAUTERIES DE NIVEAU DE RISQUE NG = 4 ET NG = 5

1 ENONCÉ DU PROBLEME

Les études de danger étaient réalisées selon le guide méthodologique UFIP élaboré en 1988 par l'UFIP en application de la Directive SEVESO.

Chaque incident potentiel et ses conséquences sont caractérisés par un **niveau de risque** qui regroupe deux paramètres :

■ un niveau de gravité :

Le niveau 4 correspond à des dégâts potentiels sortant des unités mais restant à l'intérieur du site.

Le niveau 5 correspond à des dégâts potentiels sortant du site.

Pour les tuyauteries, les dégâts (thermiques, surpression, toxique) sont quantifiés à partir des hypothèses de brèche suivantes :

- si $\varnothing \leq 2''$ rupture guillotine,
- si $\varnothing > 2''$ rupture longitudinale avec une section représentant 50% de la section pleine de la tuyauterie (représentative d'une ouverture de type « boutonnière »).

■ un niveau de probabilité évalué à partir de paramètres semi-quantitatifs suivants :

→ 6 paramètres inhérents au système dont :

P12 Localisation de l'équipement	P11 âge de l'équipement	
P13 Ordre des coupes	moins d'un an (a)	3
* P14 Redondance : Alarme, sécurité, vannes	1 à 10 ans	2
P15 Conformité aux codes et règlements	10 à 15 ans	3
P16 Concentration de contraintes	15 à 20 ans	4
	supérieure à 20 ans	5

→ 6 paramètres liés à l'exploitation dont :

P22 Proximité d'une flamme nue	* P21 Fréquence d'inspection :	
P23 Fréquence des transitoires (démarrage-arrêts-mouvements)	tous les 3 ans au moins	5
* P24 Détection avec alarme du phénomène redouté	tous les 2 ans au moins	4
* P25 Prise en compte du phénomène redouté : procédure, moyens de prévention, moyens de protection	tous les ans au moins	3
P26 Sollicitations vibratoires	tous 6 mois au moins	2
	tous les 3 mois au moins	1

Les critères marqués d'un astérisque sont ceux sur lesquels l'exploitant peut agir pour réduire le niveau de probabilité.

A partir des pondérations respectives indiquées dans le guide UFIP, cinq niveau de probabilité ont été définis en particulier :

niveau 4	événement possible mais peu fréquent	< 1 fois tous les 14 mois
niveau 3	événement rare	< 1 fois tous les 114 ans
niveau 2	événement très rare	< 1 fois tous les 114 siècles.

Le Guide a établi une grille des niveaux de risques acceptables (52 et 43).

5 2 (53, 54 et 44 ne sont pas considérés comme acceptables)
↑ ↑ probabilité
gravité : événement dont les conséquences sortent du site.

Cette approche apporte l'inconvénient suivant :

L'âge de l'équipement est un constat, et n'est pas représentatif de l'état de l'équipement ; il est totalement indépendant du résultat des contrôles effectués (épaisseur, aspect extérieur...) qui ont pour but de garantir le maintien de confinement pendant toute la durée d'un cycle.

Pour compenser le paramètre P11 âge, l'exploitant était conduit à augmenter les fréquences d'inspection (paramètre P21) de manière irrationnelle uniquement pour respecter les critères de risque acceptable de la méthodologie.

Ex : Des lignes étaient soumises à des contrôles annuels (voire plus fréquents) du fait de leur âge alors qu'aucune perte d'épaisseur n'était constatée. Ces contrôles n'avaient aucune justification en terme de prévention.

Aucune liaison formelle n'avait été établie entre le plan d'inspection des tuyauteries et leur niveau de risque issu des études de danger, les méthodologies ayant été développées en parallèle.

② **VIE RESIDUELLE D'UNE TUYAUTERIE EDD (DITE As)**

Ce paragraphe explicite l'évaluation de la vie résiduelle d'une tuyauterie qui sera la plus faible de toutes celles calculées pour tous les points contrôlés de plein diamètre (ce sont ceux qui génèrent le risque de gravité 5) de cette tuyauterie.

1) **Cote de remplacement**

La cote ou épaisseur de remplacement des tuyauteries (appelée CR) est la plus grande des 2 valeurs suivantes déterminées :

- a) à partir du calcul de résistance à l'effort dû à la pression intérieure, par la formule :

$$e_m = \frac{PD}{2fz + P} + S$$

dans laquelle,

- e_m = épaisseur minimale calculée (en mm)
- P = pression de calcul (en Mpa)
- D = diamètre extérieur spécifié dans la norme relative au tube (en mm)
- f = contrainte admissible pour le matériau à la température de calcul (en Mpa)
- z = coefficient de joint soudé (sans dimension)
- s = marge complémentaire tenant compte de la corrosion et de la précision de la mesure.

Pour les tuyauteries classées As ; la marge complémentaire de corrosion sera égale à 0,8 mm (ce qui équivaut à une marge de sécurité correspondant au moins à 2 ans de vie).

- b) à partir de la tenue mécanique des tuyauteries prenant en « compte des majorations d'épaisseur éventuellement nécessaires pour compenser les contraintes de liaison, les contraintes thermiques, les contraintes dues aux variations de pression et de température, à la flexibilité ou à la dilatation (ancrages, supportages, etc) ainsi qu'à l'affaiblissement du tube provenant des opérations de formage, d'usinage, etc ».
- (Extrait de NF E29-010 : Guide méthodologique pour la conception d'une tuyauterie).*

Les épaisseurs minimales pour la tenue mécanique (e »tm ») sont indiquées dans le tableau suivant :

Diamètre D''	Epaisseur minimale e''tm'' (mm)
D ≤ 2''	2
3'' et 4''	2,8
6'' < D < 10''	3,3
12'' ≤ D ≤ 20''	4
D ≥ 24''	calcul au cas par cas.

2) Calcul de la vie résiduelle (VR)

- A partir de deux mesures d'épaisseur successives effectuées avec au moins un an d'intervalle, il est calculé la vitesse de corrosion et donc la vie résiduelle (VR) de la tuyauterie en chaque point contrôlé :

$$VR = \frac{\text{épaisseur mesurée} - \text{cote de remplacement}}{\text{vitesse de corrosion}}$$

- La vie résiduelle globale de la tuyauterie sera la plus courte de toutes celles calculées à partir des contrôles des points de cette tuyauterie.

Elle doit être supérieure à la durée d'un cycle entre deux grands arrêts métal (actuellement 5 ans lorsque le Service Inspection est reconnu par la DRIRE) sinon le tronçon de tuyauterie doit être remplacé.

③ UTILISATION DE LA VIE RESIDUELLE DANS L'EVALUATION DE LA PROBABILITE

- La vie résiduelle d'une tuyauterie, va devenir le critère P121 et se substituer à la somme des critères P11 (âge) et P21 (fréquence d'inspection). Il conservera le même poids relatif (10 maxi) parmi l'ensemble des critères utilisés dans l'évaluation semi-quantitative de la probabilité d'un événement.
- Evaluation du critère P121 = vie résiduelle

Tuyauteries	Inspection (2)	Valeur du P 121
vie résiduelle > 7 ans (+x) (1)	tous les 5 ans (3)	3
(x+) 5 ans < vie résiduelle < 7 ans (+x)	tous les 5 ans (3)	10
	tous les 2,5 ans (3)	7
	tous les ans (3)	5
(1) x = décalage entre la date de la mesure et la date d'arrêt,		
(2) selon le plan défini par le guide d'inspection		
(3) durée actuelle du cycle.		

Rappel : L'objectif de l'inspection des tuyauteries est d'assurer le maintien du confinement pendant au moins un cycle (actuellement 5 ans) si la vie résiduelle est < 5 ans, la tuyauterie (ou le tronçon incriminé) sera remplacée.

4 EXEMPLE D'UTILISATION DE LA PONDERATION

- 1) Une tuyauterie classée As (5x) a une vie résiduelle comprise entre 5 et 7 ans et le contrôle tous les 5 ans conduit à un classement en 53 de la tuyauterie du fait de la valeur du P121= 10 avec un ΔP_{ij} de 4 pour atteindre 52.

Deux solutions pour réduire le niveau de risque :

- un contrôle tous les ans d'où P121 = 5 (gain de 5 sur ΣP_{ij}),
- le remplacement du tronçon (avec point zéro) d'où P121 = 3 (gain de 7 sur ΣP_{ij}).

- 2) Cas particuliers des tuyauteries neuves (ou remises à neuf).

Cas particulier des tuyauteries neuves (ou remises à neuf)

- Les tuyauteries neuves (ou remises à neuf) sont soumises à une étude de danger à l'issue de laquelle elles se voient attribuer un niveau de gravité.

Cas des lignes NG = 5

Ces lignes ont été conçues pour tenir plus d'un cycle ; on les assimile à des tuyauteries dont VR est > 7 ans (+x) et on leur affecte un P121 de 3.

On fera, comme sur toute tuyauterie neuve, un contrôle initial (point zéro) avant la mise en service de **tous les points** du plan d'inspection de la ligne.

On fera à mi-cycle un contrôle du **point de référence** pour vérifier que la VR reste < 7 .

On fera avant la fin du 1er grand arrêt le contrôle de tous les points du plan d'inspection.

Si rien n'est anormal le P121 restera à 3.

Cas des lignes de NG < 5

Ces lignes ont été conçues pour tenir plus d'un cycle ; on les assimile donc à des tuyauteries dont la VR est > 7 ans (+x) et on leur affecte un P121 de 3.

On fera, comme toute tuyauterie neuve, un contrôle initial (point zéro) avant la mise en service de tous les points du plan d'inspection de la ligne.

On fera avant le 1er grand arrêt un contrôle du **point de référence** pour vérifier l'hypothèse ; on est dans le cas inspection tous les 5 ans donc P121=3.

ANNEXE D

**QUANTIFICATION PARAMETRIQUE DE L'INCIDENCE SUR LE
RISQUE DES PROJETS D'AMELIORATION DES SYSTEMES
IMPLIQUES DANS UNE ETUDE DE DANGER.**

D.1. OBJET

L'inventaire des risques établi par l'Industriel et la détermination du niveau de risque correspondant quantifié par la méthode UFIP, définissent les axes de mesures à prendre éventuellement à l'issue de l'inventaire.

Les résultats de la quantification du niveau de risque peuvent se situer dans la grille probabilité/gravité en zone de risque inacceptable.

L'Industriel doit, pour ces cas de figure, prendre les mesures tant au niveau des moyens et des procédures pour réduire voire écarter ce risque jugé inacceptable.

D.2. MOYENS POSSIBLES DE REDUCTION DU RISQUE

Les améliorations pouvant être préconisées se répartissent en plusieurs classes de concept différent, caractérisées par le type d'objectif prédéterminé. Ces classes peuvent être définies comme suit :

- 1°) Dispositifs permettant de diminuer le débit à la brèche DFLU, ou de réduire la masse relâchée MFLU,
- en agissant sur la section de la brèche potentielle (diminution de DFLU),
 - en diminuant le temps de durée de la fuite DFLU, et dès lors MFLU,
 - en empêchant une nappe liquide de s'évaporer en fonction du temps (diminution de MVAP 2).

Ce concept diminue à la fois l'aspect gravité et l'aspect probabilité du risque.

- 2°) Systèmes permettant de réduire la masse gazeuse libérée comprise entre ses limites d'explosivité, ou de contenir cette dernière en dehors de certaines zones critiques.
- par dilution de la masse gazeuse relâchée, au-dessous de sa limite inférieure d'explosivité,
 - par mise en place d'écrans étanches au passage du gaz considéré,
 - par dispersion du nuage gazeux au moyen d'un fluide sous pression.

Ce concept diminue à la fois l'aspect gravité et l'aspect probabilité du risque.

- 3°) Dispositifs destinés à isoler ou annihiler les sources potentielles d'inflammation :
- par mise en place d'écrans étanches aux vapeurs inflammables,
 - par extinction des flammes nues répertoriées, permanentes ou transitoires.

Ce concept diminue à la fois l'aspect gravité et l'aspect probabilité du risque.

- 4°) Améliorations visant la prévention de l'événement indésirable considéré.

Ce concept diminue principalement l'aspect probabilité du risque.

- 5°) Amélioration visant la détection de l'événement indésirable considéré.
Ce concept diminue principalement l'aspect probabilité du risque.

- 6°) Améliorations visant la protection du système étudié et/ou des systèmes voisins.

Ce concept diminue principalement l'aspect probabilité du risque.

D.3. PARAMETRES QUANTIFIANT UNE AMELIORATION

D.3.1. Paramètres relatifs à l'aspect gravité du risque

1°) Paramètre diminution du débit à la brèche B_1 :

$$B_1 = 1 - \frac{(DFLU)_{am}}{(DFLU)_o} \quad (D.1.)$$

avec indice am : système avec amélioration
indice o : système actuel

2°) Paramètre diminution du temps de durée de la fuite à la brèche B_2 :

$$B_2 = 1 - \frac{t_{am}}{600}$$
$$= 1 - \frac{(MFLU)_{am}}{(MFLU)_o} \quad (D.2.)$$

3°) Paramètre diminution de RMAX , B_3 :

$$B_3 = 1 - \frac{(RMAX)_{am}}{(RMAX)_o} \quad (D.3.)$$

4°) Paramètre diminution de la distance létale , B_4 :

$$B_4 = 1 - \frac{(R_1)_{am}}{(R_1)_o} \quad (D.4.)$$

5°) Paramètre diminution de la distance de rupture de composants, B_5 :

$$B_5 = 1 - \frac{(R_2)_{am}}{(R_2)_o} \quad (D.5.)$$

6°) Paramètre diminution de la distance à potentiel de blessures ou dégâts réparables B_6 :

$$B_6 = 1 - \frac{(R_3)_{am}}{(R_3)_o} \quad (D.6.)$$

7°) Paramètre de gain sur la gravité TAU :

$$TAU = 1 + \frac{1}{4} \sum_{i=3}^6 B_i \quad (D.7.)$$

D.3.2. Paramètres relatifs à l'aspect probabilité du risque

1°) Participation au risque du système PR :

$$PR = \frac{\sum_{i=1}^6 P_i}{30} \times 100 \% \quad (D.8.)$$

$$30 \% \leq PR \leq 90 \%$$

2°) Contrainte de risque en exploitation RE :

$$RE = \frac{\sum_{j=1}^6 P_{2j}}{30} \times 100 \% \quad (D.9.)$$

$$20 \% \leq RE \leq 86 \%$$

3°) Risque total R_{tot} :

$$R_{tot} = PR + RE = \frac{\sum_{i=1}^2 \sum_{j=1}^6 P_{ij}}{30} \times 100 \% \quad (D.10.)$$

$$50 \% \leq R_{tot} \leq 176 \%$$

4°) Facteur de sécurité FS :

$$FS = \frac{30 (0,0945 NG + 0,7275) - (0,122 / NG) - 0,0297}{\sum_{i=1}^2 \sum_{j=1}^6 P_{ij} - 4,5} \quad (D.11.)$$

5°) Paramètre de gain sur la probabilité TETA :

$$TETA = \frac{(FS)_{am}}{(FS)_o} \quad (D.12)$$

6°) Points d'écart ΔP_{ij} :

- Points d'écart nécessaires pour passer au niveau de probabilité NP directement inférieur :

$$\Delta P_{ij} \left. \begin{matrix} NP=NP_{i-1} \\ NG=k \end{matrix} \right| = \left[\sum_{i=1}^2 \sum_{j=1}^6 P_{ij} \right]_o - \left[\sum_{i=1}^2 \sum_{j=1}^6 P_{ij} \right]_{\substack{NP=i-1 \\ NG=K}} \quad (D.13)$$

Ces points d'écart à gagner sur les paramètres P_{ij} pour obtenir un niveau de probabilité directement inférieur peuvent être lus dans le tableau de la page suivante.

Ce tableau renseigne pour toutes les valeurs $\sum_i \sum_j P_{ij}$ et pour des niveaux de gravité

NG = 1 à 5, les valeurs des facteurs de sécurité FS et des niveaux de probabilité NP.

- Points d'écart acquis :

$$\Delta P_{ij} = \left[\sum_{i=1}^2 \sum_{j=1}^6 P_{ij} \right]_o - \left[\sum_{i=1}^2 \sum_{j=1}^6 P_{ij} \right]_{am} \quad (D.14.)$$

D.3.3. Facteur de gain total G

Connaissant TAU, TETA, NG et NP on définit un facteur de gain total G :

$$G = \sqrt[0,5]{\text{TAU} \times \text{TETA}} \times \left(\frac{\text{NG}_o}{\text{NG}_{am}}\right)^2 \times \left(\frac{\text{NP}_o}{\text{NP}_{am}}\right) \quad (\text{D.15.})$$

$\sum_{i=1}^2 \sum_{j=1}^6 P_{ij}$	FACTEUR DE SECURITE FS					NP
	NG = 1	NG = 2	NG = 3	NG = 4	NG = 5	
15	2,085	2,529	2,857	3,156	3,443	NP = 1
16	1,903	2,309	2,608	2,881	3,144	
17	1,751	2,124	2,400	2,651	2,892	
18	1,621	1,967	2,222	2,455	2,678	NP = 2
19	1,509	1,831	2,069	2,285	2,493	
20	1,412	1,713	1,935	2,138	2,332	
21	1,326	1,609	1,818	2,008	2,191	
22	1,251	1,517	1,714	1,893	2,065	
23	1,183	1,435	1,621	1,791	1,954	
24	1,122	1,362	1,538	1,699	1,853	NP = 3
25	1,067	1,295	1,463	1,616	1,763	
26	1,018	1,235	1,395	1,541	1,681	
27	0,973	1,180	1,330	1,473	1,603	
28	0,931	1,130	1,276	1,410	1,538	
29	0,893	1,084	1,224	1,352	1,475	
30	0,858	1,041	1,176	1,299	1,417	
31	0,826	1,002	1,132	1,250	1,364	
32	0,796	0,965	1,090	1,205	1,313	
33	0,768	0,932	1,052	1,163	1,268	NP = 4
34	0,742	0,900	1,017	1,123	1,225	
35	0,717	0,870	0,984	1,086	1,186	
36	0,695	0,843	0,952	1,052	1,147	
37	0,673	0,817	0,923	1,019	1,112	
38	0,653	0,792	0,895	0,989	1,079	
39	0,634	0,769	0,869	0,960	1,048	
40	0,616	0,748	0,845	0,933	1,018	
41	0,599	0,727	0,822	0,908	0,990	NP = 5
42	0,583	0,708	0,800	0,883	0,964	

D.4. CRITERE DU FACTEUR DE COMPARAISON

Pour permettre un classement des améliorations et combinaisons d'améliorations les plus performantes, relatives à un même système, et une comparaison avec d'autres systèmes, on définit un facteur de comparaison FC :

$$FC = \sqrt{0,5 \left\{ 2 - \frac{KF}{KF_{max}} \right\} \left\{ \frac{G-1}{G_{max}-1} \right\}} \quad (\text{D.16.})$$

avec

- KF** , le coût de l'amélioration ou de la combinaison d'améliorations concernée.
- KF_{max}** , le coût de l'amélioration ou de la combinaison d'améliorations la plus onéreuse relative à un même système.
- G** , le facteur de gain total correspondant à l'amélioration ou la combinaison d'améliorations concernée.
- G_{max}** , le facteur de gain total le plus élevé, obtenu pour un même système et pour une des améliorations ou combinaisons d'améliorations comparées.

La fonction **FC** a les propriétés suivantes :

$$0 \leq FC \leq 1$$

FC = 0, si G = 1, c'est-à-dire s'il n'y a pas d'influence sur le risque pour l'amélioration ou la combinaison d'améliorations considérée.

FC = 1 , si KF = 0 (coût nul) et si G = G_{max}

ANNEXE E

**AUTRE EXEMPLE DE METHODE D'ATTRIBUTION DES NIVEAUX DE RISQUE
PAR EXPLOITATION DES RESULTATS DETERMINISTES ET PROBABILISTES
POUR L'APPLICATION DE CRITERES QUANTITATIFS ET/OU QUALITATIFS
DEFINIS PAR L'UTILISATEUR**

E.1. **OBJECTIF**

La méthode proposée nous quantifie des distances à conséquences qui sont :

- ❶ le risque léthal direct pour l'être humain identifié par le rayon R1,
- ❷ le risque léthal indirect pour l'être humain identifié par le rayon Z1,
- ❸ le risque de blessures identifié par le rayon Z2,
- ❹ la destruction de bâtiments, biens et équipements, identifiée par le rayon R2,
- ❺ les dégâts réparables de biens et équipements, identifiés par le rayon R3.

L'objectif est de pouvoir se définir et créer des critères de risque que la méthode permet d'interpréter au moyens des résultats de l'analyse de risque.

Tout critère de risque est basé sur l'union de deux concepts :

- 1) la gravité ou sévérité (approche déterministe)
- 2) la probabilité (approche stochastique).

Dans un système de critères d'acceptabilité du risque on doit pouvoir gérer jusqu'à 10 classes de gravité et 10 classes de probabilité donnant lieu à 100 niveaux de risque suivant la grille ci-après :

Probabilités
↑

10	1X	2X	3X	4X	5X	6X	7X	8X	9X	XX
9	19	29	39	49	59	69	79	89	99	X9
8	18	28	38	48	58	68	78	88	98	X8
7	17	27	37	47	57	67	77	87	97	X7
6	16	26	36	46	56	66	76	86	96	X6
5	15	25	35	45	55	65	75	85	95	X5
4	14	24	34	44	54	64	74	84	94	X4
3	13	23	33	43	53	63	73	83	93	X3
2	12	22	32	42	52	62	72	82	92	X2
1	11	21	31	41	51	61	71	81	91	X1
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10

→ Gravités
sévérités

L'identification des composantes "risque" seront pour l'utilisateur :

- ⇒ pour la gravité ou la sévérité de 1 à 10 avec des effets conséquences croissant.
- ⇒ pour la probabilité de 1 à 10 avec une fréquence ou une probabilité d'occurrence croissant.
- ⇒ pour le risque un maximum de 100 états identifiés par la gravité d'abord, puis par la probabilité

ex: gravité 4 et probabilité 7 → risque 47
gravité 10 et probabilité 10 → risque XX
X = 10 en chiffres romains.

E.2. PRINCIPES DE BASE

Pour établir un niveau de gravité NG, avec $1 \leq NG \leq 10$, on se base sur 4 concepts :

concept 1 : élément conséquence

Huit éléments conséquence sont envisageables :

- ❶ Fatalité ou mort d'homme, identifié par des paramètres **ai**
- ❷ Blessés, conséquence identifiée par des paramètres **bj**
- ❸ destruction, identifiée par des paramètres **ci**
- ❹ dégâts réparables, identifiés par des paramètres **di**
- ❺ Montant des dommages, identifié par des paramètres **ei**
- ❻ arrêt de production, identifié par des paramètres **fi**
- ❼ atteinte à l'environnement, identifiée par des paramètres **gi**
- ❽ autre, pouvant être défini par l'utilisateur, et identifié par des paramètres **hi**

Chaque élément conséquence peut être apprécié du point de vue gravité par les trois concepts ci-après :

concept 2 : approche qualitative

Si on opte pour l'approche qualitative cela signifie que l'on ne considère pas l'approche quantitative et vice-versa.

L'approche qualitative est identifiée par l'indice 1 des paramètres définis pour les éléments conséquences.

Soit par exemple a_1

Si $a_1 = 1$ → approche qualitative retenue

Si $a_1 = 0$ → approche qualitative non retenue

concept 3 : approche quantitative

Si on opte pour l'approche quantitative automatiquement le paramètre d'indice 1 représentatif de l'approche qualitative est mis égal à zéro.

Quatre types de quantification sont offerts à l'utilisateur :

- ❶ la quantité ou nombre : nombre de blessés, nombre de décès...
- ❷ le coût : coût des destructions, coût des dégâts réparables..., exprimé en US.\$ ou en FF.
- ❸ la durée : durée de perte d'exploitation, durée de l'atteinte à l'environnement... exprimée en mois
- ❹ autre : à définir par l'utilisateur.

L'approche quantitative est identifiée par l'indice 2 des paramètres définis pour les éléments conséquences.

Soit par exemple a_2

La définition des critères va attribuer au paramètre a_2 des intervalles des valeurs, par exemple:

$10 < a_2 \leq 100$ morts

Le programme va calculer la valeur de a_2 correspondant à l'effet conséquence, par exemple :

$a_2 = 14$

concept 4 : extension de la conséquence

Il s'agit de pouvoir catégoriser le risque en fonction de l'étendue des dommages et dégâts, tant dans le cas d'une approche qualitative, que dans celui d'une approche quantitative.

Le concept d'extension des conséquences est identifié par l'indice 3 des paramètres définis pour les éléments conséquences. Soit par exemple a_3

Les paramètres indice 3 ($a_3, b_3, c_3, d_3 \dots$) peuvent prendre 10 valeurs comprises entre 0 et 9.

- 0 → le concept n'est pas pris en compte
- 1 → conséquence limitée au proche environnement du système accidenté
- 2 → conséquence limitée à la section de l'unité
- 3 → conséquence limitée à l'unité
- 4 → conséquence limitée à l'Etablissement
- 5 → conséquence dépassant les limites de l'Etablissement
- 6 à 9 → autres cas pouvant être définis par l'utilisateur.

E.3. PROCEDURE DE DEFINITION D'UN NIVEAU DE GRAVITE NG

Quatre étapes principales permettent de définir un niveau de gravité NG :

1 Spécification des niveaux de gravité

- nombre : minimum de 3
maximum de 10
- identification par un chiffre de 1 à 10 ex : NG = 5
- hiérarchisation
 - NG = 1, est le niveau le moins pénalisant
 - NG = n, avec $3 \leq n \leq 10$ est le niveau le plus pénalisant
 - NG = n - 2 est moins pénalisant que le niveau NG = n ou n - 1

L'utilisateur définit et entre l'intitulé pour chaque NGi

2 Pour chaque niveau de gravité défini NGi on sélectionne les effets conséquences impliqués :

Fatalités	→	$a_o = 1$	$a_o = 0$
Blessés	→	$b_o = 1$	$b_o = 0$
destruction	→	$c_o = 1$	$c_o = 0$
dégâts réparables	→	$d_o = 1$	$d_o = 0$
Montant	→	$e_o = 1$	$e_o = 0$
perte exploitation	→	$f_o = 1$	$f_o = 0$
environnement	→	$g_o = 1$	$g_o = 0$
autre *	→	$h_o = 1$	$h_o = 0$
		OUI	NON

* défini par l'utilisateur.

- ③ Pour chaque niveau de gravité défini Ng_i et pour chaque effet conséquence impliqué, on spécifie les conditions sur l'approche qualitative.

ELEMENT CONSEQUENCE	Approche qualitative		
	OUI		NON
Fatalités	$a_1 = 1$	$a_2 = 0$	$a_1 = 0$
Blessés	$b_1 = 1$	$b_2 = 0$	$b_1 = 0$
destruction	$c_1 = 1$	$c_2 = 0$	$c_1 = 0$
dégâts réparables	$d_1 = 1$	$d_2 = 0$	$d_1 = 0$
Montant			$e_1 = 0$
perte exploitation	$f_1 = 1$	$f_2 = 0$	$f_1 = 0$
environnement	$g_1 = 1$	$g_2 = 0$	$g_1 = 0$
autre	$h_1 = 1$	$h_2 = 0$	$h_1 = 0$

- ④ Pour chaque niveau de gravité défini NG_i et pour chaque effet conséquence impliqué, on spécifie les conditions sur l'approche quantitative

Condition : $a_1 = 0$
 $b_1 = 0$
 $c_1 = 0$
 $d_1 = 0$
 $d_1 = 0$
 $e_1 = 0$
 $f_1 = 0$
 $g_1 = 0$
 $h_1 = 0$

Pour tout NG_i , on se définit les intervalles de valeurs quantifiées y correspondant.

	unité	valeur mini	valeur maxi	paramètre
Fatalités	morts	$X - 10$	X	a_2
Blessés	blessés	X	$X + 100$	b_2
destruction	US.\$ / FF	X / Y	$10^3 X / 10^4 Y$	c_2
dégâts réparables	US.\$ / FF	X / Y	$10^3 X / 10^3 Y$	d_2
montant	US.\$ / FF	X / Y	$10^3 X / 10^3 Y$	e_2
perte exploitation	mois	$X / 10$	X	f_2
environnement	mois	X	$2 X$	g_2

Conditions exprimées :

$$X-10 < a_2 \leq X$$

$$X < b_2 \leq X+100$$

$$Y < c_2 \leq 10^3 Y$$

$$Y < d_2 \leq 10^3 Y$$

$$Y < e_2 \leq 10^3 Y$$

$$0,1 X < f_2 \leq X$$

$$X < g_2 \leq 2X$$

5 Pour chaque niveau de gravité défini NG_i, et pour chaque effet conséquence impliquée, que l'approche soit qualitative ou quantitative, on spécifie les conditions sur l'étendue des conséquences.

6 cas maximum d'étendue des conséquences peuvent être implémentés.

Pour chaque événement conséquence (maximum de 7) on adopte la même échelle d'étendue des conséquences,

Soit x = a, b, c, d, e, f ou g

- X₃ = 0 → l'étendue des conséquences n'est pas prise en compte
- X₃ = 1 → conséquence limitée au proche environnement du système accidenté
- X₃ = 2 → conséquence limitée à une section de l'unité impliquée
- X₃ = 3 → conséquence limitée à l'unité impliquée
- X₃ = 4 → conséquence limitée à l'Etablissement
- X₃ = 5 → conséquence excédant les limites de l'Etablissement.

X₃ peut prendre des valeurs allant jusqu'à 9, les valeurs 6, 7, 8 et 9 pouvant être définis autrement par l'utilisateur.

Cela donne :

NG = i		
EVENEMENT CONSEQUENCE		
Fatalité	a ₃ = i	0 ≤ i ≤ 9
Blessés	b ₃ = i	0 ≤ i ≤ 9
destruction	c ₃ = i	0 ≤ i ≤ 9
dégâts réparables	d ₃ = i	0 ≤ i ≤ 9
Montant	e ₃ = j	0 ≤ j ≤ 9
perte exploitation	f ₃ = j	0 ≤ j ≤ 9
environnement	g ₃ = k	k = 0,4 à 9
autre	h ₃ = i	0 ≤ i ≤ 9

E.4. INTERFACES CRITERES/RESULTATS

Quatre types de cercles de dommages sont nécessaires.

Evénement conséquence	cercle Z1 risque letal	cercle R2 destruction	cercle Z2 blessures	cercle R3 dégâts réparables
Fatalité	OUI	NON	NON	NON
Blessés	OUI	NON	OUI	NON
destruction	NON	OUI	NON	NON
dégâts réparables	NON	NON	NON	OUI
montant dommages	NON	OUI	NON	OUI
perte exploitation	NON	OUI	NON	OUI
environnement	OUI	OUI	OUI	OUI

Mode d'emploi :

- ❶ Si l'approche retenue dans les critères est qualitative on comparera les R_i ou Z_i significatifs avec les limites caractéristiques d'étendue des conséquences. Par exemple pour l'événement conséquence fatalité :

$Z1 \leq XPRO$	\rightarrow	$a_1 = 1$	$a_2 = 0$	$a_3 = 1$
$Z1 \leq XSEC$		$a_1 = 1$	$a_2 = 0$	$a_3 = 2$
$Z1 \leq XUNI$		$a_1 = 1$	$a_2 = 0$	$a_3 = 3$
$Z1 \leq XRAF$		$a_1 = 1$	$a_2 = 0$	$a_3 = 4$
$Z1 > XRAF$		$a_1 = 1$	$a_2 = 0$	$a_3 = 5$

La connaissance (événement conseq ; R_i ou Z_i ; X_i) définit un et un seul NG

- ❷ Rappelons que tout événement conséquence, approche ou étendue, n'intervenant pas dans un système de critères, voit ses paramètres égalés à zéro. Ils sont donc définis.
- ❸ Si l'approche retenue dans les critères est quantitative on extrapolera des distances R_i , les surfaces impliquées par l'effet conséquence et la valeur quantifiée correspondant, qui sera comparée aux intervalles spécifiés par les critères.

E.5. INTERPRETATION DES RESULTATS DE L'ANALYSE

E.5.1 CONDITIONS « FATALITES »

- ❶ Si cette condition n'est pas retenue
 $a_0 = 0 \rightarrow a_1 = a_2 = a_3 = 0$
on ne considère pas les cercles R_1
- ❷ Si cette condition ou ce critère est retenu
 $a_0 = 1$
et Si l'approche est qualitative
 $a_1 = 1$ et $a_2 = 0$

On vérifie la distance R_1 calculée avec la limite d'extension des conséquences correspondant à la valeur de a_3 :

$a_3 = 0$	\rightarrow	pas de comparaison
$a_3 = 1$	\rightarrow	par rapport à XPRO
$a_3 = 2$	\rightarrow	par rapport à XSEC
$a_3 = 3$	\rightarrow	par rapport à XUNI
$a_3 = 4$	\rightarrow	par rapport à XRAF
$a_3 = 5$	\rightarrow	par rapport à XRAF et XPOP

Notons que a_3 peut prendre des valeurs de 6 à 9.

- ❸ Si ce critère est retenu
 $a_0 = 1$
et si l'approche est quantitative
 $a_1 = 0$ et $a_2 > 0$, soit $a_2 = n_2$
une analyse par probits doit être effectuée.

4 données complémentaires à entrer

- nombre de personnes en unité :
- nombre de personnes sur le site :
- population dans un rayon de 5 km autour du site :
- surface de l'unité impliquée (m²) :
- surface du site impliqué (m²) :

5 Informations à récupérer

- 1) valeurs de Z1 (R1)
- 2) le phénomène conséquence afférent à Z1 (R1)
 - toxicité
 - onde de choc
 - flux thermique
 - autres.
- 3) la LC_{x%} correspondant aux Rayons Z1 (R1).

6 Si

Calcul probit réalisé.

relâchement continu

données : LC_{x%} → x %
Z1 (R1) , XPRO, XUNI, XRAF
D_{TOXG} et durée t
conditions atmosphériques

Calcul du nombre de morts

↻ surface de létalité x %

$$SR = \frac{aC_{t'} \sqrt{2\pi}}{b+d} \left(\frac{D_{TOXG}}{\pi u C_c a C_{t'} C} \right)^{\frac{b+1}{b+d}} \times \left(\frac{b+d}{b+1} \right)^{3/2} \quad (m^2)$$

avec,

a, b, c, d les coefficients de dispersion de PASQUILL GIFFORT
pour la classe météo choisie

u, la vitesse du vent (m/s)

$C_{t'} = (t/600)^{0.2}$

t, la durée considérée du relâchement toxique en s

D_{TOXG} , le débit en composant toxique après la brèche (kg/s)

$C_c = LC_{x\%} \times 0,001 \text{ (kg/m}^3\text{)}$

si LC est exprimé en mg/m³

$C_c = (0,001 \times LC_{x\%} \times \text{MOLE})/24,45 \text{ (kg/m}^3\text{)}$

si LC est exprimé en ppm

Relâchement instantané

données : $LC_{x\%} \rightarrow x\%$
R1 , XPRO , XUNI , XRAF
MTOXG

Calcul du nombre de morts

→ surface de létalité x %

$$SR = 1,4614 \times \left[\frac{MTOXG}{C_c} \right]^{1/3} \times R1 \quad (m^2)$$

Nombre de cas de létalité :

RTOX1 ≤ XPRO → Max (1 ; 0,1 x n₁ x SR x X)
XPRO < RTOX1 ≤ 0,5 XUNI → n₁ x SR x X
0,5 XUNI < RTOX1 ≤ XUNI → n₂ x SR x X
XUNI < RTOX1 ≤ XRAF → n₂ x SR x X
RTOX1 > XRAF → (n₂ + n₃) x SR x X

7 Si

R1 dû à un effet de surpression à un effet de flux thermique

k est la densité de personnes impliquées

$$k_i = \sum_i n_i / S_{réf}$$

S_{réf} est la surface de l'unité SUNI → n₁ opérateurs
la surface du site SSIT → n₂ personnes
la surface de 7,86 10⁷ m² autour du site → n₃ habitants

k = n₁ / SUNI si R1 ≤ XUNI

k = n₂ / SSIT si XUNI < R1 ≤ XRAF

k = $\frac{n_2 + n_3}{7,86 \cdot 10^7}$ si R1 > XRAF

k est exprimé en personne/m²

Critère de sélection : Max (SR x X x k)

Données : LC_{x%} → x% ou X = 1 pour seuils non probit
R1 , XPRO , XUNI , XRAF

Surface de létalité

$$SR = \pi R_1^2 \quad (m^2)$$

Nombre de cas de létalité NLT :

$$\begin{aligned} & \text{NLT :} \\ & Z1 \leq XPRO \rightarrow \text{Max} (1 ; 0,1 \times n_1 \times X) \\ XPRO < Z1 \leq XUNI \rightarrow n_1 \times (SR/SUNI) \times X \\ XUNI < Z1 \leq XRAF \rightarrow n_2 \times (SR/SSIT) \times X \\ & Z1 > XRAF \rightarrow \left\{ \left(n_2 \times \frac{\pi \overline{XRAF}^2}{SSIT} \right) + \left(\frac{n_3 (SR - \pi \overline{XRAF}^2)}{(7,86 \cdot 10^7 - SSIT)} \right) \right\} \times X \end{aligned}$$

E.5.2. CONDITION « DESTRUCTION TOTALE »

❶ Si cette condition n'est pas retenue
 $c_0 = 0 \rightarrow c_1 = c_2 = c_3 = 0$
on ne considère pas les cercles R2

❷ Si cette condition ou ce critère est retenu
 $c_0 = 1$
et Si l'approche est qualitative
 $c_1 = 1$ et $c_2 = 0$

On vérifie la distance R2 calculée avec la limite d'extension des conséquences correspondant à la valeur de a_3 :

- $c_3 = 0 \rightarrow$ pas de comparaison
- $c_3 = 1 \rightarrow$ par rapport à XPRO
- $c_3 = 2 \rightarrow$ par rapport à XSEC
- $c_3 = 3 \rightarrow$ par rapport à XUNI
- $c_3 = 4 \rightarrow$ par rapport à XRAF
- $c_3 = 5 \rightarrow$ par rapport à XRAF et XPOP

Notons que a_3 peut prendre des valeurs de 6 à 9.

❸ Si ce critère est retenu
 $c_0 = 1$
et si l'approche est quantitative
 $c_1 = 0$ et $c_2 > 0$, soit $c_2 = n_2$

❹ **données complémentaires à entrer**

- coût de reconstruction :
en M\$
en MF
- surface de l'unité

5 Quantification du montant des dégâts dus à la destruction totale

R2 calculés
choix du max { R2j }

- Calcul de la surface d'unité détruite
 $SD1 = \text{Min} (\pi R_2^2 ; \text{SUNIT})$
- Coût de reconstruction
 $CR1 = C1 \times SD1 / \text{SUNIT}$ en M\$
 $= C2 \times SD1 / \text{SUNIT}$ en MF.

E.5.3. CONDITION « DEGATS REPARABLES »

- 1 Si cette condition n'est pas retenue
 $d_0 = 0 \rightarrow d_1 = d_2 = d_3 = 0$
on ne considère pas les cercles R4

- 2 Si cette condition ou ce critère est retenu
 $d_0 = 1$
et Si l'approche est qualitative
 $d_1 = 1$ et $d_2 = 0$

On vérifie la distance R1 calculée avec la limite d'extension des conséquences correspondant à la valeur de a_3 :

- $d_3 = 0 \rightarrow$ pas de comparaison
- $d_3 = 1 \rightarrow$ par rapport à XPRO
- $d_3 = 2 \rightarrow$ par rapport à XSEC
- $d_3 = 3 \rightarrow$ par rapport à XUNI
- $d_3 = 4 \rightarrow$ par rapport à XRAF
- $d_3 = 5 \rightarrow$ par rapport à XRAF et XPOP

Notons que d_3 peut prendre des valeurs de 6 à 9.

- 3 Si ce critère est retenu
 $d_0 = 1$
et si l'approche est quantitative
 $d_1 = 0$ et $d_2 > 0$, soit $d_2 = n_2$

4 données complémentaires à entrer

- coût de remise en état :
en M\$
en MF
- surface de l'unité

5 Dégâts réparables

R3 calculés pour onde de surpression
choix du max { R3j }

- Calcul de la surface d'unité (non détruite) mais endommagée

$$SD2 = \text{Min } \pi R_3^2 - R_2^2 ; \text{SUNIT} - \pi R_2^2$$

- Coût de réparation

$$\begin{aligned} CR2 &= k \times C1 \times SD2 / \text{SUNIT} && \text{en M\$} \\ &= k \times C2 \times SD2 / \text{SUNIT} && \text{en MF} \end{aligned}$$

E.5.4. CONDITION MONTANT DES DEGATS

- ❶ Si cette condition n'est pas retenue
 $e_0 = 0 \rightarrow e_1 = e_2 = e_3 = 0$
on ne considère ni les cercles R2 , ni les cercles R4.

- ❷ Si cette condition ou critère est retenu
 $e_0 = 1$
et l'approche est nécessairement quantitative
donc $e_1 = 0$
 $e_2 \neq 0$

- ❸ Si la condition est retenue on applique
1) $c_0 = 1 ; c_1 = 0 ; c_2 \neq 0$
2) $d_0 = 1 ; d_1 = 0 ; d_2 \neq 0$

- ❹ pour les conditions
 $c_2 \neq 0$ et $d_2 \neq 0$
on a besoin des données

- | | | |
|---|--------|--|
| <input type="checkbox"/> coût de reconstruction : | en M\$ | <input type="text" value="C1 :"/> |
| | en MF | <input type="text" value="C2 :"/> |
| <input type="checkbox"/> coût de remise en état : | en M\$ | <input type="text" value="kC1 :"/> |
| | en MF | <input type="text" value="kC2 :"/> |
| <input type="checkbox"/> surface de l'unité | | <input type="text" value="SUNIT en m²"/> |

- ❺ On applique les procédures suivantes :

- 1) R2 calculés
choix du max { R2j }
- 2) R3 calculés
choix du max { R3j }
- 3) Calcul de la surface d'unité détruite
 $SD1 = \text{Min } (\pi R_2^2 ; \text{SUNIT})$
- 4) Coût de reconstruction :
 $CR1 = C1 \times SD1 / \text{SUNIT}$ en M\$
 $= C2 \times SD1 / \text{SUNIT}$ en MF.

5) Calcul de la surface d'unité non détruite mais endommagée

condition $\pi R_2^2 < \text{SUNIT}$

$$\text{SD2} = \text{Min} \left[\pi R_3^2 - R_2^2, \text{SUNIT} - \pi R_2^2 \right]$$

sinon : $\text{SD2} = 0$

6) Coût de remise en état

$$\begin{aligned} \text{CR2} &= k C1 \times \text{SD2} / \text{SUNIT} && \text{en M\$} \\ & k C2 \times \text{SD2} / \text{SUNIT} && \text{en MF} \end{aligned}$$

7) Montant total des dégâts

$$\begin{aligned} \text{CR} &= \text{CR1} + \text{CR2} \\ C1 &= (\text{SD1} \times k \text{SD2} / \text{SUNIT}) && \text{en M\$} \\ C2 &= (\text{SD1} \times k \text{SD2} / \text{SUNIT}) && \text{en MF} \end{aligned}$$

E.5.5 CONDITIONS « BLESSURES »

❶ Si cette condition n'est pas retenue
 $b_0 = 0 \rightarrow b_1 = b_2 = b_3 = 0$
on ne considère pas les cercles Z2

❷ Si cette condition ou ce critère est retenu
 $b_0 = 1$
et Si l'approche est qualitative
 $b_1 = 1$ et $b_2 = 0$

On vérifie la distance Z2 calculée avec la limite d'extension des conséquences correspondant à la valeur de a_3 :

$b_3 = 0 \rightarrow$ pas de comparaison
 $b_3 = 1 \rightarrow$ par rapport à XPRO
 $b_3 = 2 \rightarrow$ par rapport à XSEC
 $b_3 = 3 \rightarrow$ par rapport à XUNI
 $b_3 = 4 \rightarrow$ par rapport à XRAF
 $b_3 = 5 \rightarrow$ par rapport à XRAF et XPOP

Notons que b_3 peut prendre des valeurs de 6 à 9.

❸ Si ce critère est retenu
 $b_0 = 1$
et si l'approche est quantitative
 $b_1 = 0$ et $b_2 > 0$, soit $b_2 = n_2$
une analyse par probits doit être effectuée.

❹ données complémentaires à entrer

- nombre de personnes en unité :
- nombre de personnes sur le site :
- population dans un rayon de 5 km autour du site :
- surface de l'unité impliquée (m^2) :
- surface du site impliqué (m^2) :

❺ Informations à récupérer

- 1) valeurs de Z2
- 2) le phénomène conséquence afférent à Z2
 - toxicité
 - onde de choc
 - flux thermique
 - autres.
- 3) la Lc_x% correspondant aux Rayons Z2 le cas échéant.

⑥ Si $Z2 = RTOX3$

Calcul probit réalisé le cas échéant.

relâchement continu

données : Z2 , XPRO, XUNI, XRAF
 DTOXG et durée t
 conditions atmosphériques

Calcul du nombre de blessés

→ surface à risque, X % le cas échéant

$$SR = \frac{aC_t' \sqrt{2\pi}}{b+d} \left(\frac{DTOXG}{\pi u C_c a C_t' C} \right)^{\frac{b+1}{b+d}} \times \left(\frac{b+d}{b+1} \right)^{3/2} \quad (m^2)$$

avec, a, b, c, d les coefficients de dispersion de PASQUILL GIFFORT pour la classe météo choisie

u, la vitesse du vent (m/s)

$$C_t' = (t/600)^{0,2}$$

t, la durée considérée du relâchement toxique en s

DTOXG , le débit en composant toxique après la brèche (kg/s)

$$C_c = CTOX \times 0,001 \quad (kg/m^3)$$

si CTOX est exprimé en mg/m³

$$C_c = (0,001 \times CTOX \times MOLE)/24,45 \quad (kg/m^3)$$

si CTOX est exprimé en ppm

CTOX le cas échant peut être un probit ➔ X %

Relâchement instantané

données : Z2 , XPRO , XUNI , XRAF
 MTOXG

Calcul du nombre de blessés

→ surface à risque, X % le cas échéant

$$SR = 1,4614 \times \left[\frac{MTOXG}{C_c} \right]^{1/3} \times R3 \quad (m^2)$$

Nombre de cas de blessures :

$$\begin{aligned}
RTOX3 \leq XPRO &\rightarrow \text{Max} (1 ; 0,1 \times n_1 \times SR \times X) \\
XPRO < RTOX3 \leq 0,5 XUNI &\rightarrow n_1 \times SR \times X \\
0,5 XUNI < RTOX3 \leq XUNI &\rightarrow n_2 \times SR \times X \\
XUNI < RTOX3 \leq XRAF &\rightarrow n_2 \times SR \times X \\
RTOX3 > XRAF &\rightarrow (n_2 + n_3) \times SR \times X
\end{aligned}$$

avec X = 1 si le seuil n'est pas un probit.

7 Si Z2 dû à un effet de surpression
à un effet de flux thermique

k est la densité de personnes impliquées

$$k_i = \sum_i n_i / S_{réf}$$

S_{réf} est la surface de l'unité SUNI → n1 opérateurs
la surface du site SSIT → n2 personnes
la surface de 7,86 10⁷ m² autour du site → n3 habitants

$$\begin{aligned}
k &= n_1 / SUNI && \text{si } Z_2 \leq XUNI \\
k &= n_2 / SSIT && \text{si } XUNI < Z_2 \leq XRAF \\
k &= \frac{n_2 + n_3}{7,86 \cdot 10^7} && \text{si } Z_2 > XRAF
\end{aligned}$$

k est exprimé en personne/m²

Critère de sélection : Max (SR x X x k)

Données : CTOX → x% ou X = 1 pour seuils non probit
Z₂, XPRO, XUNI, XRAF

Surface à risque

$$SR = \pi Z_2^2 \quad (m^2)$$

Nombre de cas de blessés :

NLT :

$$\begin{aligned}
Z_2 \leq XPRO &\rightarrow \text{Max} (1 ; 0,1 \times n_1 \times X) \\
XPRO < Z_2 \leq XUNI &\rightarrow n_1 \times (SR/SUNI) \times X \\
XUNI < Z_2 \leq XRAF &\rightarrow n_2 \times (SR/SSIT) \times X \\
Z_2 > XRAF &\rightarrow \left\{ \left(n_2 \times \frac{\pi \overline{XRAF}^2}{SSIT} \right) + \left(\frac{n_3 (SR - \pi \overline{XRAF}^2)}{(7,86 \cdot 10^7 - SSIT)} \right) \right\} \times X
\end{aligned}$$

avec X = 1 si le seuil n'est pas un probit.

E.5.6 CONDITIONS « PERTE D'EXPLOITATION »

- ❶ Si cette condition n'est pas retenue
 $f_0 = 0 \rightarrow f_1 = f_2 = f_3 = 0$

- ❷ Si cette condition ou ce critère est retenu
 $f_0 = 1$
 et l'approche est nécessairement quantitative
 donc $f_1 = 0$
 et $f_2 \neq 0$

- ❸ On a besoin comme données

surface de l'unité (m²) :

SUNI :

surface du site (m²) :

SSIT :

- ❹ Les critères sur :
 f_2 et f_3 sont confondus
 et dès lors
 $f_2 \neq 0$
 $f_2 = n_2$ par exemple.

On se définit les échelles suivantes :

moins de 1 semaine	→	$f_2 = 1$
de 1 semaine à 1 mois	→	$f_2 = 2$
de 1 mois à 6 mois	→	$f_2 = 3$
de 6 mois à 1 an	→	$f_2 = 4$
12 mois à 15 mois	→	$f_2 = 5$
15 mois à 24 mois	→	$f_2 = 6$
plus de 24 mois	→	$f_2 = 7$

- ❺ On considère d'abord les destructions totales par onde de surpression :

- R_2 calculé par UVCE
 → Calcul de la surface d'unité détruite :

$$SD1 = \pi R_2^2$$

si $SD1 \leq SUNIT$

→ Perte d'exploitation

$SD1 \leq 0,125 SUNIT$	→ $f_2 = 2$
$0,125 SUNIT < SD1 \leq 0,25 SUNIT$	→ $f_2 = 3$
$0,25 SUNIT < SD1 \leq 0,5 SUNIT$	→ $f_2 = 4$
$0,5 SUNIT < SD1 \leq SUNIT$	→ $f_2 = 5$

Si $SD1 > SUNIT$

→ Perte d'exploitation

$SD1 \leq \text{Max}(2 SUNIT ; 0,125 SSIT)$	→ $f_2 = 5$
$\text{Max}(2 SUNIT ; 0,125 SSIT) < SD1 \leq \text{Max}(4 SUNIT ; 0,25 SSIT)$	→ $f_2 = 6$
$\text{Max}(4 SUNIT ; 0,25 SSIT) < SD1 \leq \text{Max}(8 SUNIT ; 0,5 SSIT)$	→ $f_2 = 6$
$\text{Max}(8 SUNIT ; 0,5 SSIT) < SD1 \leq SSIT$	→ $f_2 = 7$

6 On considère les dégâts type R2 par flux thermique :

- ⇒ uniquement pour le feu de nappe
- ⇒ Calcul de la surface d'unité détruite :

$$SD2 = \pi R_2^2$$

si $SD2 \leq SUNIT$

⇒ Perte d'exploitation

$SD2 \leq 0,1 SUNIT$	→ $f_2 = 2$
$0,1 SUNIT < SD2 \leq 0,2 SUNIT$	→ $f_2 = 3$
$0,2 SUNIT < SD2 \leq 0,3 SUNIT$	→ $f_2 = 4$
$0,3 SUNIT < SD2 \leq 0,5 SUNIT$	→ $f_2 = 5$
$0,5 SUNIT < SD2 \leq SUNIT$	→ $f_2 = 6$

Si $SD2 > SUNIT$

⇒ Perte d'exploitation

$SD2 \leq \text{Max}(2 SUNIT ; 0,125 SSIT)$	→ $f_2 = 6$
$\text{Max}(2 SUNIT ; 0,125 SSIT) < SD2 \leq \text{Max}(4 SUNIT ; 0,25 SSIT)$	→ $f_2 = 6$
$\text{Max}(4 SUNIT ; 0,25 SSIT) < SD2 \leq \text{Max}(8 SUNIT ; 0,5 SSIT)$	→ $f_2 = 7$
$\text{Max}(8 SUNIT ; 0,5 SSIT) < SD2 \leq SSIT$	→ $f_2 = 7$

7 On considère les dégâts réparables par onde de surpression :

- ⇒ R3 calculé par UVCE
- ⇒ Calcul de la surface d'unité détruite :

$$SD3 = \pi R_3^2$$

si $SD3 \leq SUNIT$

⇒ Perte d'exploitation

$SD3 \leq 0,2 SUNIT$	→ $f_2 = 1$
$0,2 SUNIT < SD3 \leq 0,5 SUNIT$	→ $f_2 = 2$
$0,5 SUNIT < SD3 \leq SUNIT$	→ $f_2 = 3$

Si $SD3 > SUNIT$

⇒ Perte d'exploitation

$SD3 \leq \text{Max}(2 SUNIT ; 0,125 SSIT)$	→ $f_2 = 4$
$\text{Max}(2 SUNIT ; 0,125 SSIT) < SD3 \leq \text{Max}(4 SUNIT ; 0,25 SSIT)$	→ $f_2 = 4$
$\text{Max}(4 SUNIT ; 0,25 SSIT) < SD3 \leq \text{Max}(8 SUNIT ; 0,5 SSIT)$	→ $f_2 = 5$
$\text{Max}(8 SUNIT ; 0,5 SSIT) < SD3 \leq SSIT$	→ $f_2 = 5$

8 La perte d'exploitation résultant vaut :

$$f_2 = \text{Max} f_2 \left[R_2(\text{UVCE}) ; R_2(\text{feu de nappe}) ; R_3(\text{UVCE}) \right]$$

E.5.7 CONDITIONS « ENVIRONNEMENT »

- ❶ Si cette condition n'est pas retenue
 $g_0 = 0 \Rightarrow g_1 = g_2 = g_3 = 0$
- ❷ Si cette condition est retenue
on a $g_0 = 1$ et on doit avoir $g_3 = 5$ car $R > XRAF$
- ❸ Si l'approche est qualitative on a :
 $g_1 = 1, g_2 = 0$ et $g_3 = 5$
- ❹ Si l'approche est quantitative on a :
 $g_1 = 0, g_2 > 0$ et $g_3 = 5$
 g_2 exprime un nombre de mois
un phénomène irréversible sera identifié par
 $g_2 \geq 1200$ mois.
- ❺ Les cercles de dommage à considérer sont :
RTOX1
R2 (onde de surpression et flux thermique)
RTOX3
R3 (flux thermique)
- ❻ Critères de réversibilité ou irréversibilité
RTOX1 et TTOX = 4 → $g_2 = 1200$ mois
RTOX1 et TTOX = 3 → $g_2 = 36$ mois
R2 onde de surpression → $g_2 = 36$ mois
R2 flux thermique → $g_2 = 60$ mois
RTOX3 et TTOX = 4 → $g_2 = 60$ mois
RTOX3 et TTOX = 3 → $g_2 = 24$ mois
RTOX3 et TTOX < 3 → $g_2 = 12$ mois
R3 flux thermique → $g_2 = 12$ mois

E.6. CARACTERISATION DES CLASSES DE PROBABILITE

Pour chaque classe de probabilité j définie, l'utilisateur spécifie les données suivantes :

- ❶ Appellation qualitative pour dénommer la classe :

ex : $NP = j$: événement fréquent

② Conditions de détermination univoque de la classe de probabilité.

Six familles de conditions peuvent être remplies par l'utilisateur :

1° Limite supérieure

☞ oui ☞ non



- Si oui, l'utilisateur spécifie la valeur en fréquence/heure ou en fréquence/an

fréquence/heure ☞ valeur

fréquence/an ☞

- Si non, l'utilisateur spécifie une valeur limite inférieure seule

2° Limite inférieure

☞ oui ☞ non



- Si oui, l'utilisateur spécifie la valeur en fréquence/heure ou en fréquence/an

fréquence/heure ☞ valeur

fréquence/an ☞

- Si non, l'utilisateur spécifie une seule valeur limite supérieure

③ Interprétation des résultats de l'analyse de la méthode UFIP

La relation est très simple : un niveau de probabilité correspondant à un intervalle de probabilité, il suffit de superposer les échelles et en cas de non coïncidence des zones couvertes par les NP_j $1 \leq j \leq 5$ UFIP, et les NP_i $1 \leq i \leq k$, $k = 3$ à 10 , de faire correspondre le NP_j défini par l'utilisateur correspondant ou incluant la moyenne géométrique des limites inférieures et supérieures du NP_j UFIP.

Dans l'approche UFIP on a :

$NP = 1 \rightarrow Pr \leq 10^{-10}/h$ ou $Pr \leq 8,76 \cdot 10^{-7} / an$

$NP = 2 \rightarrow Pr > 10^{-10}/h$ ou $Pr > 8,76 \cdot 10^{-7} / an$

et $Pr \leq 10^{-8}/h$ ou $Pr \leq 8,76 \cdot 10^{-5} / an$

$NP = 3 \rightarrow Pr > 10^{-8}/h$ ou $Pr > 8,76 \cdot 10^{-5} / an$

et $Pr \leq 10^{-6}/h$ ou $Pr \leq 8,76 \cdot 10^{-3} / an$

$NP = 4 \rightarrow Pr > 10^{-6}/h$ ou $Pr > 8,76 \cdot 10^{-3} / an$

et $Pr \leq 10^{-4}/h$ ou $Pr \leq 8,76 \cdot 10^{-1} / an$

$NP = 5 \rightarrow Pr > 10^{-4}/h$ ou $Pr > 8,76 \cdot 10^{-1} / an$

Exemple :

Si un niveau de probabilité NP_j défini par l'utilisateur répond aux critères suivants :

$NP_j > 10^{-6}/an$ et $NP_j \leq 10^{-4} / an$

son intervalle se superpose à une partie de la zone $NP = 2$ et une partie de la zone $NP = 3$.

Si le calcul UFIP nous donne un niveau $NP = 2$, on applique la règle suivante :

$$\begin{aligned} Pr_{NP=2}^- &= \sqrt{Pr_{\max} \times Pr_{\min}} \\ &= \sqrt{8,76 \cdot 10^{-7} / an \times 8,76 \cdot 10^{-5} / an} \\ &= 8,76 \cdot 10^{-6} / an \text{ compris entre } 10^{-6} / an \text{ et } 10^{-4} / an \end{aligned}$$

Le niveau de la nouvelle échelle y correspondant sera
 $NP = NP_i$

Si le calcul UFIP nous donne un niveau $NP = 3$ on aura :

$$\begin{aligned} Pr_{NP=3}^{-} &= \sqrt{Pr_{\max} \times Pr_{\min}} \\ &= \sqrt{8,76 \cdot 10^{-5} / \text{an} \times 8,76 \cdot 10^{-3} / \text{an}} \\ &= 8,76 \cdot 10^{-4} / \text{an} , \text{ supérieur à } 10^{-4} / \text{an} \end{aligned}$$

Le niveau de la nouvelle échelle sera :

$$NP = NP_{i+1}$$

E.7. CARACTERISATION DES ZONES A RISQUE ET EXEMPLE

Un maximum de 5 zones à risque peut être défini par l'utilisateur.

Pour chaque zone à risque (en fait la zone critère) l'utilisateur va définir les données suivantes:

zone à risque k , $1 \leq k \leq 5$

- ❶ Appellation qualitative pour dénommer la zone, par exemple :

Risque inacceptable

- ❷ Spécifier tous les niveaux de risque définis par NG et NP, entrant sous le vocable de la zone.
ex.: 46, 56, 66, 45, 55, 65, 44, 54, 64, 63.

EXEMPLE

- 1) Considérons un système comprenant 3 classes de gravité correspondant à 5 familles de conditions. La vérification d'une seule des conditions est suffisante pour l'attribution du niveau de gravité.

NG = 1 Accident sévère

→ Nombre de morts	:	entre 1 et 10
→ nombre de blessés	:	entre 10 et 100
→ interruption d'activité	:	de 1 à 30 jours
→ impact sur l'environnement	:	réversible entre 1 et 5 ans
→ dégâts	:	1 à 50 M.\$.

NG = 2 Accident majeur

→ Nombre de morts	:	entre 11 et 50
→ nombre de blessés	:	entre 101 et 500
→ interruption d'activité	:	de 30 à 90 jours
→ impact sur l'environnement	:	réversible en plus de 5 ans
→ dégâts	:	50 à 250 M.\$.

NG = 3 Accident catastrophique

→ Nombre de morts	:	plus de 50
→ nombre de blessés	:	plus de 500
→ interruption d'activité	:	plus de 90 jours
→ impact sur l'environnement	:	irréversible
→ dégâts	:	plus de 250 M.\$.

2) Pour le même système on considère les classes de probabilité

NP = 1	pour	$Pr \geq 10^{-8} / \text{an}$
	et pour	$Pr < 10^{-6} / \text{an}$
NP = 2	pour	$Pr \geq 10^{-6} / \text{an}$
	et pour	$Pr < 10^{-4} / \text{an}$
NP = 3	pour	$Pr \geq 10^{-4} / \text{an}$
	et pour	$Pr < 10^{-2} / \text{an}$
NP = 4	pour	$Pr \geq 10^{-2} / \text{an}$

3) Dans ce système on se définit 3 zones à risque :

① Zone de risque acceptable

La condition est qu'un accident sévère ne peut avoir qu'une occurrence maximale de $10^{-6}/\text{an}$.

Les niveaux de risque correspondant sont donc : NR = 11

② Zone de risque à réduire

Les conditions sont :

→ un accident sévère avec une occurrence supérieure à $10^{-6}/\text{an}$ et inférieure à $10^{-2}/\text{an}$,

→ un accident majeur avec une occurrence inférieure à $10^{-4}/\text{an}$,

→ un accident catastrophique avec une occurrence inférieure à $10^{-6}/\text{an}$.

Les niveaux de risque correspondant sont donc : NR = 12, NR = 13, NR = 21, NR = 22 et NR = 31

③ Zone à risque inacceptable

Les conditions sont :

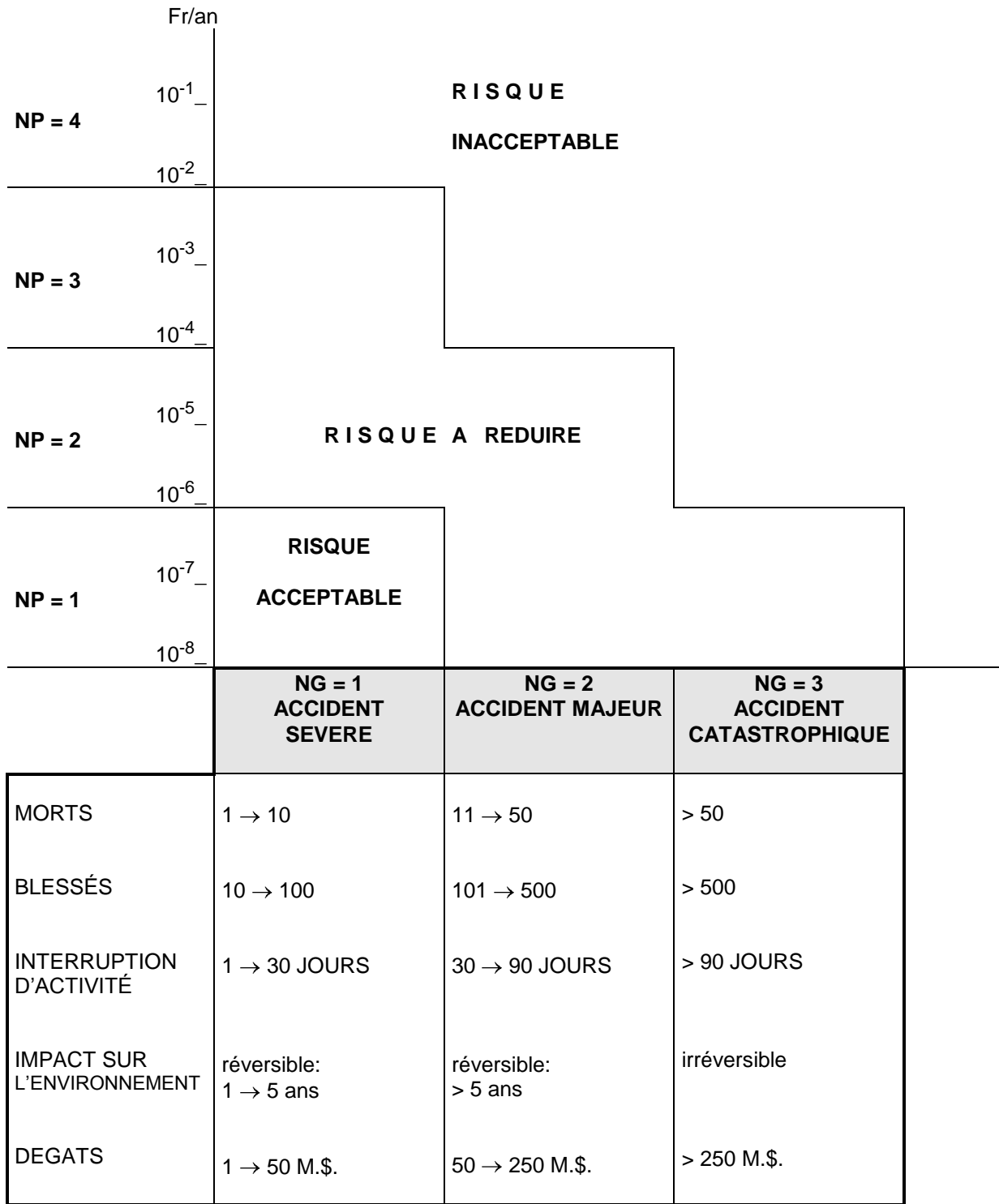
→ un accident sévère avec une occurrence supérieure à $10^{-2}/\text{an}$,

→ un accident majeur avec une occurrence inférieure à $10^{-4}/\text{an}$,

→ un accident catastrophique avec une occurrence supérieure à $10^{-6}/\text{an}$.

Les niveaux de risque correspondant sont donc : NR = 32, NR = 33 et NR = 34.

EXEMPLE DE CRITERES



GUIDE METHODOLOGIQUE UFIP POUR LA RÉALISATION DES ÉTUDES DE DANGERS EN RAFFINERIES, STOCKAGES ET DÉPOTS DE PRODUITS LIQUIDES ET LIQUEFIÉS

VOLUME 2

MODELES NORMALISES DE QUANTIFICATION



juillet 02

Une version informatisée du volume 2 peut être possible en interrogeant le site:

**TRANSOFT INTERNATIONAL
Téléphone: 33-(0)1- 42 43 16 66
Télécopie: 33-(0)1- 42 43 50 33
Internet: www.fluidyn.com**

1. CALCUL DU TERME SOURCE

1.0. OBJECTIFS ET DEFINITIONS

① OBJET

La méthodologie de détermination univoque du niveau de risque NR afférent à tout système ou équipement de raffinerie, fait appel en données d'entrée aux quantités de produits liquides et/ou gazeux, relâchées à l'atmosphère.

Ces quantités sont exprimées par un ou plusieurs des paramètres suivants :

DFLUG, le débit en phase gazeuse ou vapeur d'un produit inflammable relâché à l'atmosphère, exprimé en kg/s;

DFLUL, le débit en phase liquide d'un produit inflammable relâché à l'atmosphère, exprimé en kg/s;

DTOXG, le débit en phase gazeuse ou vapeur d'un produit toxique relâché à l'atmosphère, exprimé en kg/s;

MFLUG, la masse en phase gazeuse ou vapeur d'un produit inflammable relâché instantanément à l'atmosphère, exprimée en kg;

MFLUL, la masse en phase liquide d'un produit inflammable relâché instantanément à l'atmosphère, exprimée en kg ;

MTOXG, la masse en phase gazeuse ou vapeur d'un produit toxique relâché instantanément à l'atmosphère, exprimée en kg.

Pour un système étudié chacun de ces paramètres ne peut prendre qu'une seule valeur.

Pour ce faire une procédure de calcul a été établie afin de quantifier de façon univoque un quelconque relâchement à l'atmosphère. Cette procédure définit ou quantifie les points ci-après :

- le type de brèche
- la section de la brèche
- le coefficient de débit
- la phase (liquide, vapeur, diphasique) avant la brèche
- l'inventaire disponible avant la brèche
- le débit à la brèche
- le débit après la brèche.

Cette procédure diffère avec la définition du système étudié, qui peut être :

- un réservoir sous pression atmosphérique
- un stockage liquéfié sous pression : sphère, cylindre...
- une enceinte sous pression : réacteur, tour, ballon, échangeur...
- une pompe centrifuge ou volumétrique
- un compresseur centrifuge ou volumétrique
- une soupape
- un serpentin
- un bras de chargement
- un piquage
- une tuyauterie
- un tube de four
- un joint.

2 PRINCIPE

Pour un système étudié, la démarche proposée s'effectue en 4 étapes :

① Calcul du débit à la brèche maximum pouvant être relâché par le système sous conditions atmosphériques :

Compte tenu du type de brèche, de la section de la brèche, de la phase fluide et de la pression absolue régnant avant la brèche, on calcule le débit de fuite maximal qui pourrait être soutiré du système si ce dernier était alimenté par une capacité infinie.

Le débit ainsi obtenu est appelé **DBRE** (débit à la brèche); **DBREL** pour la phase liquide, **DBREG** pour la phase vapeur ou gazeuse. Ces débits regroupent à la fois les fractions inflammables, toxiques et inertes.

② Calcul du temps de vidange du système impliqué

On évalue ensuite la durée nécessaire pour vidanger l'inventaire du système en communication avec la brèche. Pour ce faire on prend en compte,

- 1) le contenu de capacités non isolables en amont de la brèche ;
- 2) le cas échéant (rupture guillotine) le contenu de capacités non isolables en aval de la brèche ;
- 3) les éléments régulateurs ou limiteurs de débit situés sur le chemin de la brèche à l'atmosphère:
 - machines volumétriques : compresseurs, pompes,
 - clapets de non retour en aval de la brèche,
 - vannes à fermeture rapide ou clapets d'excès de débit agissant après un temps d'action ou de réponse t_a
- 4) les éléments amplificateurs du débit : pompes et compresseurs centrifuges.

③ Calcul du débit après la brèche :

Cette étape est relative à la phase liquide **DBREL** du débit à la brèche, pour laquelle on quantifie les phénomènes de vaporisation instantanée, de formation d'aérosol et d'évaporation pendant Y secondes.

④ Etablissement des données d'entrée :

Les paramètres exprimant les phases gazeuses ou vapeur et liquides relâchées à l'atmosphère sont obtenus en faisant le bilan par phase des débit à la brèche et après la brèche.

La figure 1.1. renseigne le schéma directeur de la procédure proposée.

La figure 1.2. illustre le bilan des phases fluides traitées par la procédure. On y remarque 4 domaines :

1) Phase fluide sous conditions normales :

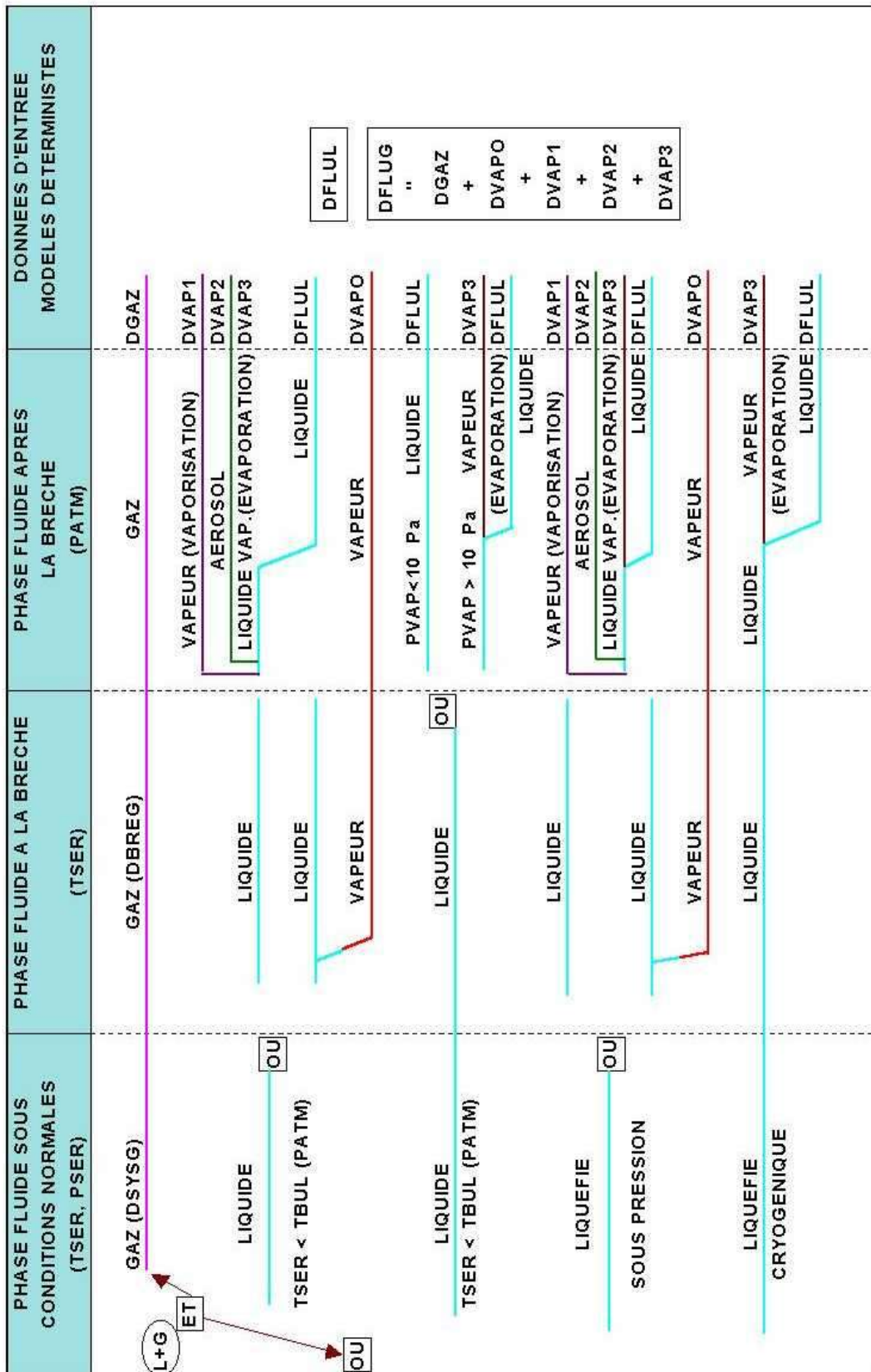
Par conditions normales on entend le fonctionnement du système étudié avant la perte de confinement.

Cette phase est fonction de l'équipement ou système étudié et du fluide contenu par ce dernier. Les paramètres physiques clés sont la température de service TSER (K), et la pression absolu de service PSER (Pa).

Les cas suivants peuvent être traités :

- phase gazeuse
- phase liquide avec $TSER \geq TBUL$ (PATM)
- phase liquide avec $TSER < TBUL$ (PATM)
- phase liquide ($TSER \geq TBUL$ (PATM)) + phase gazeuse
- phase liquide ($TSER < TBUL$ (PATM)) + phase gazeuse
- fluide liquéfié sous pression
- fluide liquéfié cryogénique

Figure 1.2.



2) Phase fluide à la brèche :

Il s'agit de la phase fluide régnant immédiatement en amont de la section de la brèche. Des phénomènes d'écoulement diphasique (liquide + vapeur) peuvent prendre naissance sous certaines conditions.

3) Phase fluide après la brèche :

Il s'agit des changements d'état sous pression atmosphérique, considérés sur une période de Y secondes, concernant les phases liquides à la brèche. Les facteurs à prendre en compte sont la température de service TSER ou la température TFUI du fluide au travers de la brèche, la température d'ébullition sous pression atmosphérique TBUL (PATM), et la tension de vapeur partielle à la surface du liquide PVAP.

Les phases vapeur ou gazeuse avant ou à la brèche, le demeurent après la brèche.

4) Bilan des phases fluides pour entrée méthodologie : (cf. figure 1.1)

Considérons le cas de la phase gazeuse ou vapeur de débit **DVAP** défini pour donnée d'entrée.

Ce débit peut être la somme d'un ou de plusieurs des termes suivants :

$$DVAP = DGAZ + \sum_{i=0}^3 DVAP_i \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.1.})$$

DGAZ : débit gazeux correspondant à une phase existant dans le système avant la défaillance de ce dernier.

DVAPO : débit en phase vapeur correspondant à la naissance d'un écoulement diphasique en amont de la brèche, causé par cette dernière.

DVAP1 : débit en phase vapeur provoqué par un phénomène de vaporisation instantanée après la brèche.

DVAP2 : débit type aérosol provoqué lors de la détente à l'atmosphère.

DVAP3 : débit en phase vapeur correspondant à la quantité de liquide évaporée en fonction du temps pendant Y secondes.

Le débit DVAP comprend les fractions inflammables, toxiques et inertes.

1.1. DEFINITION DE LA BRECHE OU SOURCE

Nous considérons 9 types de brèche ou source de relâchement :

- ① Brèche guillotine
- ② Brèche double guillotine
- ③ Brèche longitudinale 50% de la section droite
- ④ Brèche longitudinale x % de la section droite
- ⑤ Brèche annulaire
- ⑥ Brèche sectorielle
- ⑦ Brèche type trou
- ⑧ Source type débordement par surremplissage
- ⑨ Source type perte de confinement instantanée.

Reprenons-les, cas par cas :

① BRECHE GUILLOTINE

Il s'agit d'une brèche de surface égale à la section droite de la ligne, du piquage ou du bras de chargement, et de contour circulaire. Elle est dite "guillotine" ou "guillotine simple" lorsqu'on ne considère que la vidange des systèmes amont.

Donnée : DIA, le diamètre de la ligne par exemple.

Equipements concernés :

- tube de four
- piquage de pompe ou de compresseur
- lignes et canalisations inférieures à 2" en unité
- piquages sur capacités ou sur lignes et canalisations inférieures à 2" en unité ou en pomperie
- bras de chargement
- soupapes

$$\boxed{A_b = 0,25 \times \pi \times \overline{DIA}^2} \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.S.2})$$
$$= 0,785 \overline{DIA}^2$$

Le coefficient de débit vaut : $\boxed{C_D = 0,9}$

② BRECHE DOUBLE GUILLOTINE

La brèche est égale à la section droite de la ligne mais on considère la section amont et la section aval :

Il faudra prendre en compte 2 sources de relâchement :

- vidange systèmes amont
- vidange systèmes aval

Equipements concernés :

- tube de four
- lignes et canalisation.

On se ramène à 2 calculs superposés de brèche guillotine simple.

③ BRECHE LONGITUDINALE 50% DE LA SECTION DROITE

Donnée : DIA, le diamètre de la ligne par exemple .

Equipements concernés :

- tube de four
- lignes et canalisations
- bras de chargement
- piquage de pied de bac

$$A_b = 0,5 \times 0,25 \times \pi \times \overline{DIA}^2 \quad (m^2) \quad (eq.S.3)$$
$$= 0,393 \overline{DIA}^2$$

Le coefficient de débit vaut : $C_D = 0,61$

4 **BRECHE LONGITUDINALE X %**

Cas identique à 3
avec

$$A_b = X \times 0,25 \times \pi \times \overline{DIA}^2 \quad (m^2) \quad (eq.S.4)$$

5 **BRECHE ANNULAIRE**

Il s'agit du type de brèche correspondant à la fuite d'une garniture mécanique de pompe. La section annulaire est définie par l'arbre de la pompe et le diamètre intérieur de la bague de laminage montée au sortir de la boîte à garniture. On ne considère que la défaillance des garnitures mécaniques "simples".

$$A_b = 0,25 \pi \left\{ \overline{DIA + ep}^2 - \overline{DIA}^2 \right\} \quad (m^2) \quad (eq.S.5)$$

avec DIA, le diamètre de l'arbre de pompe au droit de la garniture mécanique.
ep, le jeu diamétral de la bague de laminage

$$ep = 0,003 \text{ m} \quad \text{en valeur assumée}$$

Le coefficient de débit vaut : $C_D = 0,61$

6 **BRECHE SECTORIELLE**

Cette brèche est représentative des fuites de joints. Elle illustre le relâchement d'un joint sur un secteur compris entre des boulons de serrage.

$$A_b = \pi \text{ DIA } \times (\alpha / 360) \times ep \quad (m^2) \quad (eq.S.6)$$

avec en données d'entrée :

- 1) DIA , le diamètre extérieur du joint en (m)
- 2) α , l'angle compris entre boulons en °
- 3) ep , le jeu ou écartement du joint induisant la fuite en (m)

par défaut $ep = 0,0025 \text{ m}$

Le coefficient de débit vaut :

$$C_D = 0,61$$

7 BRECHE TYPE TROU

Cette brèche peut être la conséquence

- de l'impact d'un missile
- de l'impact d'une arme
- d'une corrosion sous tension

Equipements concernés

- réservoirs atmosphériques
- réservoirs sous pression
- capacité sous pression
- lignes

$$A_b = 0,25 \times \pi \times d^2 \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.S.7})$$
$$= 0,785 d^2$$

avec en donnée d'entrée
d, le diamètre du trou en (m)

Le coefficient de débit vaut :

$$C_D = 0,9$$

8 RELACHEMENT PAR DEBORDEMENT

Ce cas s'applique aux réservoirs de stockage sous pression atmosphérique (non réfrigérés et réfrigérés), et aux réservoirs de stockage pressurisés.

Le débit à la brèche retenu est pris égal au débit de la pompe refoulant dans le réservoir.

9 PERTE DE CONFINEMENT INSTANTANEE

Dans ce cas il y a éclatement de la capacité ou réservoir sous pression et relâchement instantané du contenu de l'équipement et de toutes les capacités non isolables en communication avec ce dernier.

1.2. CALCUL DU DEBIT A LA BRECHE DANS LE CAS D'UNE SOURCE CONTINUE

Par débit à la brèche nous entendons la masse de fluide accidentel traversant la section ou orifice de la brèche par unité de temps. Ce débit dit "**à la brèche**" ne doit pas être confondu avec ce que nous appelons le débit "**après la brèche**" qui fait le bilan de ce qui flashe, s'évapore, forme un aérosol ou développe une nappe liquide sous conditions ambiantes, une fois relâché à l'atmosphère.

Nous considérons la quantification de cinq types de débit à la brèche :

- 1) débit à la brèche en phase liquide seule ;
- 2) débit à la brèche en phase gazeuse ou vapeur seule ;
- 3) débit à la brèche diphasique, consécutif à la brèche, le débit de service avant la brèche étant en phase liquide seule ;
- 4) débit à la brèche diphasique dans le cas d'un système véhiculant sous conditions opératoires un mélange liquide + gaz ou vapeur, la phase liquide n'étant pas surchauffée ;
- 5) débit à la brèche diphasique dans le cas d'un système véhiculant sous conditions opératoires un mélange liquide + gaz ou vapeur, la phase liquide étant surchauffée.

1.2.1. DEBIT A LA BRECHE EN PHASE LIQUIDE SEULE

Ce type de débit à la brèche s'applique dans deux cas :

- 1) pour des liquides non surchauffés
condition : $T_{SER} < T_{BUL}$
avec,
T_{SER}, la température de service (K)
T_{BUL}, la température d'ébullition du liquide (K)

Un cas typique est la fuite sur une ligne d'un réservoir atmosphérique.

- 2) pour des liquides surchauffés sans zone de flash en amont de la brèche
condition : $T_{SER} \geq T_{BUL}$

Un cas typique est la rupture d'un piquage en phase liquide au ras d'une sphère de GPL.

Les équations de BERNOULLI et de TORRICELLI permettent une quantification simple du phénomène :

$$DBREL = C_D \times A_b \times DENSL(TSER) \sqrt{2 \left\{ \left[\frac{(P_{SER} - P_{ATM})}{DENSL(TSER)} \right] + g\Delta h - g\Phi \right\}} \quad (\text{kg/s}) \text{ (eq.S.8)}$$

avec

- C_D, le coefficient de débit
- A_b, la section de la brèche (m²)
- P_{SER}, la pression absolue de service (Pa)
- P_{ATM}, la pression atmosphérique (Pa)
P_{ATM} = 101 325 Pa
- Δh, la hauteur de colonne de liquide au-dessus de la brèche (m)
- g, est l'accélération de la pesanteur (m/s²)
g = 9,81 m/s²
- Φ, est la perte de charge (m) : la perte de charge ne sera calculée que pour les équipements du type lignes, autrement Φ = 0

DENSL(TSER) est la masse spécifique liquide à la température TSER (kg/m³)

$$\text{DENSL}(\text{TSER}) = \text{DENSL}(288) \left(\frac{\text{TKR} - T_2}{\text{TKR} - T_1} \right)^{1/3} \quad (\text{eq.S.9.})$$

avec $T_1 = \text{Min}(288, \text{TKR} - 10)$
 $T_2 = \text{Min}(\text{TSER}, \text{TKR} - 10)$

TKR est la température critique (K)

1.2.2. DEBIT A LA BRECHE EN PHASE VAPEUR OU GAZEUSE

Dans un écoulement gazeux l'équation d'HUGONIOT fournit une correspondance entre les variations de vitesse de l'écoulement et les variations de section droite.

$$\frac{dS}{S} = \frac{du}{u} (M^2 - 1) \quad (\text{eq.S.10.})$$

avec S , la section du conduit (m^2)
 u , la vitesse de l'écoulement (m/s)
 M , le nombre de Mach de l'écoulement gazeux

$$M = \frac{u}{a} \quad (\text{eq.S.11})$$

avec a , la célérité du son dans le gaz (m/s)

$$a = \sqrt{\gamma R T} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.S.12})$$

- **si $u = a$, $M = 1$
et $dS = 0$**

donc, la célérité du son a , ne peut être atteinte qu'en un point de l'écoulement où la section droite S (m^2) est maximale ou minimale.

En fait, il faut que la section soit minimale, le cas du maximum correspondant à $du = 0$.

- **si $u < a$, $M < 1$**

et
$$dS = - \frac{du}{u}$$

Dans le cas d'un écoulement subsonique ou sous critique, du et dS sont de signes contraires. Par suite, la section et la vitesse varient en sens inverse.

- **si $u > a$, $M > 1$**

et
$$dS = \frac{du}{u}$$

Dans le cas d'un écoulement supersonique, au contraire du et dS sont de même signe ; la section droite et la vitesse varient dans le même sens.

Une vitesse u supérieure à a entraîne donc un accroissement de section par rapport à la section droite appelée "col" où $u = a$.

Pour les tuyauteries à section droite constante le "col" coïncidant avec la section droite de la tuyauterie, l'écoulement demeurera sonique en cas de brèche de section inférieure ou égale à la section droite de la tuyauterie.

1 Débit à la brèche gazeux sous critique

L'équation de SAINT-VENANT exprime que la somme de l'énergie cinétique et de l'enthalpie reste constante pour un fluide gazeux non visqueux en écoulement permanent.
 Cette équation associée à celle de LAPLACE permet d'établir la condition de transition entre le régime sous critique et le régime sonique qui se produit pour la pression critique au sol :

$$P_c = PATM \left(\frac{\gamma + 1}{2} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.S.13})$$

L'écoulement est sous critique pour $P_{SER} < P_c$, et la condition s'exprime :

$$\boxed{\frac{P_{SER}}{PATM} < \left(\frac{\gamma + 1}{2} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}}} \quad (\text{eq.S.14})$$

Appliquons l'équation de **BERNOUILLI** :

$$u \, du + g \, dh + \frac{1}{\rho} \, dp = 0 \quad (\text{eq.S.15})$$

$$\int_{u_1}^{u_2} u \, du + \int_{h_1}^{h_2} g \, dh + \int_{P_1}^{P_2} \frac{1}{\rho} \, dp = 0 \quad (\text{eq.S.16})$$

L'intégration de l'équation de **BERNOUILLI** s'écrit :

$$\left(\frac{\gamma}{\gamma - 1} \right) \frac{P_1}{\rho_1} + \frac{u_1^2}{2} = \left(\frac{\gamma}{\gamma - 1} \right) \frac{P_1}{\rho_1} \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} + \frac{u_2^2}{2} \quad (\text{eq.S.17})$$

car on a supposé le fluide non pesant :

$$\int_{h_1}^{h_2} g \, dh = 0 \quad (\text{eq.S.18})$$

D'autre part, en considérant $u_1 = 0$, la vitesse u_2 s'exprime :

$$u_2 = \sqrt{\frac{2\gamma P_1}{\gamma - 1 \rho_1} \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} \right]} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.S.19})$$

le débit à la brèche vaut :

$$\dot{m} = C_D A_b \rho u_2 \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.20})$$

avec $P_2 = PATM$
 $P_1 = P_{SER}$

on obtient finalement

$$\boxed{\dot{m} = C_D A_b \rho_1 \left(\frac{PATM}{P_{SER}} \right)^{\frac{1}{\gamma}} \sqrt{\frac{2\gamma P_{SER}}{(\gamma - 1) \rho_1} \left[1 - \left(\frac{PATM}{P_{SER}} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} \right]}} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.21})$$

avec $\rho_1 = \text{DENSG(TSER)}$ (kg/m³)

2 Débit à la brèche gazeux critique ou sonique

Le débit à la brèche en phase gazeuse sera critique ou sonique si :

$$P_{SER} \geq P_c \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.S.22})$$

La condition s'exprime :

$$\boxed{\frac{P_{SER}}{P_{ATM}} \geq \left(\frac{\gamma+1}{2}\right)^{\frac{\gamma}{\gamma-1}}} \quad (\text{eq.S.23})$$

La vitesse d'éjection au travers de l'orifice de la brèche est égale à la célérité du son dans le fluide :

$$u_2 = a \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.S.24})$$

Le débit à la brèche s'écrit donc :

$$\dot{m} = C_D A_b \rho_c a \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.25})$$

$$\rho_c = \rho_1 \left(\frac{2}{\gamma+1}\right)^{\frac{1}{\gamma-1}} \quad (\text{kg/m}^3) \quad (\text{eq.S.26})$$

$$a = \sqrt{\gamma RT_c} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.S.27})$$

$$\frac{P_c}{\rho_c} = RT_c \quad (\text{eq.S.28})$$

$$\frac{P_c}{\rho_c} = \frac{P_{SER}}{\text{DENSG(TSER)}} \times \frac{T_c}{T_{SER}} = \left(\frac{2}{\gamma+1}\right) \frac{P_{SER}}{\text{DENSG(TSER)}} \quad (\text{eq.S.29})$$

et la célérité du son peut s'écrire :

$$a = \sqrt{\left(\frac{2\gamma}{\gamma+1}\right) \frac{P_{SER}}{\text{DENSG(TSER)}}} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.S.30})$$

$$\dot{m} = C_D \times A_b \times \text{DENSG(TSER)} \left(\frac{2}{\gamma+1}\right)^{\frac{2}{\gamma-1}} \sqrt{\left(\frac{2\gamma}{\gamma+1}\right) \frac{P_{SER}}{\text{DENSG(TSER)}}}$$

ou

$$\boxed{\dot{m} = C_D A_b \sqrt{\gamma \text{DENSG(TSER)} \times P_{SER} \left[\frac{2}{\gamma+1}\right]^{\frac{\gamma+1}{\gamma-1}}} \quad (\text{kg/s})} \quad (\text{eq.S.31})$$

Avec :

$$\text{DENSG(TSER)} = \text{DENSG(288)} \times (288/\text{TSER}) \times (P_{SER}/P_{ATM})$$

1.2.3. DEBIT A LA BRECHE DIPHASIQUE CONSECUTIF A LA BRECHE

Après percement d'une tuyauterie parcourue par un liquide surchauffé lorsqu'un fluide liquide surchauffé sous pression s'écoule dans une tuyauterie suffisamment courte (<10 cm), on suppose pour des raisons de métastabilité que l'écoulement demeure purement liquide. On est donc ramené au cas d'un débit à la brèche en phase liquide seule.

Par contre, dans des tuyauteries plus longues (> 10 cm), il y a vaporisation partielle et on assiste à un écoulement diphasique (de débit inférieur à un débit purement liquide car il y a des pertes de charges supplémentaires dues à la présence du gaz).

Nous définissons donc 3 critères permettant d'établir si un régime d'écoulement diphasique prend naissance avant la brèche, consécutivement à la dite brèche.

critère 1 : le fluide est surchauffé

$$\boxed{TSER \geq TBUL} \quad (\text{eq.S.32})$$

critère 2 :

$$\boxed{L \geq 12 \text{ DIA}} \quad (\text{eq.S.33})$$

avec L , la longueur de tuyauterie avant la brèche (m)

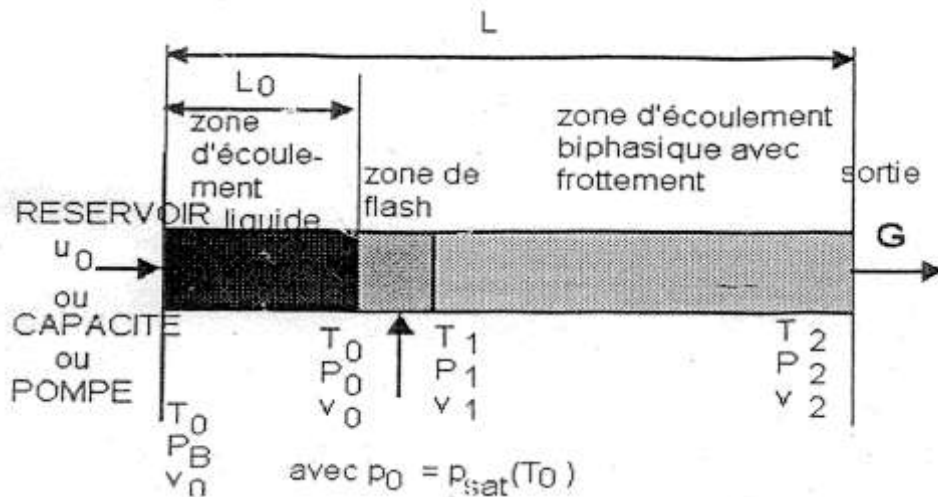
DIA , le diamètre de la tuyauterie (m)

critère 3 : La section de la brèche doit être suffisante pour engendrer une dépressurisation de la ligne. Ce critère se traduit par la condition :

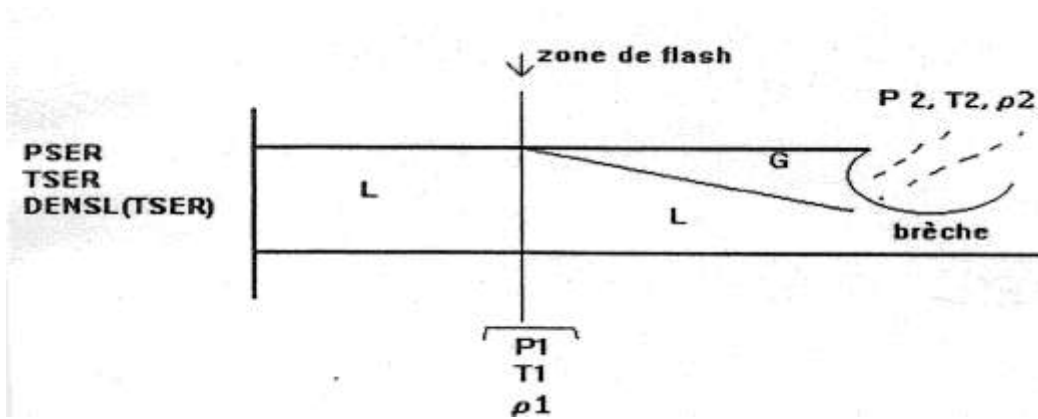
$$\boxed{\frac{Ab}{DIA^2} \geq 0,35} \quad (\text{eq.S.34})$$

Les hypothèses suivantes sont faites.

- 1) La tuyauterie est suffisamment longue pour qu'un écoulement diphasique puisse s'établir.
- 2) La transition entre l'écoulement liquide et l'écoulement diphasique prend place dans une courte portion de tuyauterie (*flashing region*), où la friction est négligeable et l'évaporation adiabatique peut être considérée comme isentropique. Pendant l'évaporation, la température, qui vaut T₀ à l'origine baisse jusqu'à T₁. Dans cette région, la relation entre le saut de température et la vitesse du mélange nouvellement formé peut être calculée en appliquant un bilan énergétique avec un terme de frottement nul. En cas de surpression par rapport à la pression de vapeur saturante au droit de la tuyauterie (hauteur hydrostatique et/ou surpression d'inerte), la transition entre un écoulement purement liquide et un écoulement diphasique peut ne se faire qu'après plusieurs dizaines de centimètres, voire plusieurs mètres de tuyauterie.
- 3) Après l'évaporation initiale, le mélange traverse une région avec frottement jusqu'à la sortie. Le flux est adiabatique mais pas isentropique car le fluide absorbe l'énergie dégagée par les frottements. Dans cette région l'évaporation continue, la température et la pression de saturation correspondante décroissent graduellement jusqu'à T₂ et p₂, les conditions à l'orifice de sortie. Le flux obéit à l'équation de BERNOUILLI qui tient compte des pertes de charge.
- 4) Le débit massique G (kg/m²/s) ne dépend pas de la coordonnée courante et se conserve sur toute la longueur de la tuyauterie. Ce débit est le débit maximum que l'on peut atteindre en fonction des conditions à la sortie (débit critique).



Au-delà de l'orifice, on suppose à nouveau que se produit une détente adiabatique (flash). Le fluide est à la pression atmosphérique et à sa température d'ébullition sous cette pression. La fraction vaporisée peut être calculée. On a alors à faire à un jet diphasique (rainout et/ou écoulement en brouillard).



1 Zone avant flash

Le flux massique avant la zone de flash s'exprime:

$$\dot{m}_1 = 0,25 \times \pi \times \overline{DIA}^2 \times DENSL(TSER) \sqrt{2 \left\{ \left[\frac{PSER - P_1}{DENSL(TSER)} \right] + g(\Delta h - \Phi) \right\}} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.35})$$

avec P_1 la tension de vapeur saturante (Pa) à $T = TSER$

A $T = TSER$ constant on calcule la valeur de la tension de vapeur saturante

$$TV(TSER) = 133,3 \exp \left\{ ANTA - \left(\frac{ANTB}{TSER + ANTC} \right) \right\} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.S.36})$$

pour un corps pur

$$TV(TSER) = \exp(\alpha \ln TSER + \beta) \quad (\text{Pa})$$

$$\alpha = \frac{\ln PKR - 11,526}{\ln TKR - \ln TBUL}$$

$$\beta = 11,526 - \alpha \ln TBUL$$

(eq.S.37)

pour une coupe pétrolière

avec
 PKR la pression critique (Pa)
 TKR la température critique (K)
 TBUL la température d'ébullition (K)

Pour diminuer la pression PSER jusqu'au niveau de la tension de vapeur saturante P1 on quantifie la perte de charge nécessaire pour ce faire:

$$PSER - TV(T_1) = f \frac{L_{eq}}{DIA} \text{DENSL}(T_1) \times g \times \frac{u_1^2}{2g} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.S.38})$$

Leq est la longueur de tuyauterie équivalente regroupant:

- la longueur de ligne jusqu'à la zone de flash : L1
- les pertes de charge singulières de longueur équivalente lk (cf.section 1.6)

$$L_{eq} = L + \sum_k l_k \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.S.39})$$

On peut dès lors identifier la zone de flash par la longueur:

$$L_1 = \frac{(PSER - TV(TSER))}{\text{DENSL}(TSER)} \frac{DIA}{f} \frac{2}{u_1^2} - \sum_k l_k \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.S.40})$$

Si $Re \leq 2500$ → écoulement laminaire

$$f = 64 / Re \quad (\text{eq.S.41})$$

pris par défaut égal à $f = 0,0256$

Si $Re > 2500$ → écoulement turbulent

Pour calculer on utilise la relation de **COLEBROOK**

$$\frac{1}{\sqrt{f_1}} = -2 \log_{10} \left\{ \frac{e_s / DIA}{3,71} + \frac{2,51}{Re \sqrt{f_1}} \right\} \quad (\text{eq.S.42})$$

avec e_s la rugosité uniforme équivalente de la tuyauterie en mm.

La perte de charge se calcule par :

$$\Phi_o = f_1 \frac{L_{eq} u_1^2}{DIA \ 2g} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.S.43})$$

La vitesse u_1 est calculée en prenant l'hypothèse d'une fuite monophasique liquide: l'Equation de **BERNOULLI** permet d'écrire:

$$DLIQ = C_D \times A_b \times \text{DENSL}(TSER) \sqrt{2 \left\{ \frac{(PSER - PATM)}{\text{DENSL}(TSER)} + (9,81 \Delta h) - g \Phi_o \right\}} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.44})$$

avec

CD coefficient de débit

CD = 0,9 pour une rupture guillotine

CD = 0,61 autrement

Ab la surface de la brèche (m²)

DENSL(TSER) la masse spécifique du liquide à la température de service **TSER** (kg/m³)

P0 la pression de service (Pa)

Δh la variation de cote (m)

ϖ est le poids spécifique en (kg/m² s²)

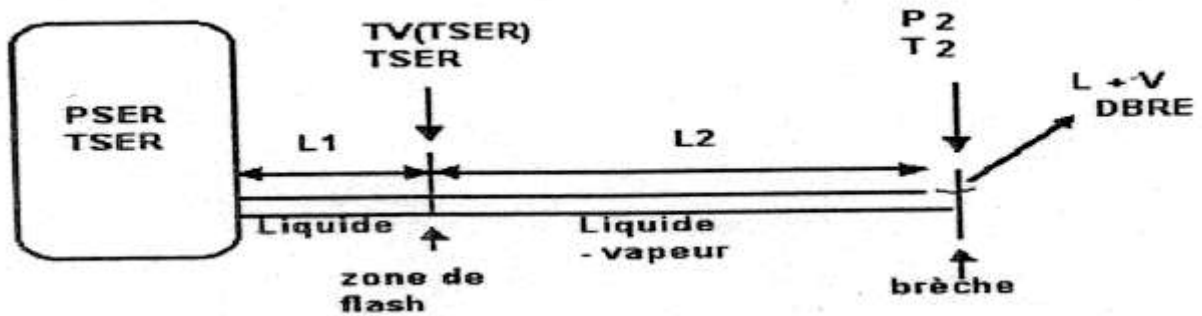
Φ_o est la perte de charge en (m).

- la vitesse du liquide

$$u_1 = DLIQ / (DENS(L(T_1)) \times 0,25 \pi DIA^2) \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.S.45})$$
avec DIA, le diamètre de la ligne (m)
- le nombre de Reynolds de l'écoulement

$$Re = \frac{u_1 \times DIA}{\nu} \quad (\text{eq.S.46})$$

2 Zone après flash



① Calcul des conditions à la brèche

On prend pour hypothèse simplificatrice mais peu différente de la réalité,

$$\begin{aligned} P_2 &= 0,55 P_{SER} \\ &= TV(T_2) \end{aligned} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.S.47})$$

On calcule dès lors la valeur de T_2 , la température de fuite,

$$T_2 = TFUI = \left[\frac{-ANTB}{\ln(7,5 \cdot 10^{-3} P_2) - ANTA} \right] - ANTC \quad (\text{K}) \quad (\text{eq.S.48})$$

dans le cas d'un corps pur.

$$T_2 = TFUI = \exp \left\{ \frac{\ln P_2 - \beta}{\alpha} \right\} \quad (\text{K}) \quad (\text{eq.S.49})$$

dans le cas d'une coupe pétrolière.

$$\text{avec} \quad \alpha = \frac{\ln PKR - 11,1}{\ln TKR - \ln TBUL} \quad (\text{eq.S.50})$$

$$\beta = 11,1 - \alpha \ln TBUL \quad (\text{eq.S.51})$$

② Calcul de la fraction vapeur à la brèche

L'énergie nécessaire à vaporiser une fraction X du liquide de masse m, est fournie par la masse liquide m :

$$dm \text{ CVAP} = m \text{ CSPE } \Delta T \quad (\text{eq.S.52})$$

avec,

dm, la masse de liquide vaporisant en (kg)

CVAP, la chaleur de vaporisation du liquide en (J/kg)

m, la masse liquide en (kg)

CSPE, la chaleur spécifique du liquide en (J/kg K)

Intégrons l'équation :

$$\int_0^1 \frac{dm}{m} = \int_0^1 \frac{\text{CSPE}}{\text{CVAP}} \Delta T$$

$$\ln \left(\frac{m_1}{m_0} \right) = \frac{\text{CSPE}}{\text{CVAP}} (T_1 - T_0)$$

$$\frac{m_1}{m_0} = \exp \left\{ \left(\frac{\text{CSPE}}{\text{CVAP}} \right) (T_1 - T_0) \right\} \quad (\text{eq.S.53})$$

avec $m_0 = \text{MLIQ}$, la masse liquide

$T_0 = \text{TFUI}$, la température d'équilibre

avec la pression P2, en (K)

$m_1 = (1 - X \text{MLIQ})$, la masse liquide vaporisée en (kg)

$T_1 = \text{TBUL}$, la température d'ébullition du liquide en (K).

On peut dès lors écrire :

$$(1 - X) \text{MLIQ} = \text{MLIQ} \exp \left\{ \left(\frac{\text{CSPE}}{\text{CVAP}} \right) (\text{TBUL} - \text{TFUI}) \right\} \quad (\text{eq.S.54})$$

et

$$X = 1 - \exp \left\{ \left(\frac{\text{CSPE}}{\text{CVAP}} \right) (\text{TBUL} - \text{TFUI}) \right\} \quad (\text{eq.S.55})$$

avec CSPE , la chaleur spécifique à $T = \sqrt{\text{TSER} \times \text{TFUI}}$ (eq.S.56)

CVAP, la chaleur de vaporisation à TBUL

③ Calcul de la masse spécifique moyenne

Le mélange vapeur-liquide est assimilé à un fluide de masse spécifique moyenne ρ_{mix} définie par l'équation suivante :

$$\rho_{\text{mix}} = [(X \times \rho_g) + (1 - X) \times \rho_\ell] (\text{kg/m}^3) \quad (\text{eq.S.57})$$

avec,

ρ_g , la masse spécifique du gaz à la température TFUI, en (kg/m³)

ρ_ℓ , la masse spécifique du liquide à la température TFUI, en (kg/m³)

→ La masse spécifique du gaz $\rho_g(T)$ à la température T, se calcule par

$$\rho_g(\text{TFUI}) = \rho_g(300) \times 300/\text{TFUI} \quad (\text{kg/m}^3) \quad (\text{eq.S.58})$$

→ La masse spécifique du liquide ρ_ℓ (TFUI) à la température TFUI, se calcule par

$$\rho_\ell(\text{TFUI}) = \rho_\ell(288) \left(\frac{\text{TKR} - T_2}{\text{TKR} - T_1} \right)^{1/3} \quad (\text{kg/m}^3) \quad (\text{eq.S.59})$$

avec $T_1 = \min(288, \text{TKR} - 10) \quad (\text{K})$

$T_2 = \min(\text{TFUI}, \text{TKR} - 10) \quad (\text{K})$

De même on calcule :

→ la chaleur spécifique du liquide CSPE (T)

avec $T = \sqrt{\text{TSER} \times \text{TFUI}} \quad (\text{K}) \quad (\text{eq.S.60})$

$$\text{CSPE}(T) = \text{CSPE}(288) \left\{ \frac{0,1745 - 0,0838 \frac{T_1}{\text{TKR}}}{0,1745 - 0,0838 \frac{T_2}{\text{TKR}}} \right\}^{2,8} \quad (\text{J/kg K}) \quad (\text{eq.S.61})$$

avec $T_1 = \text{Min}(288 ; 0,65 \times \text{TKR})$

$T_2 = \text{Min}(T ; 0,65 \times \text{TKR})$

④ Application de l'équation de BERNOUILLI

Nous écrivons l'équation de BERNOUILLI sous la forme :

$$\rho \frac{V_1^2}{2} + \rho g h_1 + P_1 = \rho \frac{V_2^2}{2} + \rho g h_2 + P_2 + \varpi \Phi$$

avec

V_1 que nous prenons égal à la vitesse d'écoulement en service normal soit,

$$V_1 = \text{QS} / \left(\text{DENSL}(\text{TSER}) \times 0,25 \times \pi \times \overline{\text{DIA}}^2 \right) \quad (\text{m/s})$$

(eq.S.62)

$$\varpi = \rho_{\text{mix}}(T) \times g \quad \text{kg/m}^2\text{s}^2 \quad (\text{eq.S.63})$$

avec $T = \sqrt{\text{TSER} \times \text{TFUI}} \quad (\text{K})$

$$\Phi = K \times V_2^2 \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.S.64})$$

Re = eq S 239

Si Re ≤ 2500 alors $K = 1,244 \times 10^{-3} (\text{Leq}/\text{DIA})$ en régime laminaire (eq S 64 bis)

Si Re > 2500 alors $K = 0,051 \times f_1 \times \text{Leq}/\text{DIA}$ en régime turbulent (eq S 64 bis)

f_1 se calcule par la relation de COLEBROOK (cf.eq.S.42).

On peut dès lors écrire :

$$\text{DENSL(TSER)} \left(\frac{V_1^2}{2} + gh_1 \right) + \text{PSER} = V_2^2 \left[0,5 \rho_{\text{mix}}(\text{TFUI}) + K \right] + \rho_{\text{mix}}(\text{TFUI}) gh_2 + 0,55 \text{PSER} \quad (\text{eq.S.65})$$

$$V_2 = \left\{ \frac{1}{0,5 \rho_{\text{mix}}(\text{TFUI}) + K} \left[0,45 \text{PSER} + g \text{DENSL(TSER)} h_1 - \rho_{\text{mix}}(\text{TFUI}) h_2 \right] \right\}^{0,5} \quad (\text{eq.S.66})$$

et le débit à la brèche s'exprime :

$$\text{DBRE} = C_F A_b \rho_{\text{mix}}(\text{TFUI}) V_2 \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.67})$$

avec le débit vapeur

$$\text{DBREG} = X \text{DBRE} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.68})$$

et le débit liquide

$$\text{DBREL} = (1 - X) \text{DBRE} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.69})$$

1.2.4. DEBIT A LA BRECHE DIPHASIQUE DANS UN SYSTEME VEHICULANT UN MELANGE LIQUIDE + VAPEUR

Il s'agit d'un système qui est diphasique sous conditions opératoires normales. Deux cas doivent être envisagés :

① Cas d'une phase liquide non surchauffée

Conditions

$$\rightarrow \text{TSER} < \text{TBUL}$$

On connaît le paramètre de fonctionnement " fraction vapeur XG " dans le mélange

$$X_{\text{GM}} = \frac{\text{DVAP}}{\text{DVAP} + \text{DLIQ}} \quad (\text{eq S.70})$$

la fraction massique en vapeur ou gaz.

$$Q_s = \text{DVAP} + \text{DLIQ} \quad (\text{kg/s})$$

$$X_{\text{GV}} = X_{\text{GM}} \frac{\rho_{\text{mix}}(\text{TSER})}{\text{DENSG}(\text{TSER})} \quad (\text{eq.S.71})$$

la fraction volumique en vapeur ou gaz.

Calcul de la masse spécifique moyenne :

$$\frac{1}{\rho_{\text{mix}}(\text{TSER})} = \frac{X_{\text{GM}}}{\text{DENSG}(\text{TSER})} + \frac{1 - X_{\text{GM}}}{\text{DENSL}(\text{TSER})} \quad \left(\frac{\text{m}^3}{\text{kg}} \right)$$

$$\rho_{\text{mix}}(\text{TSER}) = \left[\frac{X_{\text{GM}}}{\text{DENSG}(\text{TSER})} + \frac{(1 - X_{\text{GM}})}{\text{DENSL}(\text{TSER})} \right]^{-1} \quad (\text{kg/m}^3) \quad (\text{eq.S.72})$$

Appliquant l'équation de **BERNOULLI** on obtient :

$$\rho_{\text{mix}}(\text{TSER}) \frac{u_1^2}{2} + \rho_{\text{mix}}(\text{TSER}) g h_1 + \text{PSER} = \rho_{\text{mix}}(\text{TSER}) \frac{u_2^2}{2} + \rho_{\text{mix}}(\text{TSER}) g h_2 + \text{PATM} + \varpi \Phi$$

avec,

$$u_1 = \frac{Q_s}{\left(0,9 \times 0,25 \times \pi \times \overline{\text{DIA}}^2\right) \times \rho_{\text{mix}}(\text{TSER})}$$

$$= 1,415 Q_s / \left(\overline{\text{DIA}}^2 \times \rho_{\text{mix}}(\text{TSER})\right) \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.S.73})$$

Q_s étant le débit de service en (kg/s)

ϖ , le poids spécifique en (kg/m²s²)

$$\varpi = \rho_{\text{mix}}(\text{TSER}) \times g$$

Φ , la perte de charge en (m) calculée par les relations (S.42) et (S.64).

on obtient dès lors,

$$u_2 = \left\{ 2 \left[\frac{(\text{PSER} - \text{PATM})}{\rho_{\text{mix}}(\text{TSER})} + g(h_1 - h_2) + \frac{u_1^2}{2} - \frac{\varpi \Phi}{\rho_{\text{mix}}(\text{TSER})} \right] \right\}^{0,5} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.S.74})$$

DBRE = C_F A_b u₂ ρ_{mix}(TSER) (kg/s) (eq.S.75)
--

DBREL = (1 - X_{GM}) DBRE (kg / s) (eq. S.76)
--

DBREG = X_{GM} DBRE (kg / s) (eq. S.77)
--

② Cas d'une phase liquide surchauffée

Conditions

Si 1) $\text{TSER} \geq \text{TBUL}$

2) $L \geq 12 \text{ DIA}$

avec L, la longueur de tuyauterie avant la brèche (m)
DIA, le diamètre de la tuyauterie (m)

3) $\frac{A_b}{\overline{\text{DIA}}^2} \geq 0,35$

→ on aura une vaporisation partielle de la phase liquide avant la brèche.

Si une des 3 conditions n'est pas remplie on se ramène au cas d'un fluide dont phase liquide n'est pas surchauffée.

On connaît :

- Q_s , le débit de service (kg/s)

- X_{GM} , la fraction massique en vapeur dans l'écoulement de service

$$X_{GM} = \frac{D_{VAP}}{Q_s}$$

On calcule la masse spécifique moyenne avant la création de la brèche :

$$\rho_{\text{mix}}(\text{TSER}) = \left[\frac{X_{\text{GM}}}{\text{DENS}_{\text{G}}(\text{TSER})} + \frac{(1 - X_{\text{GM}})}{\text{DENS}_{\text{L}}(\text{TSER})} \right]^{-1} \quad (\text{kg/m}^3) \quad (\text{eq.S.78})$$

Après création de la brèche, on prend pour hypothèse :

$$P_2 = 0,55 \text{ PSER} \quad (\text{Pa}) \\ = TV (\text{TFUI})$$

P_2 étant la pression au niveau de la brèche (Pa)

TFUI étant la température du fluide au travers de la brèche (K).

$$\text{TFUI} = \left[\frac{-\text{ANTB}}{\ln(4,125 \cdot 10^{-3} \text{ PSER}) - \text{ANTA}} \right] - \text{ANTC} \quad (\text{K}) \quad (\text{eq.S.79})$$

dans le cas d'un corps pur.

$$\text{TFUI} = \exp \left\{ \frac{\ln(0,55 \text{ PSER}) - \beta}{\alpha} \right\} \quad (\text{K}) \quad (\text{eq.S.80})$$

dans le cas d'une coupe pétrolière.

$$\text{avec} \quad \alpha = \frac{\ln \text{PKR} - 11,526}{\ln \text{TKR} - \ln \text{TBUL}} \quad (\text{eq.S.81})$$

$$\beta = 11,526 - \alpha \ln \text{TBUL} \quad (\text{eq.S.82})$$

$$\text{Soit} \quad T = \sqrt{\text{TSER} \times \text{TFUI}} \quad (\text{K}) \quad (\text{eq.S.83})$$

La fraction de la phase liquide du mélange diphasique qui va flasher avant la brèche se calcule par,

$$XX = 1 - \exp \left\{ \left(\frac{\text{CSPE}(T)}{\text{CVAP}(\text{TBUL})} \right) (\text{TBUL} - \text{TFUI}) \right\} \quad (\text{eq.S.84})$$

On calcule dès lors une masse spécifique moyenne nouvelle :

$$\frac{1}{\text{DENS}_{\text{M}}(\text{TFUI})} = \frac{XX}{\text{DENS}_{\text{G}}(\text{TFUI})} + \frac{(1 - XX)}{\rho_{\text{mix}}(\text{TFUI})} \quad \left(\frac{\text{m}^3}{\text{kg}} \right) \quad (\text{eq.S.85})$$

$$\text{DENS}_{\text{M}}(\text{TFUI}) = \left[\frac{XX}{\text{DENS}_{\text{G}}(\text{TFUI})} + \frac{(1 - XX)}{\rho_{\text{mix}}(\text{TFUI})} \right]^{-1} \quad \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \quad (\text{eq.S.86})$$

Nous écrivons l'équation de **BERNOULLI** sous la forme :

$$\rho \frac{u_1^2}{2} + \rho g h_1 + P_1 = \rho \frac{u_2^2}{2} + \rho g h_2 + P_2 + \varpi \Phi$$

avec,

u_1 , la vitesse d'écoulement en service normal avant la création de la brèche,

$$u_1 = 1,415 Q_s / \left(\overline{DIA}^2 \times \rho_{mix}(T_{SER}) \right) \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.S.87})$$

$$P_1 = P_{SER} \quad (\text{Pa})$$

$$P_2 = 0,55 P_{SER} \quad (\text{Pa})$$

ϖ , le poids spécifique en (kg/m²s²)

$$\varpi = \text{DENSM}(T) \times g \quad (\text{eq.S.88})$$

Φ , la perte de charge en (m)

$$\Phi = K u_2^2 \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.S.89})$$

Re = eq S 239

Si Re ≤ 2500 alors K = 1,244 · 10⁻³ (Leq/DIA) en régime laminaire (eq S 64 bis)

Si Re > 2500 alors K = 0,051 × f₁ × Leq/DIA en régime turbulent (eq S 64 bis)

f₁ se calcule par la relation de COLEBROOK (cf.eq.S.42).

On peut dès lors écrire :

$$\rho_{mix}(T_{SER}) \left(\frac{u_1^2}{2} + g h_1 \right) + P_{SER} = u_2^2 (0,5 \text{ DENSM}(T_{FUI}) + K) + \text{DENSM}(T_{FUI}) g h_2 + 0,55 P_{SER}$$

et

$$u_2 = \left\{ \frac{1}{(0,5 \text{ DENSM}(T_{FUI}) + K)} \left\{ 0,45 P_{SER} + g \left[\rho_{mix}(T_{SER}) \left(h_1 + \frac{u_1^2}{2g} \right) - \text{DENSM}(T_{FUI}) h_2 \right] \right\} \right\}^{0,5} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.S.90})$$

Le débit à la brèche s'exprime :

$$\boxed{\text{DBRE} = C_F \text{ Ab DENSM}(T_{FUI}) u_2 \quad (\text{kg / s}) \quad (\text{eq.S.91})}$$

avec le débit vapeur :

$$\boxed{\text{DBREG} = (X_{GM} + XX (1 - X_{GM})) \text{ DBRE} \quad (\text{kg / s}) \quad (\text{eq.S.92})}$$

et le débit liquide :

$$\boxed{\text{DBREL} = \text{DBRE} - \text{DBREG} \quad (\text{kg / s}) \quad (\text{eq.S.93})}$$

1.3. CIRCUITS IMPLIQUÉS ET TEMPS DE VIDANGE DES SYSTEMES CONCERNÉS

1.3.1. IMPORTANCE DES CIRCUITS

Lorsqu'on considère une brèche sur une ligne par exemple, plusieurs éléments du circuit concerné vont déterminer l'inventaire relâché à l'atmosphère et le temps de vidange du dit inventaire en produit inflammable et/ou toxique :

- 1) le contenu de capacités non isolables en amont de la brèche,
- 2) le cas échéant (rupture double guillotine) le contenu de capacités non isolables en aval de la brèche,
- 3) la prise en compte d'éléments régulateurs ou limiteurs de débit situés sur le chemin de la brèche à l'atmosphère :
 - machines volumétriques : compresseurs, pompes,
 - clapets de non retour en aval de la brèche,
 - vannes à fermeture rapide ou clapets d'excès de débit agissant après un temps d'action ou de réponse t_a .
- 4) la prise en compte d'éléments amplificateurs du débit : pompes centrifuges.

Tous les circuits que l'on rencontre en raffinerie peuvent se résumer à 2 configurations de base et 8 variantes :

configuration 1 : la brèche se trouve au refoulement d'une machine

- **variante 1.1.** : la brèche se situe au refoulement d'une pompe volumétrique ; la phase du fluide est liquide (L) et le débit de fuite limité au débit de la pompe volumétrique QP.
- **variante 1.2.** : la brèche se situe au refoulement d'une pompe centrifuge ; dans ce cas :
 - 1) la phase du fluide est liquide (L)
 - 2) la pompe centrifuge peut fonctionner sur un point de sa courbe caractéristique situé dans le second quadrant.
condition :
$$DBRE \geq Qp$$
Ce qui signifie que le débit maximum pouvant passer au travers de la section de la brèche est au moins égal au débit nominal de service de la pompe centrifuge.
 - 3) si la pompe centrifuge fonctionne dans le second quadrant cela signifie qu'elle fonctionne sous hauteur manométrique négative :
 - en résistance, avec dissipation d'énergie
 - en turbine directe
 - en turbine inversée dans ce cas le débit de fuite sera un multiple $(1 + x_p)$ du débit nominal Q_p de service de la pompe centrifuge, avec
$$0,3 \leq X_p \leq 1,5$$
- **variante 1.3.** : la brèche se situe au refoulement d'un compresseur volumétrique ; dans ce cas :
 - 1) la phase du fluide est gazeuse (G)
 - 2) le débit de fuite est limité au débit nominal de service du compresseur volumétrique Q_c

Rappelons que les compresseurs volumétriques peuvent être du type :

- alternatif (piston)
- à palettes
- à membrane

- **variante 1.4.** : la brèche se situe au refoulement d'un compresseur centrifuge ; dans ce cas :
- 1) la phase du fluide est gazeuse (G)
 - 2) si $DBREG \geq Q_C$, c'est-à-dire pour un débit à la brèche pouvant excéder le débit nominal de service du compresseur centrifuge, le débit traversant le compresseur n'est plus limité que par les pertes de charge générées dans le compresseur. Dans ce cas le débit de fuite sera un multiple $(1 + X_C)$ du débit nominal de service Q_C du compresseur centrifuge avec

$$0 \leq x_c \leq 1$$

- **variante 1.5.** : la brèche se situe sur une ligne alimentée en liquide par une pompe et en gaz par un compresseur. Dans ce cas :

- 1) la phase du fluide est diphasique (D) avec la fraction massique en gaz valant

$$X_G = \frac{X_c \times Q_c}{(X_p \times Q_p) + (X_c \times Q_c)} \quad (\text{eq.S.94})$$

- 2) selon le type de pompe (volumétrique ou centrifuge) on appliquera les critères de la variante 1.1. ou de la variante 1.2. : $X_p = 1$ ou $\neq 1$.
- 3) selon le type de compresseur (volumétrique ou centrifuge) on appliquera les critères de la variante 1.3. ou de la variante 1.4. : $X_c = 1$ ou $\neq 1$.

configuration 2 : la brèche est localisée sur une ligne reliant deux capacités sous pression. Par capacité sous pression on entend :

- colonnes, tours, réacteurs
- séparateurs, ballons, filtres
- échangeurs côté calandre.

- **variante 2.1.** : la ligne véhicule un fluide en phase liquide sous conditions opératoires
- **variante 2.2.** : la ligne véhicule un fluide en phase vapeur ou gazeuse sous conditions opératoires.
- **variante 2.3.** : la ligne véhicule un mélange vapeur + liquide sous conditions opératoires.

1.3.2. VIDANGE DES SYSTEMES EN AMONT DE LA BRECHE

Dans tous les cas de figures, c'est-à-dire :

- brèches : . longitudinales
. simple ou double guillotine
. annulaires
. sectorielles
. type trou
- lignes de configuration 1 (au refoulement d'une machine) et de configuration 2 (entre deux capacités),
- piquages, bras de chargement, tubes de four, fuite de joints, pompes, compresseurs, on considère d'abord le relâchement de l'inventaire en produit inflammable ou toxique des systèmes amont non isolables :
- capacités sous pression
 - réservoirs atmosphériques
 - réservoirs sous pression
 - inventaire de la boucle
 - contenu des lignes.

1.3.3. VIDANGE DES SYSTEMES EN AVAL DE LA BRECHE

Trois types de conditions permettent d'envisager et de quantifier dans certains cas bien précis la vidange des systèmes non isolables en aval de la brèche, et cela de façon concomitante avec la vidange des systèmes en amont de la brèche.

Condition 1 relative aux équipements : Seules sont concernées les lignes.

Condition 2 relative aux types de brèches.

La vidange des systèmes en aval de la brèche est à considérer si :

- 1) la brèche est du type guillotine double.
- 2) la brèche est du type longitudinal avec une section égale ou supérieure à la section droite de la canalisation

$$x \geq 1$$

$$A_b \geq 0,25 \pi \overline{DIA}^2 \quad (m^2)$$

Les autres types de brèches n'engendrent pas la vidange des systèmes en aval de la rupture.

Condition 3 : il n'y a pas de dispositif empêchant la libération du fluide aval à contre-courant : clapets, vannes automatiques...

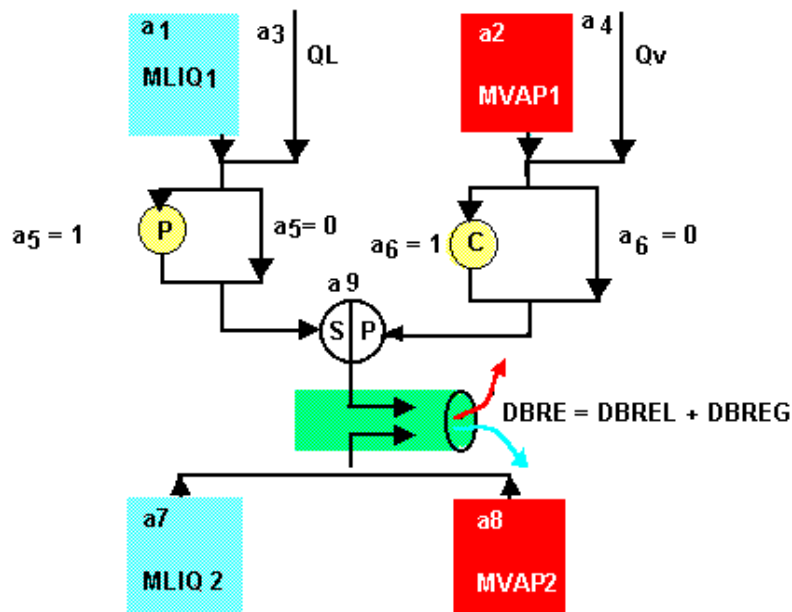
1.3.4. CALCUL DU TEMPS DE VIDANGE

① Paramétrisation des circuits

Après avoir calculé le débit maximum pouvant s'échapper au travers de la brèche sous conditions atmosphériques, soit DBRE, il faut garder en mémoire que la source de fluide n'est généralement pas infinie.

L'inventaire potentiel en fluide pouvant être vidangé par la brèche doit être quantifié, ainsi que la durée de la fuite au débit considéré constant et maximum (hypothèse majorante).

Toutes les configurations de circuits, équipements et brèches peuvent être représentées schématiquement par le diagramme logique ci-après :



Il y a 9 paramètres a_j . Chacun de ces paramètres peut prendre les valeurs 0 ou 1.

$a_1 = 1 \rightarrow$ existence d'un volume de liquide de masse MLIQ1 dans une capacité amont

exemple : fond de tour, contenu des lignes

$a_1 = 0 \rightarrow$ il n'y a pas de volume en phase liquide en amont de la brèche.

$a_2 = 1 \rightarrow$ existence d'un volume de vapeur ou de gaz de masse MVAP1 dans une capacité amont.

exemple :
. tour de fractionnement
. ballon
. séparateur
. contenu des lignes en phase vapeur

$a_2 = 0 \rightarrow$ il n'y a pas de volume en phase vapeur ou gazeuse en amont de la brèche.

$a_3 = 1 \rightarrow$ un débit de service en phase liquide Q_L alimente la brèche en amont ; ce débit peut être le débit de charge de la capacité contenant MLIQ1.

$a_3 = 0 \rightarrow$ il n'y a pas de débit d'alimentation en phase liquide en amont de la brèche.

$a_4 = 1 \rightarrow$ un débit de service en phase gazeuse ou vapeur Q_v alimente la brèche en amont ;

$a_4 = 0 \rightarrow$ il n'y a pas de débit d'alimentation en phase gazeuse ou vapeur en amont de la brèche.

$a_5 = 1 \rightarrow$ il y a une pompe en amont de la brèche.

$a_5 = 0 \rightarrow$ il n'y a pas de pompe en amont de la brèche.

$a_6 = 1 \rightarrow$ il y a un compresseur en amont de la brèche.

$a_6 = 0 \rightarrow$ il n'y a pas de compresseur en amont de la brèche.

$a_7 = 1 \rightarrow$ existence d'un volume de liquide de masse MLIQ2 dans une capacité en aval de la brèche (cas double guillotine).

$a_7 = 0 \rightarrow$ il n'y a pas de volume en phase liquide en aval de la brèche (cas double guillotine).

$a_8 = 1 \rightarrow$ existence d'un volume de vapeur ou de gaz de masse MVAP2 dans une capacité en aval de la brèche (cas double guillotine).

$a_8 = 0 \rightarrow$ il n'y a pas de volume en phase vapeur ou gazeuse en aval de la brèche (cas double guillotine).

$a_9 = 1 \rightarrow$ la source gazeuse ou vapeur et la source liquide alimentent simultanément la brèche (cas parallèle).

$a_9 = 0 \rightarrow$ la source gazeuse ou vapeur et la source liquide alimentent successivement la brèche (cas série).

② Procédures

Comme données d'entrée nous disposons :

- ① des débits de service
- Qs : débit de service lignes (kg/s)
 - Qp : débit nominal pompe (kg/s)
 - Qc : débit nominal compresseur (kg/s)
- ② des fractions vapeurs ou gazeuses dans les débits de service, X_G , et donc nous connaissons :
- QL : débit liquide (kg/s)
 - Qv : débit en phase vapeur ou gazeuse (kg/s)
- ③ des volumes des capacités sises en amont et en aval de la brèche :
- VEQU1 : volume amont (m^3)
 - VEQU2 : volume aval (m^3)
- Par capacités nous définissons le volume global non isolable incluant :
- ballons
 - colonnes et réacteurs
 - calandres d'échangeurs
 - contenu des lignes
- ④ de la fraction XL des volumes des capacités remplie par du liquide.
Par défaut nous recommandons d'utiliser :
- 20 % pour une colonne
 - 50 % pour un ballon

Nous pouvons dès lors calculer les inventaires en liquide et vapeur ou gaz :

$$MLIQ = VLIQ \times DENSL(TSER) \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.95})$$

$$\text{avec } VLIQ = X_L \text{ VEQU} \quad (m^3) \quad (\text{eq.S.96})$$

$$MVAP = \frac{MOLE \times PSER \times VGAZ}{8312 \times TSER} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.97})$$

$$\text{avec } VGAZ = (1 - X_L) \text{ VEQU} \quad (m^3) \quad (\text{eq.S.98})$$

PSER, la pression de service en (Pa)
 TSER, la température de service en (K)
 MOLE, la masse moléculaire du produit en (kg/kmole)

Afin de déterminer la valeur de la durée suffisante pour vidanger l'inventaire du système concerné, nous proposons un système d'équations applicables à tous les cas de circuits. Nous ramenons l'ensemble de ces cas à quatre procédures basées sur les valeurs attribuées aux paramètres aj.

PROCEDURE 1

condition : $a_5 \text{ et/ou } a_6 = 1$

$$A_5 = 1 \quad \rightarrow \quad a_3 = a_1 = 1$$

$$a_6 = 1 \quad \rightarrow \quad a_2 = a_4 = 1$$

Cela signifie :

$a_5 = 1 \rightarrow$ il y a une pompe entre l'inventaire en phase liquide et la brèche.

$a_6 = 1 \rightarrow$ il y a un compresseur entre l'inventaire en phase vapeur ou gazeuse et la brèche.

Soit

$$G_1 = \text{DBRE} = a_5 \text{DBREL} + a_6 \text{DBREG} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.99})$$

$$G_2 = a_3 \text{QP} (1 + X_p) + a_4 \text{Qc} (1 + X_c) \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.100})$$

$$\begin{aligned} \text{DFLU} &= \text{DLIQ} + \text{DVAP} && (\text{kg/s}) && (\text{eq.S.101}) \\ &= \text{Min} \{ G_1 ; G_2 \} && (\text{kg/s}) \end{aligned}$$

avec

Qp, le débit nominal de la pompe (kg/s)

Qc, le débit nominal du compresseur (kg/s)

Xp, une fonction prenant en compte les caractéristiques de la pompe

Xp = 0 si la pompe est volumétrique

$$X_p = 0,5 + (3 \cdot 10^{-7} \Delta p) \quad (\text{eq.S.102})$$

si la pompe est centrifuge

où $\Delta p = \text{PREF} - \text{PATM} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.S.103})$

PREF, est la pression de refoulement de la pompe centrifuge sous condition opératoire (Pa)

Xc, une fonction prenant en compte les caractéristiques du compresseur.

Xc = 0 si le compresseur est volumétrique

Xc = k si le compresseur est centrifuge. (eq.S.104)

avec :

$$k = 0,8 \text{ pour } \frac{\text{PASP}}{\text{PATM}} = 1$$

$$k = 1,2 \text{ pour } \frac{\text{PASP}}{\text{PATM}} > 1$$

Soit

$$\text{DSYSL} = \text{Min} \text{ DBREL} ; \text{QP} (1 + X_p) \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.105})$$

$$\text{DSYSG} = \text{Min} \text{ DBREG} ; \text{Qc} (1 + X_c) \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.106})$$

$$t_\ell = \frac{\text{MLIQ}_1}{\text{DSYL}} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.S.107})$$

$$t_v = \frac{\text{MVAP}_1}{\text{DSYSG}} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.S.108})$$

$$t = \text{Min} \ 600 ; t_\ell ; t_g ; t_a \quad (\text{eq.S.109})$$

avec t_a le temps de réponse d'un automatisme ou d'une procédure visant à isoler la fuite.

La procédure 1 est applicable pour toute ligne au refoulement :

→ d'une pompe

- centrifuge
- volumétrique

→ d'un compresseur

- centrifuge
- volumétrique

→ d'une pompe et d'un compresseur

PROCEDURE 2

condition :

$$\begin{matrix} a_5 = a_6 = 0 \\ a_9 = 1 \end{matrix}$$

Cela signifie :

$a_5 = a_6 = 0 \rightarrow$ il n'y a ni pompe, ni compresseur entre l'inventaire à vidanger et la brèche

cela veut dire : la ligne est alimentée par une capacité

$\rightarrow a_1$ et/ou $a_2 = 1$

$\rightarrow a_3$ et/ou $a_4 = 1$

$a_9 = 1$ signifie que l'on vidange simultanément le cas échéant

1) la phase liquide du circuit et de la capacité aval

2) la phase vapeur ou gazeuse de la capacité.aval

On peut écrire :

avec

QL le débit de service de la phase liquide (kg/s)

Qv le débit de service de la phase gazeuse ou vapeur (kg/s)

$$a_1 MLIQ_1 + a_3 Q_L t_\ell = DBREL \times t_\ell \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.110})$$

$$t_\ell = \frac{a_1 MLIQ_1}{DBREL - a_3 Q_L} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.S.111})$$

$$a_2 MVAP_1 + a_4 Q_v t_v = DBREG \times t_v \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.112})$$

$$t_v = \frac{a_2 MVAP_1}{DBREG - a_4 Q_v} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.S.113})$$

$$t = \text{Max} (a_1 t_\ell ; a_2 t_v) \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.S.114})$$

si $t_\ell \neq 0$ et $t_v \neq 0$

\rightarrow et si $t_\ell < t_v$

on considère un débit liquide moyen pendant la durée t_v :

$$DBREL = DBREL \times \frac{t_\ell}{t_v} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.115})$$

\rightarrow et si $t_v < t_\ell$

on considère un débit gazeux ou vapeur moyen pendant la durée t_ℓ :

$$DBREG = DBREG \times \frac{t_v}{t_\ell} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.116})$$

avec

t la durée retenue correspondant à un débit

$$DBRE = DBREL + DBREG \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.117})$$

PROCEDURE 3

Condition : $a_5 = a_6 = a_9 = 0$

Cela signifie :

$a_5 = a_6 = 0 \rightarrow$ ni pompe, ni compresseur entre l'inventaire à vidanger et la brèche.

ce qui entraîne que la ligne est alimentée par une capacité

donc → a_1 et/ou $a_2 = 1$

a_3 et/ou $a_4 = 1$

$a_9 = 0$ → signifie que l'inventaire liquide alimente d'abord le débit à la brèche.

$$t_\ell = \frac{a_1 \text{MLIQ}_1}{\text{DBREL} - a_3 Q_L} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.S.118})$$

$$\text{DFLU}_1 = \text{DLIQ} = \text{DBREL} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.119})$$

après t_l secondes un deuxième inventaire gazeux ou vapeur est déchargé au travers de la brèche.

$$t_v = \frac{a_2 \text{MVAP}_1}{\text{DBREG} - a_4 Q_v} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.S.120})$$

$$\text{DFLU}_2 = \text{DVAP} = \text{DREG} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.121})$$

On analysera après quantification deux relâchements successifs à l'atmosphère.

PROCEDURE 4

condition : a_7 et/ou $a_8 = 1$

Dans ce cas on a une brèche double guillotine. Les procédures 1, 2 ou 3 permettent de calculer le débit amont et son temps de vidange t_1

$$\text{DBRE}_1 = \text{DBREL}_1 + \text{DBREG}_1 \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.122})$$

$$t_1 = t$$

Il faut ensuite additionner en parallèle le débit de fuite aval caractérisé par un temps de vidange t_2 .

On peut écrire :

$$1) \quad a_7 \text{MLIQ}_2 = \text{DBREL}_2 \times t_{2l} \quad (\text{eq.S.123})$$

$$t_{2l} = a_7 \text{MLIQ}_2 / \text{DBREL}_2 \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.S.124})$$

$$2) \quad a_8 \text{MVAP}_2 = \text{DBREG}_2 \times t_{2v} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.125})$$

$$t_{2v} = a_8 \text{MVAP}_2 / \text{DBREG}_2 \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.S.126})$$

$$t_2 = \text{Max} \{ t_{2l} ; t_{2v} \} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.S.127})$$

si $t_{2l} = 0$ et $t_{2v} = 0$

→ **et si $t_{2l} < t_{2v}$**

on considère un débit liquide moyen pendant la durée t_{2v} :

$$\text{et} \quad \text{DBREL}_2 = \text{DBREL}_2 \times \frac{t_{2l}}{t_{2v}} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.128})$$

→ **et si $t_{2v} < t_{2l}$**

on considère un débit gazeux ou vapeur moyen pendant la durée t_{2l}

$$\text{et} \quad \text{DBREG}_2 = \text{DBREG}_2 \times \frac{t_{2v}}{t_{2l}} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.129})$$

Le débit double guillotine sera dès lors calculé par :

$$DBREG = DBREG_1 + DBREG_2 \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.130})$$

$$DBREL = DBREL_1 + DBREL_2 \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.131})$$

$$DBRE = DBREL + DBREG \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.132})$$

le temps sera pris égal à :

$$t = \text{Max} \{ t_1 ; t_2 \} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.S.133})$$

Dans ce cas :

→ si $t = t_1$

on considère un débit $DBRE_2$ moyen tel que :

$$DBRE_2 = DBRE_2 \times \frac{t_2}{t_1} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.134})$$

$$DBREG_2 = DBREG_2 \times \frac{t_2}{t_1} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.135})$$

$$DBREL_2 = DBREL_2 \times \frac{t_2}{t_1} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.136})$$

→ si $t = t_2$

on considère un débit $DBRE_1$ moyen tel que :

$$DBRE_1 = DBRE_1 \times \frac{t_1}{t_2} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.137})$$

$$DBREG_1 = DBREG_1 \times \frac{t_1}{t_2} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.138})$$

$$DBREL_1 = DBREL_1 \times \frac{t_1}{t_2} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.139})$$

3) Paramètres température et vitesse d'éjection

$$TFUI = \left[\frac{DBRE1}{(DBRE1 + DBRE2)} \times TFUI1 \right] + \left[\frac{DBRE2}{(DBRE1 + DBRE2)} \times TFUI2 \right] \quad (\text{eq.S.140})$$

$$VEJECT = \left[\frac{DBRE1}{(DBRE1 + DBRE2)} \times VEJECT1 \right] + \left[\frac{DBRE2}{(DBRE1 + DBRE2)} \times VEJECT2 \right] \quad (\text{eq.S.141})$$

1.3.5. REGLES APPLIQUEES POUR CALCULER LES INVENTAIRES EN GAZ RELACHES

1. Les inventaires en phase gazeuse relâchés à l'éclatement d'une capacité (relâchement instantané) sont calculés en appliquant les principes suivants :

- 1) On prend la masse en phase vapeur contenue dans la capacité,
- 2) On considère la masse de la phase liquide flashant sous condition atmosphérique,
- 3) On ajoute la masse en phase vapeur contenue dans les capacités amont en l'absence de garde liquide,
- 4) On ajoute la masse en phase vapeur contenue dans les capacités aval en l'absence de garde liquide,
- 5) On ne tient pas compte des débits d'alimentation venant des unités en amont,
- 6) On ne prend pas en compte l'inventaire vapeur des unités ou sections en aval,
- 7) On considère la masse en phase vapeur contenue dans les lignes reliant deux capacités impliquées par les principes 1 à 4.

2. Les inventaires relâchés en phase gazeuse au travers d'une rupture longitudinale 50% d'une ligne sont les suivants :
 - 1) Contenu massique en phase gazeuse de la capacité directement en amont de la brèche,
 - 2) Contenu massique en phase gazeuse de la capacité en amont de la brèche en seconde position si il n'y a pas de garde liquide,
 - 3) Contenu massique en phase gazeuse des sections de lignes reliant les capacités impliquées par les points 1 et 2,
 - 4) Prise en compte de la fraction gazeuse du débit de service pendant la durée de la dépressurisation, ce débit de service décroissant en fonction de la dépressurisation,
 - 5) On ne retient pas les inventaires en aval car avec une brèche 50% il y a un écoulement qui perdure vers l'aval (effet de contre pression).

3. Les inventaires relâchés en phase gazeuse au travers d'une rupture guillotine d'une ligne sont les suivants :
 - 1) Contenu massique en phase gazeuse de la capacité directement en amont de la brèche,
 - 2) Contenu massique en phase gazeuse de la capacité en amont de la brèche en seconde position s'il n'y a pas de garde liquide,
 - 3) Contenu massique en phase gazeuse de la capacité directement en aval de la brèche,
 - 4) Contenu massique en phase gazeuse de la capacité en aval de la brèche en seconde position s'il n'y a pas de garde liquide,
 - 5) Contenu massique en phase gazeuse des sections de lignes reliant les capacités impliquées par les points 1 à 4.
 - 6) Prise en compte de la fonction gazeuse du débit de service pendant la durée de la dépressurisation, ce débit de service décroissant en fonction de la dépressurisation.

4. Fraction en composant toxique (H_2S , CO ou NH_3)
 Rappelons quelques règles appliquées.
 - 1) Dans une ligne en phase gazeuse ou vapeur, la fraction massique en composant toxique est celle correspondant au flux donné par le procédé.
 - 2) Si le flux n'a pas été renseigné, on prendra la fraction massique de la capacité amont ou de la capacité aval.
 - 3) Dans une ligne diphasique on considérera que le composant toxique a une propension à se concentrer en phase gazeuse.
 La concentration dans la seule phase gazeuse ou flashée sera supérieure à la fraction moyenne pour le flux diphasique.
 - 4) Dans une ligne en phase liquide sous pression de services, on considérera un dégazage du composant H_2S à 80% dans la partie flashant.
 - 5) Dans une capacité on retiendra pour la phase gazeuse ou vapeur, la fraction en composant toxique du flux d'entrée, et pour la partie du liquide flashant, la fraction en composant toxique du flux liquide de sortie.
 - 6) Pour un réacteur produisant au contact de son catalyseur ou par quench, le composant toxique on appliquera une loi d'enrichissement du composant en fonction des étages de réaction.
 La fraction de départ correspondra à celle du flux d'entrée et la fraction de sortie à celle du flux d'effluent.

1.3.6. EXEMPLES DE CALCUL D'INVENTAIRE EN H_2S DE CAPACITES



Calcul de l'inventaire en H_2S d'un réacteur de Hydrodésulfuration

Soit VEQU, le volume du réacteur (m^3)
 VHC, le volume offert aux hydrocarbures (m^3)
 VGAZ, le volume rempli par la phase gazeuse (m^3)
 VLIQ, le volume rempli par la phase liquide (m^3)
 XG, la fraction massique en gaz.

On peut écrire :

$$VHC = 0,75 \times VEQU \quad (m^3)$$

$$VGAZ = XG \times VHC \quad (m^3)$$

$$VLIQ = (1 - XG) \times VHC \quad (m^3)$$

Les masses de gaz et de liquide contenues dans ces volumes s'expriment par :

$$MGAZ = \frac{PSER \times VGAZ \times MOLE}{8312,4 \times TSER} \quad (kg)$$

avec PSER, la pression de service dans le réacteur (Pa)
 TSER, la température de service dans le réacteur (K)
 MOLE, la masse molaire de la phase gazeuse (kg/kmole)

$$MLIQ = VLIQ \times DENSL(TSER) \quad (kg)$$

avec DENSL(TSER), la masse spécifique de la phase liquide à la température de service (kg/m³)

Soit C₁, la concentration massique en H₂S de la charge (entrée réacteur)
 C₂, la concentration massique en H₂S de l'effluent (sortie réacteur).

On prend une loi linéaire de production d'H₂S

$$\text{vec} \quad \Delta C = (C_1 - C_2)/5$$

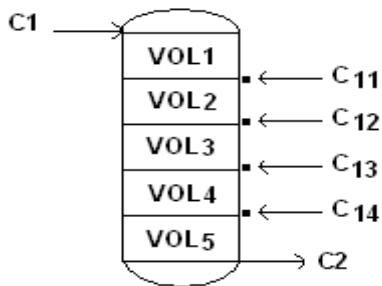
$$C_{11} = C_1 + \Delta C$$

$$C_{12} = C_1 + (2 \times \Delta C)$$

$$C_{13} = C_1 + (3 \times \Delta C)$$

$$C_{14} = C_1 + (4 \times \Delta C)$$

$$C_2 = C_1 + (5 \times \Delta C)$$



Les concentrations afférentes aux volumes VOL_i 1 ≤ i ≤ 5 s'expriment par :

$$C_{mi} = (C_1 \times (C_1 + i\Delta c))^{0,5}$$

Soit

$$C_{m1} = (C_1 \times (C_1 + \Delta c))^{0,5}$$

$$C_{m2} = ((C_1 + \Delta c) (C_1 + 2\Delta c))^{0,5}$$

$$C_{m3} = ((C_1 + 2\Delta c) (C_1 + 3\Delta c))^{0,5}$$

$$C_{m4} = ((C_1 + 3\Delta c) (C_1 + 4\Delta c))^{0,5}$$

$$C_{m5} = ((C_1 + 4\Delta c) \times C_2)^{0,5}$$

En ce qui concerne les concentrations massiques en H₂S dans la phase gaz et dans la phase liquide nous adoptons la loi :

$$X_{H_2S} = \frac{C_{gaz}}{C_{liq}} = 4,5$$

On peut donc écrire :

$$M = MLIQ + MGAZ \quad (kg)$$

$$C_m \times M = (C_{liq} \times MLIQ) + (4,5 C_{liq} MGAZ) \quad (kg)$$

$$C_{liq} = (C_m \times M) / (MLIQ + 4,5 MGAZ) \quad \% \text{ massique}$$

$$C_m \times M = \left(\frac{C_{gaz}}{4,5} \times MLIQ \right) + C_{gaz} \times MGAZ \quad (kg)$$

$$C_{\text{gaz}} = (C_m \times M) / \left(\frac{\text{MLIQ}}{4,5} + \text{MGAZ} \right) \quad (\% \text{ massique})$$

Pour chaque volume élémentaire VOL_i $1 \leq i \leq 5$, on peut écrire :

$$\text{MLIQ}_i = \text{VOL}_i \times \text{DENSL}(\text{TSER}) \times (1 - \text{XG}) \quad (\text{kg})$$

$$\text{MGAZ}_i = (\text{PSER} \times \text{XG} \times \text{VOL}_i \times \text{MOLE}_i) / (8312,4 \times \text{TSER}) \quad (\text{kg})$$

$$M_i = \text{MLIQ}_i + \text{MGAZ}_i \quad (\text{kg})$$

$$C_{\text{miliq}} = (C_{mi} \times M_i) / (\text{MLIQ}_i + 4,5 \text{ MGAZ}_i) \quad (\% \text{ massique})$$

$$C_{\text{migaz}} = (C_{mi} \times M_i) / \left(\frac{\text{MLIQ}_i}{4,5} + \text{MGAZ}_i \right) \quad (\% \text{ massique})$$

L'inventaire en H_2S se calcule par :

$$M_{\text{H}_2\text{S}} = \sum_{i=1}^5 C_{\text{miliq}} \times \text{MLIQ}_i + C_{\text{migaz}} \times \text{MGAZ}_i \quad (\text{kg})$$



Calcul de l'inventaire en H_2S d'un séparateur ou d'un ballon

Soit VEQU , le volume du ballon (m^3)
 VGAZ , le volume rempli par la phase gazeuse (m^3)
 VLIQ , le volume occupé par la phase liquide (m^3)

On a :

$$\text{VGAZ} = 0,5 \text{ VEQU} \quad (\text{m}^3)$$

$$\text{VLIQ} = 0,5 \text{ VEQU} \quad (\text{m}^3)$$

Ce qui représente le cas de figure le plus représentatif.

$$\text{MGAZ} = \frac{\text{PSER} \times \text{VGAZ} \times \text{MOLE}}{8312,4 \times \text{TSER}} \quad (\text{kg})$$

avec PSER , la pression de service dans le ballon (Pa)
 TSER , la température de service dans le ballon (K)
 MOLE , la masse molaire de la phase gazeuse (kg/kmole)

$$\text{MLIQ} = \text{VLIQ} \times \text{DENSL}(\text{TSER}) \quad (\text{kg})$$

avec $\text{DENSL}(\text{TSER})$, la masse spécifique de la phase liquide à la température de service (kg/m^3)

Soit C_g , la concentration massique en H_2S de la phase gazeuse du ballon
 C_l , la concentration massique en H_2S de la phase liquide du ballon.

On aura dès lors pour l'inventaire en H_2S du ballon :

$$M_{\text{H}_2\text{S}} = (C_g \times \text{MGAZ}) + (C_l \times \text{MLIQ})$$



Résultats inventaire H₂S de capacités types séparateurs et ballons

	B-01	B-02	B-101	B-102	B-103
VEQU (m ³)	8	2	24	13	1,6
VGAZ (m ³)	4	1	12	6	0,8
VLIQ (m ³)	4	1	12	7	0,8
PSER (Pa)	2,55 10 ⁶	7,5 10 ⁵	5,3 10 ⁶	1,6 10 ⁶	7. 10 ⁵
TSER (K)	314	317	315	318	314
MOLE (kg/kmole)	4,5	24	5,6	12,6	31,8
MGAZ (kg)	17,58	6,83	136	45,76	6,82
DENSL(TSER) (kg/m ³)	784	782	834	832	835
MLIQ (kg)	3136	782	10008	5824	668
Cg % masse	0,0681	0,1897	0,02434	0,0487	0,091
Cl % masse	0,0017	0,0306	0,0015	0,0211	0,0022
MH ₂ S (kg)	6,53	25,3	18,3	131	2

Résultats inventaire H2S réacteurs

	Réacteur R-01	Réacteur R-02
VEQU (m ³)	5,2	37
VHC (m ³)	3,9	27,75
XG (% vol.)	0,4	0,8
VGAZ (m ³)	1,56	22,2
VLIQ (m ³)	2,34	5,55
TSER	603	650
DENSL(TSER)	458	532
PSER (Pa)	3,5 10 ⁶	6 10 ⁶
MOLE (kg/kmole)	5,7713	8,4
MLIQ (kg)	1072	2953
MGAZ (kg)	6,3	207
VOLi 1 ≤ i ≤ 5 (m ³)	0,78	5,55
MLIQi 1 ≤ i ≤ 5 (kg)	214,4	591
MGAZi 1 ≤ i ≤ 5 (kg)	1,26	41,4
Mi 1 ≤ i ≤ 5 (kg)	215,66	632,4
C1 (% massique)	0,058	0,0574
C2 (% massique)	0,155	0,1144
ΔC (% massique)	0,0194	0,0114
Cm1 (% massique)	0,03497	0,0628
Cm2 (% massique)	0,08655	0,0744
Cm3 (% massique)	0,106	0,0859
Cm4 (% massique)	0,1255	0,0974
Cm5 (% massique)	0,14497	0,1089
(Cm1)g (% massique)	0,1542	0,23
(Cm1)l (% massique)	0,0343	0,0511
(MH2S)1 (kg)	7,54	39,76
(Cm2)g (% massique)	0,3816	0,2724
(Cm2)l (% massique)	0,08481	0,0604
(MH2S)2 (kg)	18,66	47
(Cm3)g (% massique)	0,46744	0,3144
(Cm3)l (% massique)	0,104	0,0698
(MH2S)3 (kg)	0,104	0,0698
(Cm4)g (% massique)	22,86	54,32
(Cm4)l (% massique)	0,5534	0,3560
(MH2S)4 (kg)	0,1230	0,0792
(Cm5)g (% massique)	27,06	61,6
(Cm5)l (% massique)	0,64	0,398
(MH2S)5 (kg)	0,1420	0,0880
(Cm5)g (% massique)	31,26	68,87
(Cm5)l (% massique)		
(MH2S)5 (kg)		
MH2S (kg)	107,38	271,54

Calcul de l'inventaire en H₂S de strippeurs HDS

Soit VEQU le volume du strippeur (m³)

$$V_{GAZ} = 2/3 VEQU \text{ (m}^3\text{)}$$

$$M_{GAZ} = \frac{P_{SER} \times V_{GAZ} \times MOLE_{gaz}}{T_{SER} \times 8312,4} \quad (\text{kg})$$

$$M_{H_2S} = C(H_2S) \times M_{GAZ} \quad (\text{kg})$$

Avec C(H₂S) la concentration massique en H₂S.

Cela donne :

	VEQU (m³)	VGAZ (m³)	P_{SER} (Pa)	T_{SER} (K)	M_{GAZ} (kg)	C(H₂S) %	M_{H₂S} (kg)
C-01	10,5	7	7,3 10 ⁵	430	60	0,15	9
C-101	19	12,5	7,5 10 ⁵	453	151	0,0553	8,35

1.4. DEBIT APRES LA BRECHE

Cette étape est relative aux changements d'état sous conditions atmosphériques de la phase liquide DLIQ (cas d'une source continue) ou MLIQ (cas d'un relâchement instantané).

Cf. figure 1.2.

Si la phase liquide présente une température d'ébullition inférieure ou égale à la température ambiante, ou une température de service supérieure ou égale à la température d'ébullition sous pression atmosphérique, les phénomènes de vaporisation instantanée, de formation d'aérosol, et d'évaporation en fonction du temps sont quantifiés.

Si la phase liquide présente un point d'éclair inférieur ou égal à la température ambiante, ce qui se traduit par une tension de vapeur partielle à la surface du liquide supérieure ou égale à 1000 Pa, le phénomène d'évaporation en fonction du temps est quantifié.

Dans le cas de relâchement instantané (éclatement d'enceintes sous pression) de par les hypothèses majorantes posées dans la phase débit à la brèche, seul le phénomène d'évaporation en fonction du temps reste à quantifier.

Après quoi le bilan des phases gazeuses ou vapeur et liquides est établi, et les données d'entrée de la méthodologie de calcul du niveau de risque sont fixées univoquement.

Successivement nous traitons les cas suivants :

- ① Le flash adiabatique ou vaporisation instantanée
- ② La formation d'aérosol
- ③ L'épandage sur le sol
- ④ L'évaporation sur le sol
- ⑤ Le bilan des débits inflammables et toxiques.

1.4.1 PHENOMENE DE VAPORISATION INSTANTANEE

Ce phénomène concerne :

- ① les gaz liquéfiés sous pression, avec la condition

$$TFUI > TBUL$$

avec, TFUI, la température du GPL au travers de l'orifice de la brèche (K)
TBUL, la température d'ébullition du GPL (K)

- ② Tout fluide liquide sous pression dont la température de service TSER est supérieure à la température d'ébullition sous pression atmosphérique : TSER > TBUL

En supposant que la détente du liquide libéré est adiabatique, on peut écrire :

$$m \text{ CSPE} (T) dT = \text{CVAP}(T) dm \quad (\text{eq.S.142})$$

CSPE et CVAP étant des fonction de la température.

L'intégration de cette équation permet le calcul de la masse de produit vaporisée instantanément et de la masse restante liquide s'écoulant en nappe.

Si CSPE et CVAP sont considérées constantes, l'intégration est possible et on obtient :

$$\int_0^1 \frac{dm}{m} = \int_0^1 \frac{\text{CSPE}}{\text{CVAP}} dT \quad (\text{eq.S.143})$$

$$\ln \frac{m_1}{m_0} = \frac{\text{CSPE}}{\text{CVAP}} (T_1 - T_0) \quad (\text{eq.S.144})$$

avec $m_0 = \text{MLIQ}$ la masse liquide
 $m_1 = \text{MLIQ} - \text{MVAP}$, la masse liquide restante
 MVAP, la masse vaporisée
 $T_0 = \text{TFUI}$ ou TSER
 $T_1 = \text{TBUL}$

On peut donc écrire :

$$\text{MLIQ} - \text{MVAP} = \text{MLIQ} \exp \left\{ \left(\frac{\text{CSPE}}{\text{CVAP}} \right) (\text{TBUL} - T_0) \right\} \quad (\text{eq.S.145})$$

avec

$$\begin{aligned} T &= (\text{TBUL} \times T_0)^{0,5} && \text{K} \\ \text{CVAP} &= \text{CVAP} (\text{TBUL}) && \text{J/kg} \\ \text{CSPE} &= \text{CSPE} (T) && \text{J/kg K} \end{aligned}$$

et la quantité instantanément vaporisée vaut :

$$\text{MVAP} = \text{MLIQ} \left[1 - \exp \left\{ \left(\frac{\text{CSPE}}{\text{CVAP}} \right) (\text{TBUL} - T_0) \right\} \right] \quad (\text{eq.S.146})$$

Le taux instantané de vaporisation à l'instant t est alors donné par :

$$\text{EVAP1} = \frac{\text{MVAP}}{\text{MLIQ}} = 1 - \exp \left\{ \left(\frac{\text{CSPE}}{\text{CVAP}} \right) (\text{TBUL} - T_0) \right\} \quad (\text{eq.S.147})$$

et le débit instantané de vaporisation s'écrit :

DVAP1 = EVAP1 x DLIQ	(kg / s)
-----------------------------	-----------------

(eq.S.148)

1.4.2 PHENOMENE D'AEROSOL

L'émission d'aérosol est due à la soudaine différence de pression et au bouillonnement violent du liquide.

Pour les hydrocarbures, par exemple, il y aura formation d'aérosol pour des vitesses d'éjection supérieures ou égales à 20 m/s.

condition : **VEJ ≥ 20 m**

La vitesse d'éjection s'exprime :

$$\text{VEJ} = \frac{\text{DBRE}}{\rho_{\text{mix}}} \times \frac{1}{A_b} = \frac{(\text{DBREG} + \text{DBREL})}{\rho_{\text{mix}} \times A_b} \quad (\text{eq.S.149})$$

dans le cas d'un écoulement diphasique à la brèche, conséquence de la brèche.

$$\text{VEJ} = \frac{\text{DBREL}}{\text{DENSL}} \times \frac{1}{A_b} \quad (\text{eq.S.150})$$

dans le cas d'un écoulement en phase liquide à la brèche.

On peut considérer que l'émission d'aérosol est d'autant plus importante que la différence de pression entre le système rompu et l'atmosphère est grande. Cependant la libération d'un gaz liquéfié cryogénique stocké à la pression atmosphérique peut aussi donner lieu à une émission d'aérosol importante, lors du contact de la phase liquide avec une surface chaude.

En ce qui concerne le problème de la proportion entraînée sous forme de brouillard les indications quantitatives sont rares. Certains auteurs estiment que la quantité entraînée sous forme de brouillard est simplement égale à la quantité vaporisée. F.P. LEES raffine cette estimation en disant que, aux faibles taux de vaporisation, 0,05 par exemple, la quantité partant en brouillard est égale à 2 ou 3 fois la quantité vaporisée. Sur ces bases très sommaires, on peut bâtir une loi empirique donnant le coefficient par lequel il faut multiplier le taux de vaporisation thermodynamique EVAP1 pour obtenir la quantité totale, vapeur plus brouillard :

$$\eta = \frac{1}{(0,7 \text{ EVAP1}) + 0,3} \quad (\text{eq.S.151})$$

D'où β : fraction du débit liquide entraîné sous forme de flash et d'aérosol dans l'atmosphère :

$$\beta = \eta \times \text{EVAP1} = \frac{\text{EVAP1}}{(0,7 \text{ EVAP1}) + 0,3} = \text{EVAP1} + \text{EVAP2} \quad (\text{eq.S.152})$$

Cette loi est bien sûr, totalement empirique et ne repose sur aucun raisonnement physique.

On en déduit la fraction du débit liquide entraînée sous forme d'aérosol :

$$\text{EVAP2} = \text{EVAP1} \left\{ \left[\frac{1}{(0,7 \text{ EVAP1}) + 0,3} \right] - 1 \right\} \quad (\text{eq.S.153})$$

et le débit instantané d'aérosol s'écrit :

$$\boxed{\text{DVAP2} = \text{EVAP2} \times \text{DLIQ}} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.154})$$

avec DLIQ, le débit liquide au travers de la brèche, en (kg/s).

$$\boxed{\text{DLIQ}_o = \text{DLIQ} (1 - \beta)} \quad (\text{eq.S.155})$$

1.4.3 EPANDAGE EN EXTENSION ET EVAPORATION D'UNE NAPPE LIQUIDE

- ❶ La propagation de la nappe est supposée de révolution avec une alimentation à débit constant. L'extension de la nappe dépend :

- du débit de sortie liquide à la brèche et du taux de vaporisation instantanée,
- du débit de vaporisation dû à l'environnement,
- des caractéristiques du fluide (viscosité, phénomènes interfaciaux),
- des caractéristiques du sol (porosité, rugosité) ou de l'eau (miscibilité),
- de la possibilité d'une réaction chimique.

L'extension peut être restreinte (existence d'une (ou de plusieurs) cuvette(s) de rétention de surface connue) ou illimitée (*infinie : pas de rétention*).

L'extension est cylindrique. Les forces de gravité poussent le liquide à s'étaler. Ces forces de gravité décroissent lorsque le rayon croît et l'épaisseur de nappe diminue.

L'extension se fait à épaisseur variable dans le temps mais à un instant donné, l'épaisseur est constante pour toute la nappe.

L'extension est alors calculée en résolvant le système d'équations suivantes :

$$\text{SNAP}(t) = \pi R^2(t) \quad (\text{eq.S.156})$$

$$R(t + dt) = R(t) + v(t) \cdot dt \quad (\text{eq.S.157})$$

$$\text{Vol}(t + dt) = V(t) + (\text{DLIQ} - \text{DVAP3}(t)) dt / \rho_L \quad (\text{eq.S.158})$$

$$h(t) = \text{Vol}(t) / (\pi \cdot R^2(t)) \quad (\text{eq.S.159})$$

correspondant à un cylindre circulaire de rayon $R(t)$ et de hauteur $h(t)$ ayant la vitesse d'extension $v(t)$:

$$\text{Si } h(t) > h(\text{min}) : v(t) = (2 \cdot g \cdot \delta \cdot (h(t) - h_{\text{min}}))^{1/2} \quad (\text{eq.S.160})$$

$$\text{Sinon } v(t) = 0$$

h_{min} étant l'épaisseur de nappe minimale que peut atteindre la nappe pendant son extension, dépendant soit de phénomènes de capillarité soit de la rugosité du sol.

$\delta = 1 - (\text{DENSL}/1000)$ si le sol est de l'eau et 1 dans les autres cas.

Les valeurs suivantes peuvent être conseillées :

Nature du sol	h_{min} (m)
Béton	0,01
Sol moyen	0,03
Sol sablonneux sec	0,20
Sol sablonneux humide	0,15
Gravier	0,05
Eau	0,003

a priori nous prenons comme valeur assumée 0,03 m.

Notons enfin que l'on ne prend pas en compte les forces de viscosité qui sont négligeables (pour le propane, la viscosité dynamique vaut à - 50°C, 0,227 mPa.s), les phénomènes de porosité et miscibilité, l'éventualité d'une réaction chimique.

Le calcul de l'extension de la nappe nécessite de définir la hauteur initiale de nappe ; cette épaisseur initiale est prise égale à la hauteur de la brèche.

$$h(t_0) = 4 \text{ m par hypothèse} \quad (\text{eq.S.161})$$

Le calcul prend également en compte la régression de la nappe, traitée de façon analogue à l'extension. L'épaisseur de nappe est cependant variable dans le temps et dans l'espace, dépendant des apports thermiques, lesquels sont plus intenses à la périphérie de la nappe.

$V(t)$ est le volume de liquide répandu en fonction du temps,

$$V(t) = ((\text{DLIQ} - \text{DVAP3}(t)) \times t) / \text{DENSL}(T) \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.S.162})$$

$\text{DVAP3}(t)$ est le débit d'évaporation dû à l'environnement (kg/s).

② CAS T < TBUL(PATM) et PVAP(TSER) > 1000 pascal

BILAN THERMIQUE

L'évaporation est donc un phénomène lié à la couche limite vapeur-liquide, dans lequel il existe un équilibre thermodynamique entre la surface vapeur et les particules de vapeurs proches.

La quantité de produit vaporisée par unité de temps est proportionnelle à la différence entre la pression partielle PVAP de la vapeur au-dessus de la surface du liquide et la pression partielle P_{∞} dans l'air environnant.

Soit pour $T < T_{BUL}$ (PATM)

$$EVAP3 = 2,1310 \cdot u^{-3} \cdot 0,78 \cdot SNAP^{-0,055} \cdot \frac{MOLE}{RT} \cdot PATM \cdot \ln \left\{ 1 + \frac{PVAP(T) - P_{\infty}}{PATM - PVAP(T)} \right\} \quad (\text{kg/s} \quad \text{m}^2) \quad (\text{eq.S.163})$$

avec

u , la vitesse du vent en m/s
 $SNAP$, la surface de la nappe liquide en m^2
 $MOLE$, la masse molaire du liquide en (kg/kmole)
 R , la constante des gaz parfaits en J/kmole K
 $PATM$, la pression atmosphérique en (Pa)
 $PVAP(T)$, la pression de vapeur à la température T
 T , la température du produit dans les conditions d'évaporation

Le débit d'évaporation de la nappe est donc :

$$DVAP3 = EVAP3 \times SNAP \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.164})$$

Cette évaporation va provoquer le refroidissement de la nappe liquide sur le sol.

Le bilan thermique s'exprime :

$$MNAP(t_i) \times CSPE(T_i) \times \frac{dT_i}{dt} = SNAP (q_{RAD} + q_{air} - q_{EVAP} + q_{sol}) \quad (\text{eq.S.165})$$

avec :

$MNAP(t_i)$, la masse liquide dans la nappe à l'instant t_i (en kg),
 $CSPE(T_i)$, la chaleur spécifique du liquide à la température T_i en J/kgK.

→ q_{rad}, le rayonnement solaire

$$q_{rad} = (1-f)RAD \sin \left[\frac{\pi}{2} (t_D - SR) / h_D \right] (1-CC) + \sigma (\varepsilon_S T_{ENV}^4 - \varepsilon_L T^4) (1-CC) + \sigma (\varepsilon_S T_{AMB}^4 - \varepsilon_L T^4) CC$$

avec, (W/m²) (eq.S.166)

f : l'indice de réflexion de la nappe liquide ;
 RAD : le rayonnement solaire en [W/m²] ;
 t_D : l'heure du jour en [fraction] ;
 SR : le zénith en [fraction] ;
 CC : la couverture nuageuse en [fraction] ;
 σ : la constante de BOLTZMAN en [W/m² K⁴] ;
 ε_S : le coefficient d'émission du sol ;
 ε_L : le coefficient d'émission de la surface de la nappe liquide ;
 T_{ENV} : température de l'environnement en [K] ;
 T_{AMB} : température ambiante en [K].

→ q_{AIR}, l'apport thermique de l'air

$$q_{AIR} = 4,76 \cdot 10^{-3} \cdot u^{-0,22} \cdot SNAP^{-0,055} \cdot u \cdot DENSG \cdot Pr^{-0,67} \times C_{p_{air}} (T_{AMB} - T) \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.S.167})$$

avec,

u : la vitesse du vent en [m/s] ;
 $DENSG$: la masse spécifique du nuage vapeur surplombant la nappe liquide ;
 Pr : le nombre de PRANDTL pour l'air
 $C_{p_{air}}$, la chaleur spécifique de l'air à T_{AMB}

→ q_{EVAP}, le refroidissement par évaporation

$$q_{EVAP} = 4,76 \cdot 10^{-3} \cdot u^{-0,22} \cdot SNAP^{-0,055} \cdot u \cdot DENSG \times Sc^{-0,67} \times (PVAP(T) - PV_{\infty}(T_{AMB})) \times CVAP \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.S.168})$$

avec,

Sc , nombre de Schmidt pour l'air

$PVAP(TL)$, la tension de vapeur du liquide en [Pa]

PV_{∞} , la tension de vapeur partielle dans un environnement lointain, en [Pa]

$CVAP$, la chaleur de vaporisation du liquide en (J/kg).

→ **q_{SOL} , l'apport thermique du sol**

$$q_{sol} = hc (TSOL - T) \exp\left(\frac{a_s h^2 t}{\lambda_s^2}\right) \operatorname{ERF}\left(h_c \frac{\sqrt{a_s t}}{\lambda_s}\right) \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.S.169})$$

avec,

h_c , le coefficient de transfert par convection liquide sol en [W/m² °K] ;

a_s , le coefficient de diffusion du sol en [m²/s] ;

$TSOL$, la température du sol en [K] ;

λ_s , la conductibilité thermique du sol en [W/m K].

□ **HYPOTHESES ET SYSTEMES D'EQUATIONS SIMPLIFIES.**

Nous prenons les valeurs assumées suivantes :

$R = 8314 \text{ J/kmole K}$

$RAD = 1\,000 \text{ W/m}^2$

$SR = 0,5$ (soleil au zénith)

$T_D = 0,5$ (midi réel)

$CC = 0$ (pas de couverture nuageuse)

$\sigma = 5,669 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2 \text{ K}^4$

$\varepsilon_S = 0,95$

$\varepsilon_L = 0,95$

$P_{ATM} = 101\,325 \text{ Pa}$

$P_{\infty} = 0 \text{ Pa}$

$\lambda_s = 0,9 \text{ W/m K}$

$a_s = 4,3 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$

Les équations s'écrivent alors :

$$EVAP3 = 0,02596 \cdot u^{0,78} \cdot SNAP^{-0,055} \cdot \frac{MOLE}{T} \ln \left\{ 1 + \frac{PVAP(T)}{101325 - PVAP(T)} \right\} \quad (\text{kg/s m}^2)$$

(eq.S.170)

$$q_{RAD}(T) = 1173 - 5,38 \cdot 10^{-8} T^4 \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.S.171})$$

Pour l'air à $T = 300 \text{ K}$ le nombre de PRANDL vaut :

$Pr = 0,708$

avec :

$u = 5 \text{ m/s}$

$C_{p\text{air}} = 1.006 \text{ J/kg K}$ à $T = 300 \text{ K}$

→ $q_{AIR} = 0,006 \cdot u^{0,78} \cdot SNAP(t)^{-0,055} \cdot DENS_G \cdot (T_{AMB} - T)$ (W/m²) (eq.S.172)

Pour l'air à $T = 300 \text{ K}$ le nombre de SCHMIDT vaut :

$S_c = \mu / \rho_{\text{air}} \cdot D$

$= 0,6167$

$\mu = 18,6 \cdot 10^{-6} \text{ Pos}$ à $T = 300 \text{ K}$

$\rho_{\text{air}} = 1,161 \text{ kg/m}^3$ à $T = 300 \text{ K}$

$D = 0,26 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$

$$\rightarrow \boxed{q_{EVAP} = 0,00658 \times u^{0,78} \text{ SNAP}(t)^{-0,055} \times \text{DENSG} \times \text{PVAP}(T) \times \text{CVAP}} \quad (\text{W/m}^2) \text{ (eq.S.173)}$$

- En supposant le problème mono-dimensionnel selon la profondeur, l'intégration de l'équation différentielle de la chaleur pour t grand peut se résumer à :

$$q_{sol} = \lambda_s (TSOL - T) / \sqrt{\pi a_s t}$$

$$\rightarrow \boxed{Q_{sol} = 774,34 (TSOL - T) / \sqrt{t}} \quad (\text{W/m}^2) \quad \text{(eq.S.174)}$$

□ **TRAITEMENT DU PROBLEME :**

Calcul de EVAP3 (t) et DVAP3(t)

$$t_j = t_0 + \Delta t$$

$$\Delta T(t_j) = \frac{\Delta t \times \text{SNAP}}{\text{CSPE} \times \text{MLIQ}(t_{i-1}) - \text{DVAP3}(t_{i-1}) \times \Delta t} \times \left[q_{RAD}(t_{i-1}) + q_{AIR}(t_{i-1}) - q_{EVAP}(t_{i-1}) + q_{sol}(t_{i-1}) \right] \quad \text{(eq.S.175)}$$

$$T(t_j) = T(t_{i-1}) + \Delta T(t_j) \quad \text{(eq.S.176)}$$

On prend pour le calcul un pas de temps :

$$dt = (Y \text{ ou } t)/10 \quad \text{(eq.S.177)}$$

$$\text{DVAP3}(t) = \frac{1}{\text{CVAP}} \sum_{\tau=dt}^t \left[q_{RAD} + q_{AIR} + q_{EVAP} + q_{SOL} \right] \times \pi \times \left[R^2(t + dt - \tau) - R^2(t - \tau) \right] \quad \text{(kg/s)} \quad \text{(eq.S.178)}$$

Le calcul de DVAP3 est donc itératif. A l'instant initial, la température T de la nappe liquide et la géométrie de cette nappe sont connues. L'équation différentielle de bilan thermique permet de calculer la nouvelle température T après le temps dt, et donc une nouvelle tension de vapeur saturante PVAP au-dessus de la nappe liquide.

Lorsque le régime est permanent, on peut remarquer que q_{SOL} tend vers 0 (la température du sol tend vers celle du liquide) et q_{EVAP} devient négligeable. La procédure de calcul reste la même, mais la méthode itérative se simplifie.

③ **CAS $T \geq TBUL$ (PATM)**

Une solution analytique approximative peut être obtenue en supposant que le processus d'extension de la nappe est indépendant du processus, simultanément pourtant de vaporisation.

Le débit d'évaporation est calculé en ne tenant compte que de l'apport thermique du sol et en utilisant un facteur de correction dû à la rugosité du sol.

$$q_{sol} = \lambda_s \frac{(TSOL - TBUL)}{\sqrt{\pi a t}} \quad \text{(eq.S.179)}$$

$$\text{EVAP3} = \frac{q_{sol}}{\text{DENSL}(T) \times \text{CVAP}(TBUL)}$$

$$\text{EVAP3} = \frac{774,34 (TSOL - TBUL)}{\text{DENSL}(T) \times \text{CVAP}(TBUL) \sqrt{t}} \quad \text{(eq.S.180)}$$

$$\text{DVAP3} = \text{EVAP3} \times \text{SNAP} \times \text{DENSL}(T) \quad \text{(kg/s)} \quad \text{(eq.S.181)}$$

1.4.4 BILAN DES DEBITS ET RELACHEMENTS INFLAMMABLES, TOXIQUES ET INERTES

L'inventaire relâché en phase vapeur et/ou gazeuse peut comprendre,

- **des constituants inflammables**
condition : $QFLU > 0$
- **des constituants toxiques** : benzène, H₂S, HF, NH₃...
condition : $TTOX \geq 2$
 - inflammable si $QFLU \neq 0$ (benzène, H₂S)
 - ininflammable si $QFLU = 0$ (HF, chlore)
- **des constituants inertes** (Azote, vapeur d'eau, CO₂...)
conditions : $QFLU = 0$
 $TTOX = 0$

L'inventaire relâché en phase liquide peut comprendre pour ce qui nous intéresse dans l'étude des dangers,

- des constituants inflammables
condition : $QFLU > 0$
- des constituants ininflammables (eau...)
condition : $QFLU = 0$

Ceci nous amène à quantifier :

- le débit ou la masse inflammable
- le débit ou la masse toxique : en cas de plusieurs composants toxiques on ne retiendra que la fraction du composant dont les conséquences seront les plus étendues.
- la fraction en composants inertes.

① INVENTAIRE INFLAMMABLE

Il faut tenir compte dans le mélange impliqué de la fraction pondérale des composants non inflammables tels que :

- vapeur d'eau, CO₂, HF, Cl₂, N₂, pour la phase vapeur ou gazeuse
- eau, pour la phase liquide

Pour ce faire on calcule la fraction pondérale inflammable :

$$(FRMAS)_{QFLU \neq 0} = \sum_i (FRMAS)_{i_{QFLU \neq 0}} \quad (\text{eq.S.182})$$

Soit CFLA cette fraction pondérale.

Dans toutes les équations précédentes calculant des MLIQ ou DLIQ, MVAP ou DVAP, on introduit CFLA et on calcule l'inventaire inflammable par :

DFLUG = CFLA x DVAP	(kg/s)	(eq.S.183)
DFLUL = CFLA x DLIQ	(kg/s)	(eq.S.184)
MFLUG = CFLA x MVAP	(kg)	(eq.S.185)
MFLUL = CFLA x MLIQ	(kg)	(eq.S.186)

2 INVENTAIRE TOXIQUE

Seuls les débits et relâchements gazeux ou vapeur sont concernés.

On connaît pour chaque composant toxique les valeurs de :

- TTOX ≥ 2 : 2, 3 ou 4
- SEI (ppm)
- la masse molaire (kg/kmole)
- la fraction pondérale FRMAS

Nous retenons pour inventaire toxique un seul composant, celui qui engendrera les effets conséquences les plus critiques.

Pour ce faire, pour chaque composant toxique le cas échéant, on calcule un **équivalent chlore**:

cas source continue :

$$E_{CLi} = \frac{FRMAS_i \times DVAP_i \times (SEI_{CL2} \times MOLE_{CL2})}{SEI_i \times MOLE_i}$$

$$= 1773 \left\{ \frac{FRMAS_i \times DVAP_i}{SEI_i \times MOLE_i} \right\} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.187})$$

critère de sélection : **Max E_{CLi}** (eq.S.188)

- identification du composant
- valeur de (FRMAS_i)_{TOX}

On définit la fraction pondérale correspondant au produit toxique sélectionné :

$$CTOX = (FRMAS_i)_{TOX} \quad (\text{eq.S.189})$$

cas d'une source instantanée :

$$E_{CLi} = 1773 \left\{ \frac{FRMAS_i \times DVAP_i}{SEI_i \times MOLE_i} \right\} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.190})$$

critère de sélection : **Max E_{CLi}** (eq.S.191)

$$CTOX = (FRMAS_i)_{TOX}$$

Calcul de l'inventaire toxique

1) Cas d'un fluide surchauffé

conditions : TSER ≥ TBUL
ou TBUL ≤ TAMB

$$D_{TOXG} = C_{TOX} (D_{GAZ} + D_{VAP1} + D_{VAP2} + D_{VAP3}) \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.192})$$

source continue.

$$M_{TOXG} = C_{TOX} (M_{GAZ} + M_{VAP1} + M_{VAP2} + M_{VAP3}) \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.193})$$

source instantanée.

2) Cas d'un fluide non surchauffé

condition : $T_{SER} < T_{BUL}$
et $T_{SER} > P_E$

$$D_{TOXG} = C_{TOX} \times (D_{GAZ} + D_{VAP3}) \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.194})$$

source continue.

$$M_{TOXG} = C_{TOX} \times (M_{GAZ} + M_{VAP3}) \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.195})$$

source instantanée.

3) Cas d'un fluide non surchauffé

condition : $T_{SER} < T_{BUL}$
et $P_{VAP} < 10^3 \text{ Pa}$

$$D_{TOXG} = C_{TOX} \times D_{GAZ} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.196})$$

source continue.

$$M_{TOXG} = C_{TOX} \times M_{GAZ} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.197})$$

source instantanée.

③ INVENTAIRE INERTE

On connaît CFLA et CTOX.

La fraction pondérale en inerte vaut donc : $CIN = 1 - (CFLA + CTOX)$ (eq.S.198)
 $DIN = (1 - (CFLA + CTOX)) \times DVAP$

1.5. RELACHEMENT INSTANTANE

Lorsqu'il y a éclatement d'une capacité sous pression, il s'ensuit un relâchement instantané du contenu de la capacité disloquée, et de toutes les capacités et circuits de tuyauteries non isolables en communication avec cette dernière.

Par capacité sous pression on entend : tours, colonnes, séparateurs, ballons, calandres d'échangeur et réacteurs.

Nous considérons la quantification de six types de relâchement instantané :

- 1) relâchement instantané d'un contenu en phase liquide seule ;
- 2) relâchement instantané d'un contenu en phase gazeuse ou vapeur seule,
- 3) relâchement instantané d'un contenu diphasique séparé :
 - phase vapeur en tête
 - phase liquide en fond
 - la phase liquide est surchauffée
- 4) relâchement instantané d'un contenu diphasique séparé :
 - phase vapeur en tête
 - phase liquide en fond
 - la phase liquide n'étant pas surchauffée
- 5) relâchement instantané d'un contenu diphasique homogène, la phase liquide étant surchauffée
- 6) relâchement instantané d'un contenu diphasique homogène, la phase liquide n'étant pas surchauffée.

1.5.1. MASSE RELACHEE INSTANTANEMENT

① Le contenu est en phase liquide seule

Soit VEQU, le volume de la capacité étudiée en m³
VNI, le volume des autres capacités et circuits non isolables et en phase liquide (m³)

La masse relâchée instantanément est :

$$MLIQ_0 = \text{DENSL}(\text{TSER}) \times (\text{VEQU} + \text{VNI}) \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.199})$$

② Le contenu est en phase gazeuse ou vapeur seule

Soit, VEQU, le volume de la capacité étudié en m³
VNI, le volume des autres capacités et circuits non isolables et en phase gazeuse ou vapeur (m³)

La masse relâchée instantanément vaut :

$$MVAP_0 = \left(\frac{\text{MOLE} \times \text{PSEr} \times \text{VEQU}}{8312,4 \times \text{TSER}} \right) + \left(\frac{\text{MOLE}_i \times P_i \times \text{VNI}}{8312,4 \times T_i} \right) \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.200})$$

avec MOLE la masse molaire du contenu de la capacité en kg/kmole
PSEr la pression de service (Pa)
TSER la température de service (K)
MOLE_i la masse molaire du contenu du volume non isolable kg/kmole
P_i la pression des volumes non isolables (Pa)
T_i la température du contenu des volumes non isolables (K)

③ Le contenu est diphasique séparé

Soit VEQU, le volume de la capacité en m³
VLIQ0, le volume en liquide non isolable (m³)

VGAZ₀, le volume en gaz ou vapeur non isolable (m³)

La masse relâchée instantanément vaut :

→ en phase vapeur ou gazeuse :

$$MVAP_0 = \left(\frac{X \times MOLE \times PSER \times VEQU}{8312,4 \times TSER} \right) + \left(\frac{MOLE_i \times P_i \times VGAZ_0}{8312,4 \times T_i} \right) \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.201})$$

avec X la fraction volumique en vapeur ou gaz dans la capacité
PSER la pression de service (Pa)
MOLE la masse molaire du contenu de la capacité (kg/kmole)
TSER la température de service (K)
MOLE_i la masse molaire du contenu du volume non isolable en (kg/kmole)
P_i la pression du volume non isolable (Pa)
T_i la température du contenu du volume non isolable (K)

→ en phase liquide

$$MLIQ_0 = (1 - X) (\text{DENSL}(TSER) \times VEQU) + (\text{DENSL}_i(T_i) \times VLIQ_0) \quad (\text{kg}) \quad (\text{q.S.202})$$

Bilan $MFLU = MVAP + MLIQ_0$ (kg) (eq.S.203)

④ Le contenu est diphasique homogène

Soit VEQU, le volume de la capacité en m³
XG, la fraction massique en vapeur ou gaz
VDI, le volume en diphasique non isolable (m³)
ou
VLIQ₀, le volume en liquide non isolable (m³)
VGAZ₀, le volume en gaz ou vapeur non isolable (m³)

La masse relâchée instantanément vaut :

→ en phase vapeur ou gazeuse :

$$MVAP_0 = \left(\frac{XG \times MOLE \times PSER \times VEQU}{8312,4 \times TSER} \right) + \left(\frac{XG \times MOLE_i \times P_i \times VDI}{8312,4 \times T_i} \right) + \left(\frac{MOLE_i \times P_i \times VGAZ_0}{8312,4 \times T_i} \right) \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.204})$$

→ en phase liquide

$$MLIQ_0 = (1 - XG) \text{DENSL}(TSER) VEQU$$

$$MLIQ_0' = (1 - XG) \text{DENSL}_i(T_i) VDI$$

$$MLIQ_0'' = \text{DENSL}_i(T_i) VLIQ_0$$

(kg) (eq.S.205)

1.5.2. EVOLUTION APRES RELACHEMENT

- La masse vapeur ou gazeuse demeure soit **MVAPO**
- La masse liquide peut
 - flasher
 - former un aérosol
 - former une masse liquide en extension
 - s'évaporer

①

Condition :

TSER ≥ TBUL
et T_i ≥ TBUL

tout le liquide est surchauffée

On aura un phénomène de flash et un phénomène de formation d'aérosol.

→ taux de flash

$$EVAP1 = 1 - \exp\left\{\left(\frac{CSPE(T)}{CVAP(TBUL)}\right)(TBUL - TSER)\right\} \quad (\text{eq.S.206})$$

$$EVAP1_i = 1 - \exp\left\{\left(\frac{CSPE(T_m)}{CVAP_i(TBUL)}\right)(TBUL - T_i)\right\} \quad (\text{eq.S.207})$$

avec $T = (TBUL \times TSER)^{0,5}$ K

$T_m = (TBUL \times T_i)^{0,5}$ K

$$MVAP1 = (EVAP1 \times MLIQ_0) + EVAP1_i (MLIQ'_0 + MLIQ''_0) \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.208})$$

→ taux d'aérosol

$$EVAP2 = EVAP1 \left\{ \left[\frac{1}{(0,7 EVAP1) + 0,3} \right] - 1 \right\} \quad (\text{eq.S.209})$$

$$MVAP2 = EVAP2 \times MLIQ_0 \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.210})$$

Soit $\beta = EVAP1 + EVAP2$ (eq.S.211)

La masse liquide retombant au sol s'exprime par

$$MLIQ = (1 - \beta) MLIQ_0 + (1 - EVAP1_i) (MLIQ'_0 + MLIQ''_0) \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.212})$$

Cette masse liquide va donner naissance à une nappe en extension avec évaporation en fonction de sa surface et du temps.

Nous simplifions le problème en considérant l'extension maximale de la nappe réalisée très rapidement, et l'évaporation s'appliquant à toute la surface.

$$RNAP = \text{Min} \left\{ \sqrt{\frac{SCUV}{\pi}}; \left[\frac{MLIQ}{DENS_{LIQ} \times DELTA \times \pi} \right]^{0,5} \right\} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.S.213})$$

avec DELTA l'épaisseur d'étalement de la nappe (voir page 40)

Cas d'un système présentant une cuvette de rétention de surface SCUV).

$$RNAP = \left[\frac{MLIQ}{DENS_{LIQ}(TSER) \times DELTA \times \pi} \right]^{0,5} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.S.214})$$

Cas d'un système sans cuvette de rétention

Le taux d'évaporation s'exprime par

$$EVAP3 = \frac{\lambda_s}{DENS(L(TSER)) \times CVAP(TBUL)} \frac{(TSER - TBUL)}{(a_s \pi Y)^{0,5}} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.S.215})$$

avec λ_s : coefficient de conduction du sol, 0,9 J/s m K

a_s : coefficient de diffusion du sol, $4,3 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$

$$EVAP3 = \frac{774,34 (TSER - TBUL)}{DENS(LIQU) \times CVAP} \frac{1}{\sqrt{Y}} \quad (\text{eq.S.216})$$

avec Y = Durée de la fuite en secondes.

$$MVAP3 = \pi \times \overline{RNAP}^2 \times EVAP3 \times DENS(LIQU) \times Y \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.217})$$

②

<p>Condition : $TSER < TBUL$ $TSER > PE$</p>
--

La masse liquide va former une nappe en extension avec un phénomène d'évaporation en fonction du temps et de la surface.

$$SNAP = \text{Min} \left\{ SCUV ; \frac{MLIQ}{DENS(L(TSER)) \times DELTA} \right\} \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.S.218})$$

(cas des systèmes présentant une cuvette de rétention)

$$SNAP = \frac{MLIQ}{DENS(L(TSER)) \times DELTA} \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.S.219})$$

(cas des systèmes sans cuvette de rétention)

$$RNAP = \sqrt{\frac{SNAP}{\pi}} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.S.220})$$

$$EVAP3 = 5,676 \cdot 10^{-2} RNAP^{-0,11} \frac{MOLE}{TSOL} \ln \left\{ 1 + \frac{PVAP}{10^5 - PVAP} \right\} \quad (\text{eq.S.221})$$

$$MVAP3 = \pi \overline{RNAP}^2 \times EVAP \times Y \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.222})$$

③

Condition : $TSER < TBUL$
 $PVAP < 1000 \text{ pascal}$

Aucun phénomène d'évaporation n'est pris en compte.
 Seul un épandage est quantifié

$$SNAP = \text{Min} \left\{ SCUV ; \frac{MLIQ_0}{DENS(L(TSER)) \times DELTA} \right\} \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.S.223})$$

Cas d'un système avec cuvette de rétention

$$SNAP = \frac{MLIQ}{DENS(L(TSER)) \times DELTA} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.S.224})$$

Cas d'un système sans cuvette de rétention

$$\text{et RNAP} = \sqrt{\frac{\text{SNAP}}{\pi}} \quad (\text{eq.S.224 bis})$$

Bilan Final :

On obtient :

$$\rightarrow \text{en phase liquide : } \boxed{\text{MLIQ} = \text{MLIQ}_0 - \text{MVAP}_1 - \text{MVAP}_2 - \text{MVAP}_3} \quad (\text{eq.S.225})$$

\rightarrow en phase vapeur et/ou gazeuse :

$$\boxed{\text{MVAP} = \text{MVAP}_0 + \text{MVAP}_1 + \text{MVAP}_2 + \text{MVAP}_3} \quad (\text{eq.S.226})$$

$$= \sum_{i=0}^3 \text{MVAP}_i$$

1.5.3 INVENTAIRE DES MASSES INFLAMMABLES, TOXIQUES ET INERTES

① INVENTAIRE INFLAMMABLE

Il faut tenir compte dans le mélange impliqué de la fraction pondérale des composants non inflammables tels que :

- vapeur d'eau, CO₂, HF, Cl₂, N₂, pour la phase vapeur ou gazeuse
- eau, pour la phase liquide

Pour ce faire on calcule la fraction pondérale inflammable :

$$(\text{FRMAS})_{\text{QFLU} \neq 0} = \sum_i (\text{FRMAS})_{i\text{QFLU} \neq 0} \quad (\text{eq.S.227})$$

Soit CFLA cette fraction pondérale.

$$\text{MFLUG} = \text{CFLA} \times \text{MVAP} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.228})$$

$$\text{MFLUL} = \text{CFLA} \times \text{MLIQ} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.229})$$

② INVENTAIRE TOXIQUE

Seuls les débits et relâchements gazeux ou vapeur sont concernés.

On connaît pour chaque composant toxique les valeurs de :

- \rightarrow TTOX ≥ 2 : 2, 3 ou 4
- \rightarrow SES (ppm)
- \rightarrow la masse molaire (kg/kmole)
- \rightarrow la fraction pondérale FRMAS

Nous retenons pour inventaire toxique un seul composant, celui qui engendrera les effets conséquences les plus critiques.

Pour ce faire, pour chaque composant toxique le cas échéant, on calcule un **équivalent chlore**:

$$E_{\text{Cl}_i} = 2127 \left\{ \frac{\text{FRMAS}_i \times \text{DVAP}}{\text{IDLH}_i \times \text{MOLE}_i} \right\} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.S.230})$$

$$\text{critère de sélection : } \text{Max } E_{\text{Cl}_i} \quad (\text{eq.S.231})$$

$$\text{CTOX} = (\text{FRMAS}_i)_{\text{TOX}}$$

Calcul de l'inventaire toxique

1) **Cas d'un fluide surchauffé**

conditions : $T_{SER} \geq T_{BUL}$

ou $T_{BUL} \leq T_{AMB}$

$$M_{TOXG} = C_{TOX} (M_{VAP0} + M_{VAP1} + M_{VAP2} + M_{VAP3}) \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.232})$$

2) **Cas d'un fluide non surchauffé**

condition : $T_{SER} < T_{BUL}$

et $P_{VAP} > 1000$ pascal

$$M_{TOXG} = C_{TOX} \times (M_{VAP0} + M_{VAP3}) \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.233})$$

3) **Cas d'un fluide non surchauffé**

condition : $T_{SER} < T_{BUL}$

et $P_{VAP} \leq 1000$ pascal

$$M_{TOXG} = C_{TOX} \times M_{VAP0} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.S.234})$$

③ INVENTAIRE INERTE

On connaît CFLA et CTOX.

La fraction pondérale en inerte vaut donc :

$$C_{IN} = 1 - (C_{FLA} + C_{TOX}) \quad (\text{eq.S.235})$$

et $M_{IN} = (1 - (C_{FLA} + C_{TOX})) M_{VAP}$

1.6. CALCUL DES PERTES DE CHARGE

1.6.1. Pertes de charge

L'écoulement d'un fluide dans une conduite, dans une singularité (coude, té, élargissement brusque...) dans un accessoire (vanne, clapet,...) s'effectue au prix d'une perte d'énergie d'autant plus importante :

- que le débit, donc la vitesse d'écoulement est grande,
- que la conduite est longue et que ses parois sont rugueuses,
- que les variations de section ou de direction sont brusques,
- que la viscosité du fluide est importante,
- que la masse spécifique du fluide est grande.

L'expression traduisant cette perte d'énergie s'écrit :

$$\Delta p = f \frac{l}{D} \varpi \frac{u_m^2}{2g} \quad (\text{eq.S.236})$$

avec,

- f, le coefficient de perte de charge variant avec le nombre de Reynolds et la rugosité;
l, la longueur de tuyauterie, en m ;
D, le rayon hydraulique, en m ;
 u_m , la vitesse d'écoulement, en m/s ;
 ϖ le poids spécifique, en $\text{kg/m}^2\text{s}^2$;
 $\varpi = \text{DENSL} \times g$

1.6.1.1. Détermination des longueurs équivalentes de ligne

Les pertes de charge dans un circuit sont de deux ordres :

- les pertes de charge régulières dans les parties droites caractérisées par leur longueur L,
- les pertes de charge singulières dans les coudes, accessoires et équipements, caractérisées par une longueur équivalente leq_k .

$$Leq = L + \sum_k leq_k \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.S.237})$$

avec,

- L, la longueur de ligne en (m),
 leq_k , les longueurs équivalentes des pertes de charge singulières en m,
Leq, la longueur équivalente de ligne en m.

Dans l'évaluation des pertes de charge singulières on a l'habitude de grouper, dans la perte due à la singularité, l'effet des perturbations amont et aval qu'elle provoque, si bien que pratiquement, on ajoute la perte de charge singulière aux pertes par frottement calculées avec une longueur comprenant celle de la singularité.

L'expression type d'une longueur équivalente de perte de charge singulière, est,

$$leq_k = K \times \text{DIA} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.S.238})$$

avec,

- DIA, le diamètre de la ligne ou de l'accessoire en (m)
K, le coefficient de perte de charge singulière.

1.6.1.2 Coefficients de pertes de charge singulière

Ci-après nous mentionnons quelques pertes de charge singulière couramment utilisées:

① Accessoires

Réf.	ACCESSOIRES	K
A	Coudes normalisés	30/16
B	Coude 180°	50
C	Té	20/60
D	Vanne opercule taraudée	10
E	Vanne opercule à brides	8
F	Vanne à boule	3
G	Vanne papillon	40
H	Vanne à siège	340
J	Vanne à siège non retour	320
K	Vanne d'angle non retour	150
L	Vanne anti-retour en ligne	400
M	Vanne anti-retour d'angle	200
N	Clapet à battant (à brides)	50
O	Clapet à battant (taraudé)	100
P	Clapet-filtre	420
Q	Clapet-filtre	100

Les références se rapportent à la figure (7.1.).

② Sortie de réservoir

à angle vif		K
	très aigu :	50
à angle arrondi	normalement chanfreiné :	25
	normalement arrondi :	3
tube entrant	très vif :	300
	normalement chanfreiné :	60

③ Changement de section

	K
d/D = 3/4	20
d/D = 1/2	35
d/D = 1/4	60

	K
d/D = 3/4	25
d/D = 1/2	55
d/D = 1/4	75

④ Entrée de pompe

K = 20

K = 5

1.6.2. REGIMES D'ECOULEMENT

① Nombre de Reynolds

Le régime d'écoulement d'un fluide dans une conduite à section circulaire peut être caractérisé par un coefficient sans dimensions appelé **nombre de Reynolds (Re)** donné par la relation :

$$Re = \frac{V \times DIA}{\nu} \quad (\text{eq.S.239})$$

dans laquelle :

V est la vitesse moyenne d'écoulement, en m/s

DIA, le diamètre de la conduite, en m

ν la viscosité cinématique, en m^2/s

$$V = \frac{DBRE}{0,25 \pi DIA^2} \quad (\text{eq.S.240})$$

Ce nombre fait ressortir l'importance relative des forces de viscosité et des forces d'inertie.

Pour les faibles nombres de Reynolds, c'est-à-dire, lorsque les forces de viscosité dominent, l'écoulement se fait par couches concentriques de vitesse nulle à la paroi et de vitesse maximum au centre.

Cet écoulement porte le nom d'**écoulement laminaire**.

Le nombre de Reynolds auquel l'écoulement cesse d'être laminaire, se situe vers $Re = 2500$ quoiqu'un écoulement laminaire puisse être maintenu moyennant certaines précautions pour des valeurs de Re bien supérieures, mais il est alors instable et un choc sur la tuyauterie, par exemple, suffit à établir un mouvement turbulent, caractérisé par des échanges de liquide d'une couche à l'autre.

② Coefficient de frottement

Les théories semi-empiriques de la résistance des tubes en régime turbulent lisse, prennent comme point de départ le fait expérimental que la répartition des vitesses dans la région purement turbulente ne dépend que de la perte de charge.

La même hypothèse convient également pour le régime turbulent rugueux. La seule différence provient du raccordement à la paroi, l'influence de la viscosité dans cette région étant remplacée par celle de la rugosité.

Le calcul conduit alors à la loi de résistance suivante, valable pour le régime complètement rugueux :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1,73 + 2 \log_{10} \frac{0,5 \overline{DIA}}{e_s} \quad (\text{eq.S.241})$$

avec f , le coefficient de frottement

e_s , la rugosité uniforme équivalente en (mm)

Les constantes de cette formule ont été déduites des résultats des expériences de NIKURADSE.

Cette formule n'est valable qu'en régime entièrement rugueux.

Il est bien évident que les tuyauteries banales n'ont aucune raison de présenter des rugosité de forme simple et de distribution régulière. Leurs rugosités naturelles, fonction de leur fabrication et de leur passé, sont constituées le plus souvent par un fond de petites aspérités, fond auquel se superpose un moins grand nombre d'aspérités plus prononcées.

Autrement dit, les aspérités sont de grosseur variable, leur nombre étant d'autant plus réduit qu'elles sont plus importantes.

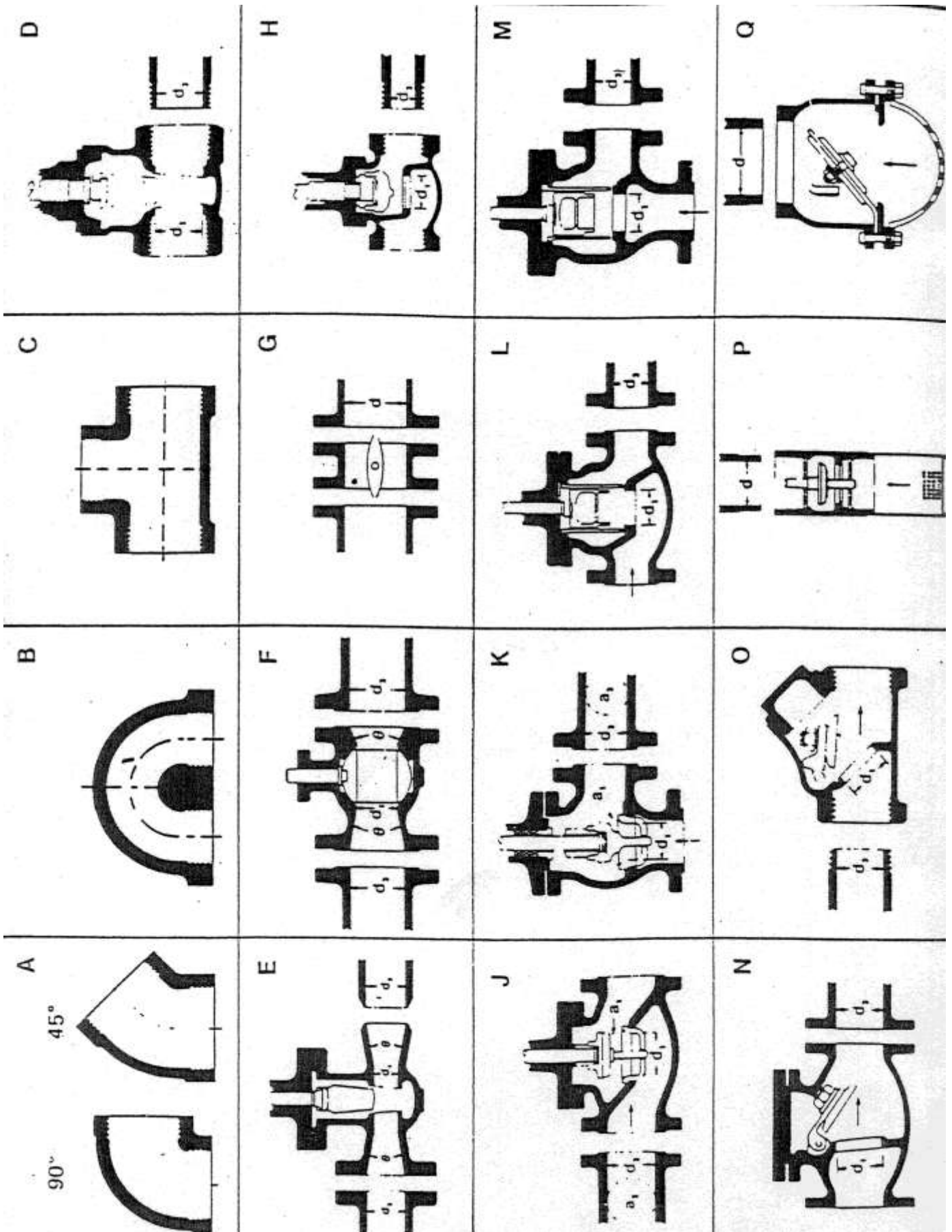
Par opposition à la rugosité des conduites de NIKURADSE qui était homogène, on dit dans ce cas que la rugosité est hétérogène.

Les expériences effectuées avec des tuyauteries banales par COLEBROOK, montrent que leur perte de charge, a dans l'ensemble, une allure comparable à la "harpe de Nikuradse" avec toutefois un passage plus progressif du régime lisse au régime rugueux, ne faisant pas apparaître le creux qui est marqué sur les courbes de Nikuradse.

Soit,

$$e_s = f (\text{conduite})$$

Figure 1.4.



par analogie type Nikuradse nous prenons pour une conduite en acier,
 $e_s = 0,06 \text{ mm}$

Soit e_s/DIA , la rugosité relative (eq.S.242)

Utilisant la formule de COLEBROOK, le coefficient de frottement s'obtient par :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left\{ \frac{e_s/DIA}{3,71} + \frac{2,51}{Re \sqrt{f}} \right\} \quad (\text{eq.S.243})$$

③ Expression des pertes de charge

Pratiquement, en régime laminaire ($Re \leq 2500$) on calcule la perte de charge par : (eq.S.244)

$$\Phi = \frac{64 \text{ Leq } V^2}{Re \text{ DIA } 2g} \quad \text{en m de liquide}$$

En régime turbulent, ($Re > 2500$) on exprime la perte de charge par : (eq.S.245)

$$\Phi = f \frac{\text{Leq } V^2}{\text{DIA } 2g} \quad \text{en m de liquide}$$

1.7. MODULES

L'ensemble du terme source peut se décomposer sous forme d'une série de modules type arborescence : 13 modules principaux pouvant appeler 7 modules satellites.

Ce sont :

- 1) Module terme source réservoir atmosphérique
- 2) Module terme source réservoir sous pression
- 3) Module terme source capacité sous pression
- 4) Module terme source compresseur
- 5) Module terme source pompe / garniture mécanique
- 6) Module terme source pompe / piquage au refoulement
- 7) Module terme source four (tube)
- 8) Module terme source chaudière
- 9) Module terme source ligne
- 10) Module terme source piquage
- 11) Module terme source joint
- 12) Module terme source bras de chargement
- 13) Module terme source soupape

Ces 13 modules principaux sont constitués de 7 branches :

1. données équipement
2. définition brèche
3. pertes de charge
4. débit à la brèche
5. durée de vidange
6. débit après la brèche
7. bilan des débits relâchés.

Dans chaque branche sont définies :

- les valeurs assumées
- les hypothèses
- la succession des équations de calcul avec leur numéro de référence.
- les portes logiques **SI/SINON**
- les décisions d'application des modules satellites.

Les 7 modules satellites sont :

module 3 : pertes de charge correspondant à la branche 3 des modules principaux.

module 4 : débit à la brèche correspondant à la branche 4 des modèles principaux

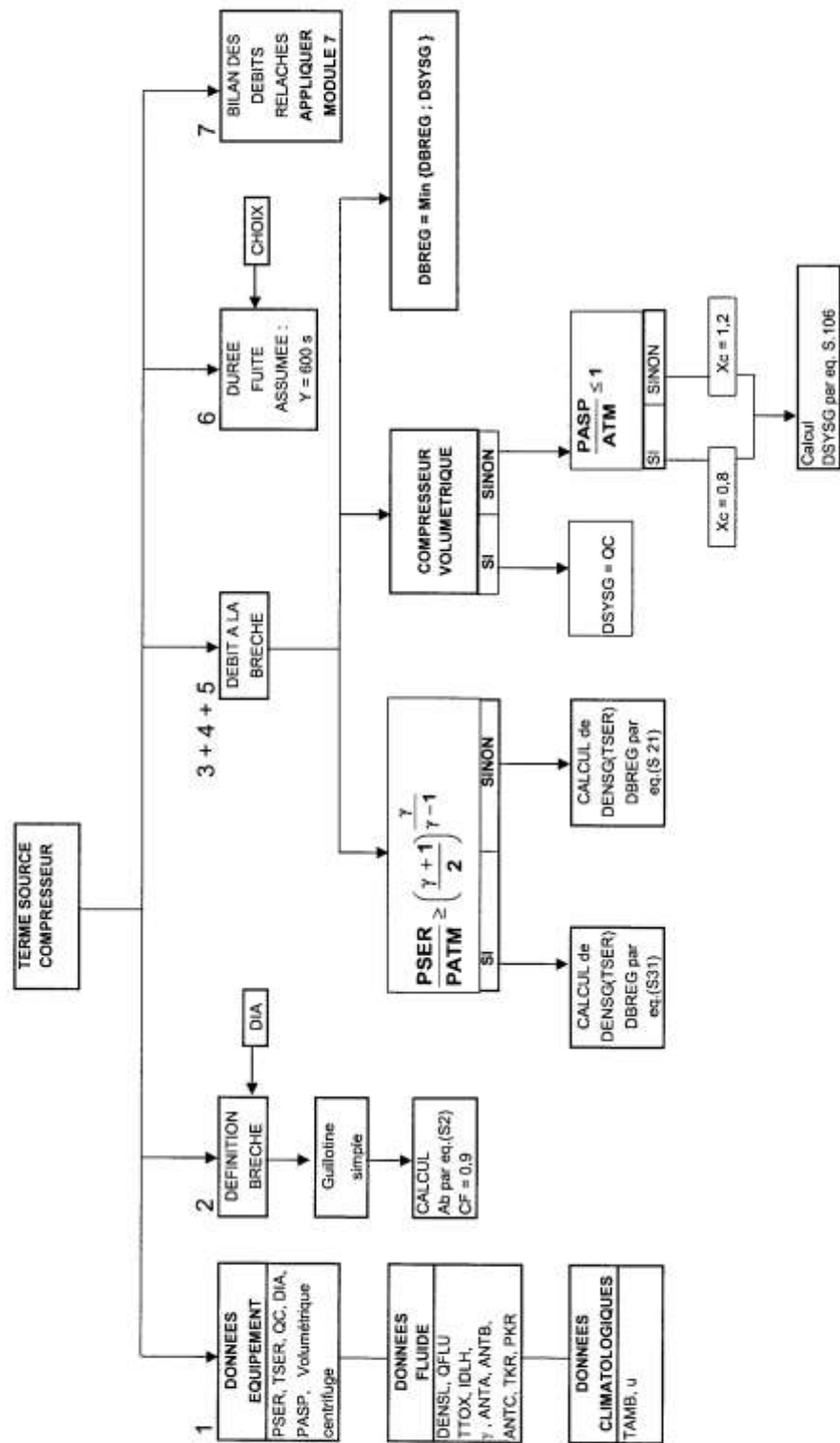
module 5 : calcul du temps de vidange, correspondant à la branche 5 des modules principaux

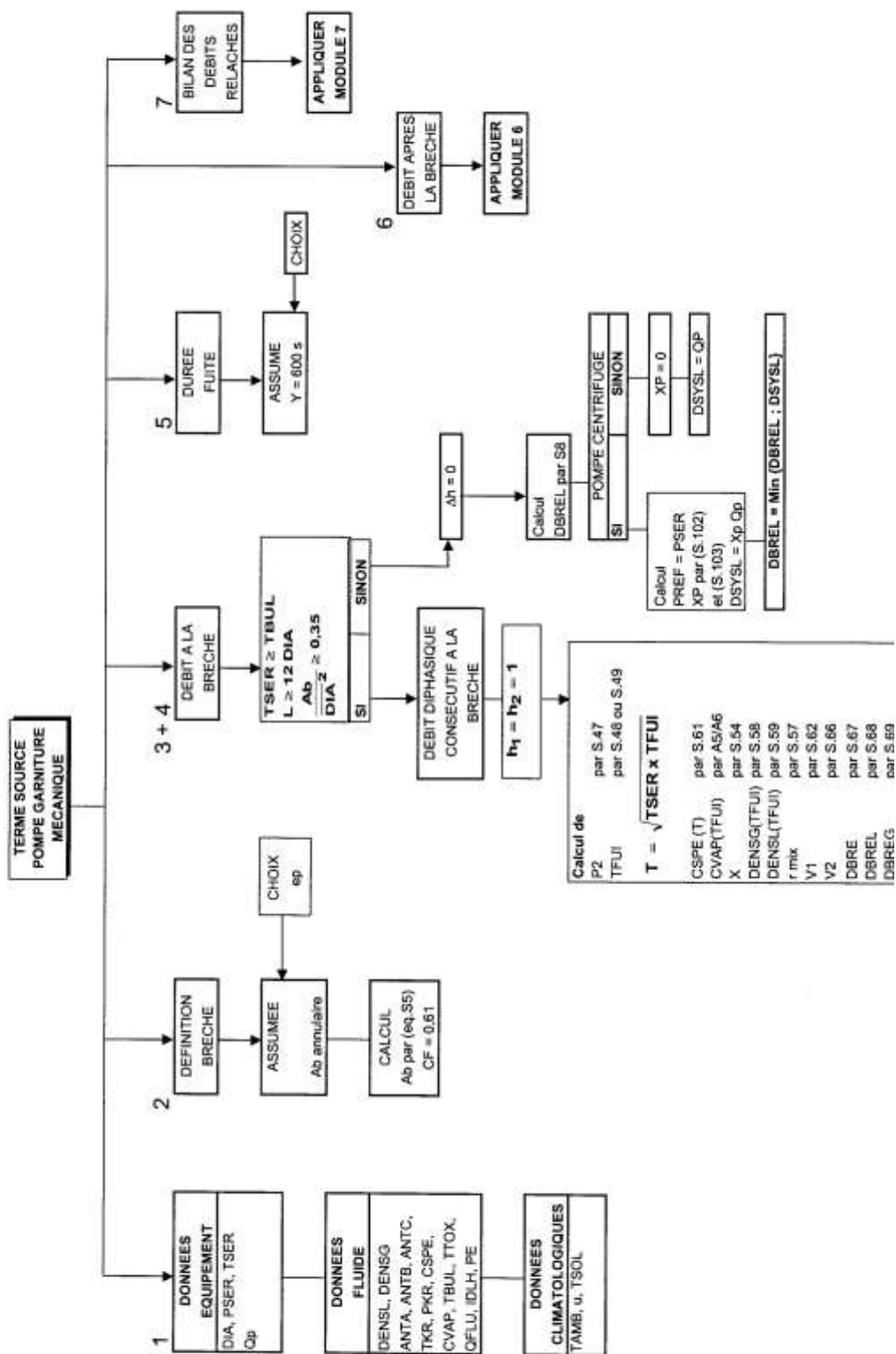
module 4D : qui est un calcul du temps de vidange ou de la durée de la fuite en cas de diphasique

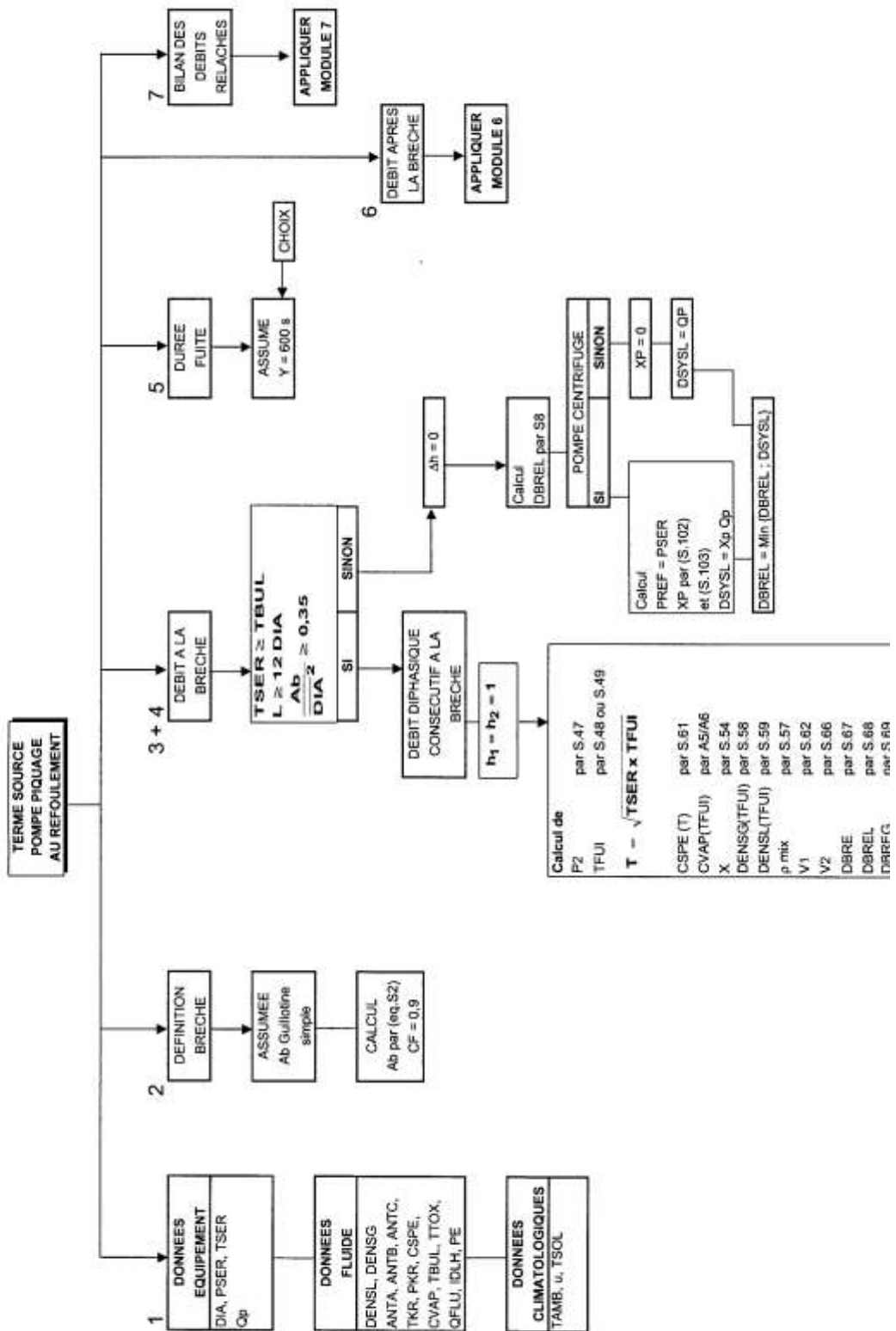
module 4G : rupture guillotine

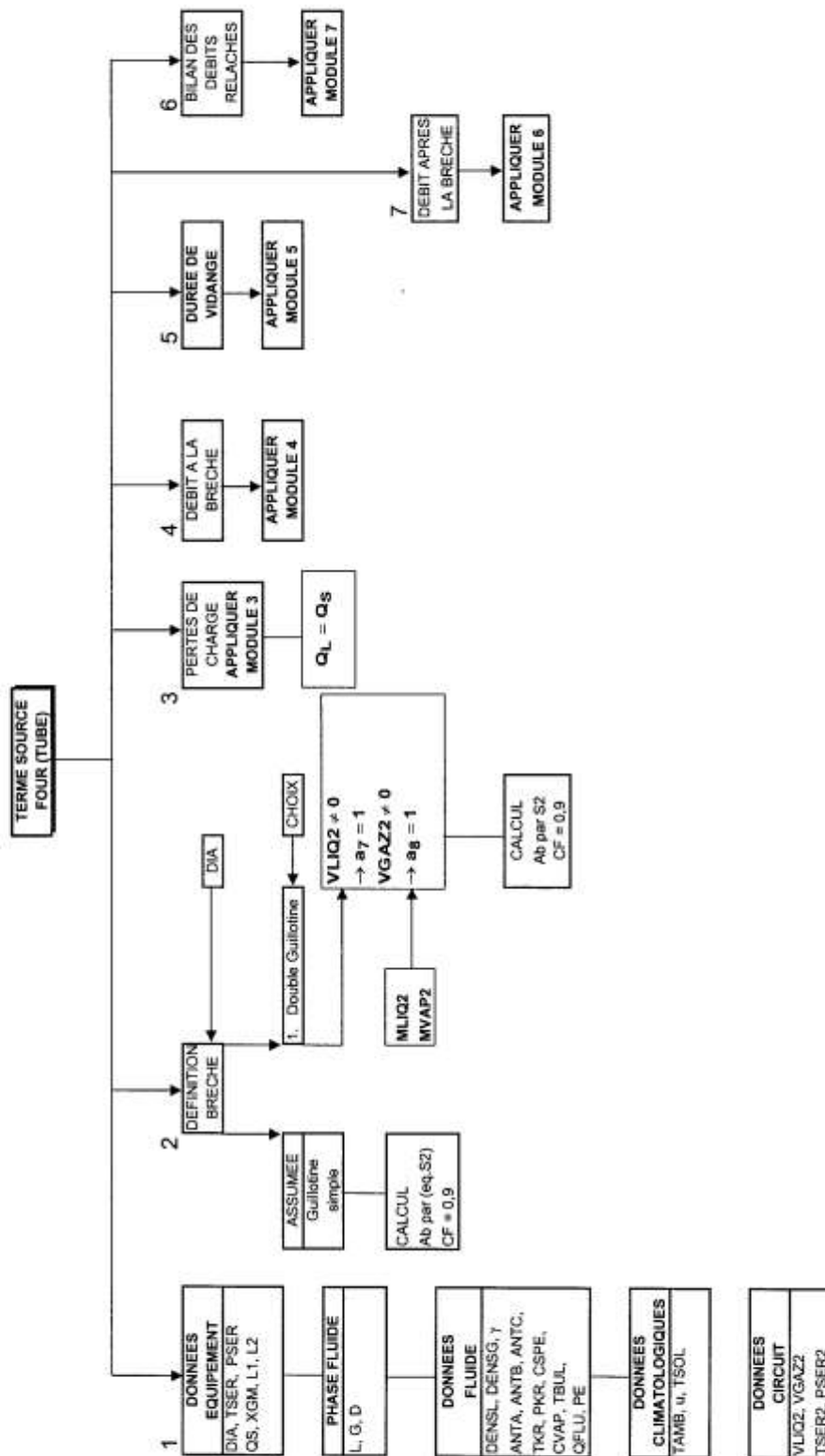
module 6 : débit après la brèche, correspondant à la branche 6 des modules principaux.

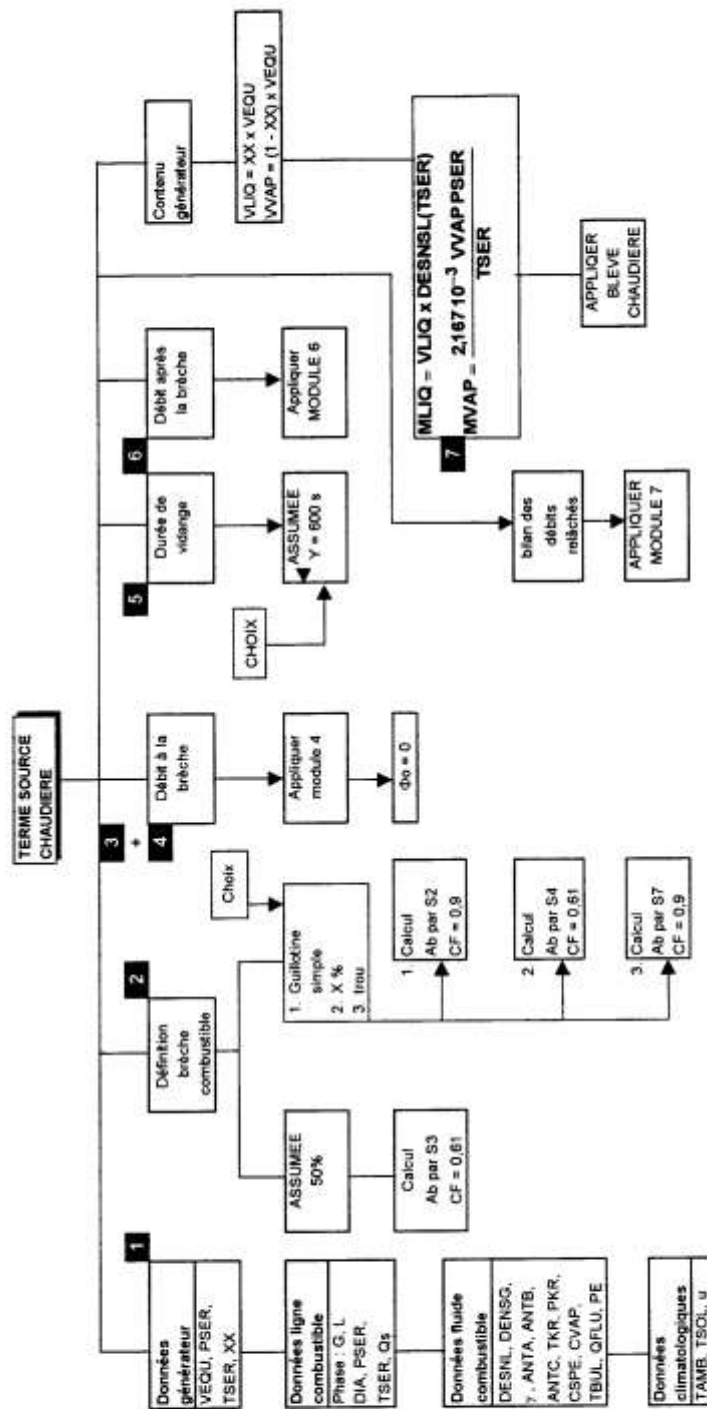
module 7 : bilan des débits et masses relâchés, qui correspond à la branche 7 des modèles principaux.



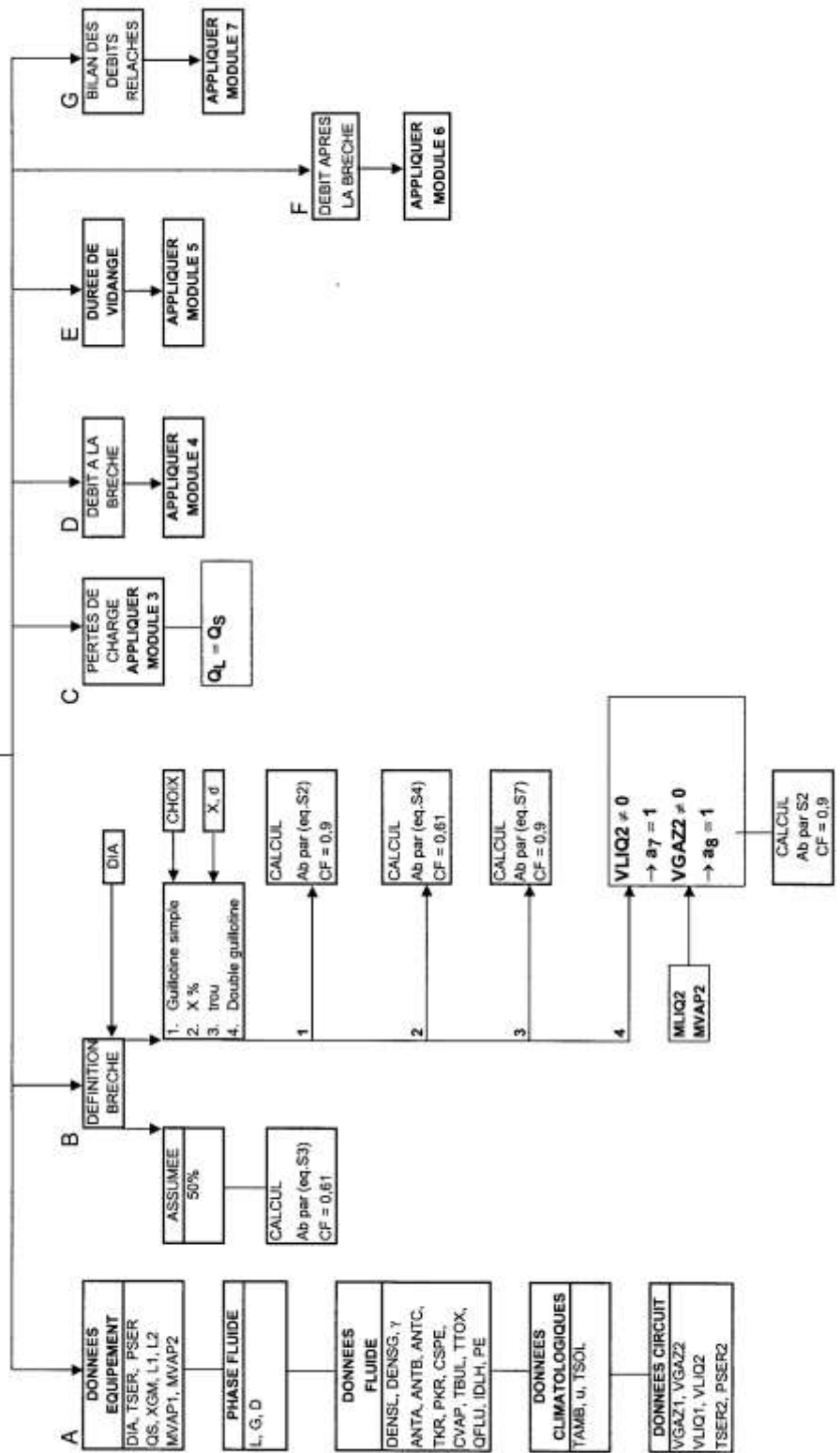


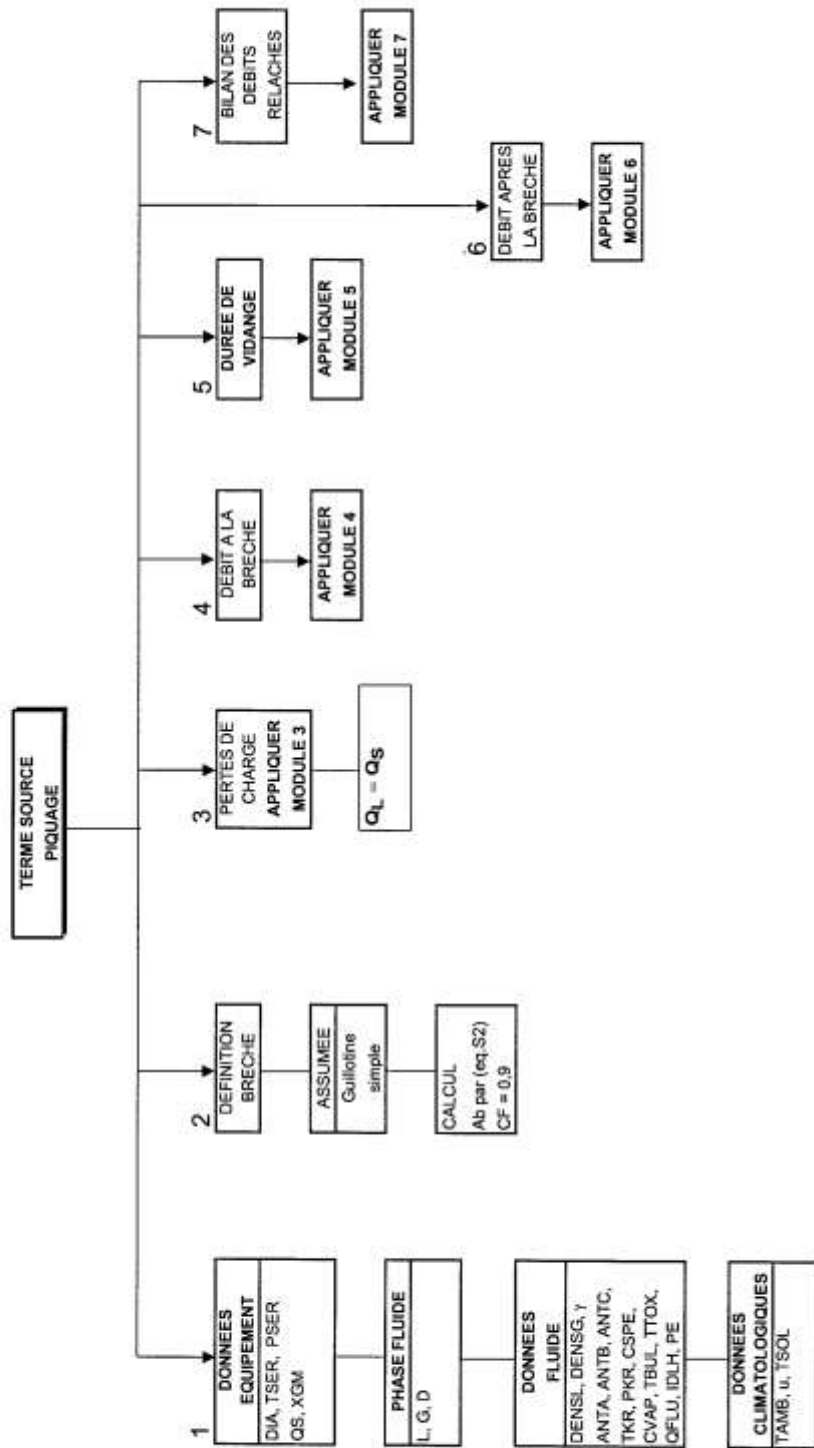


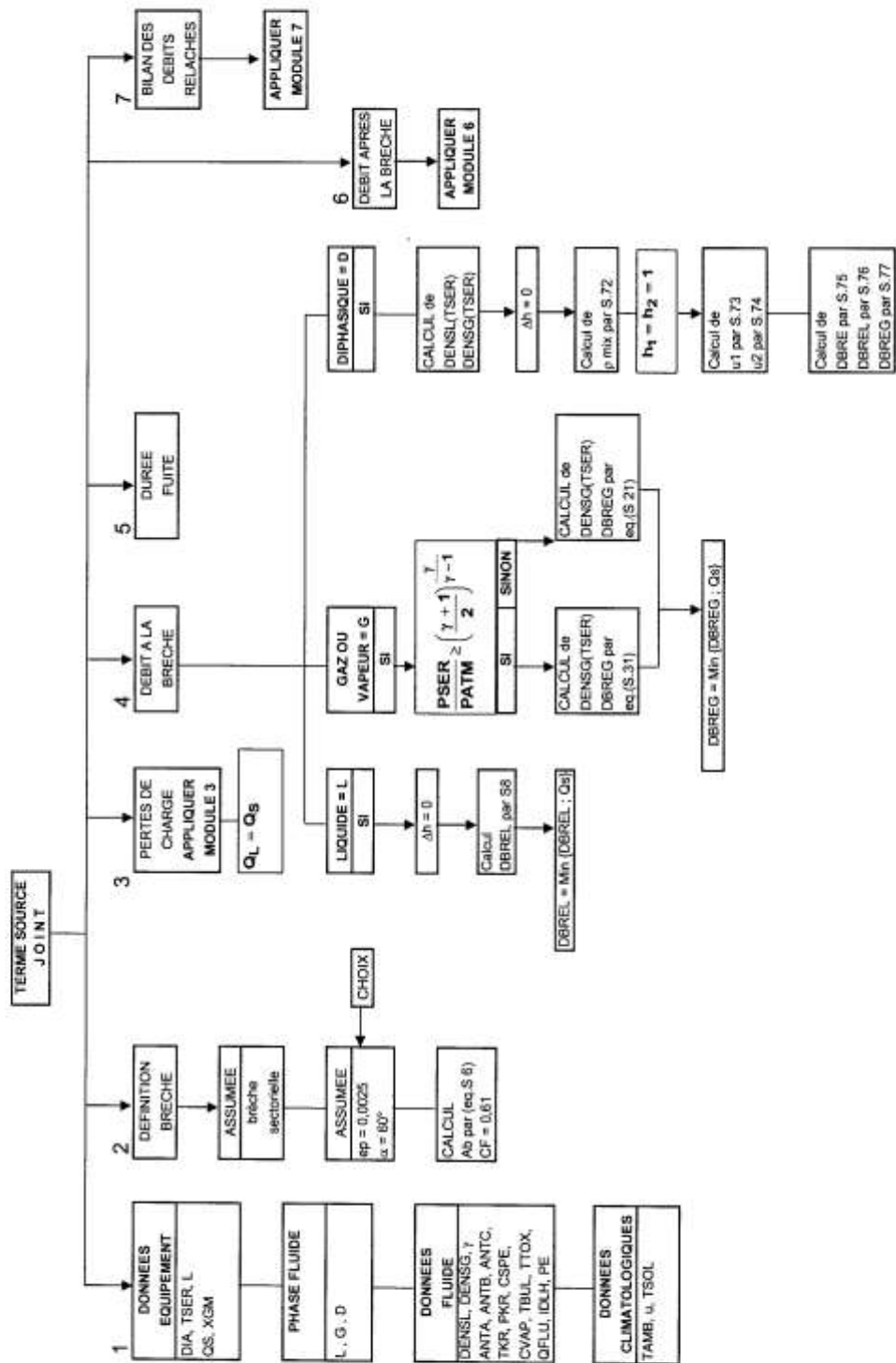


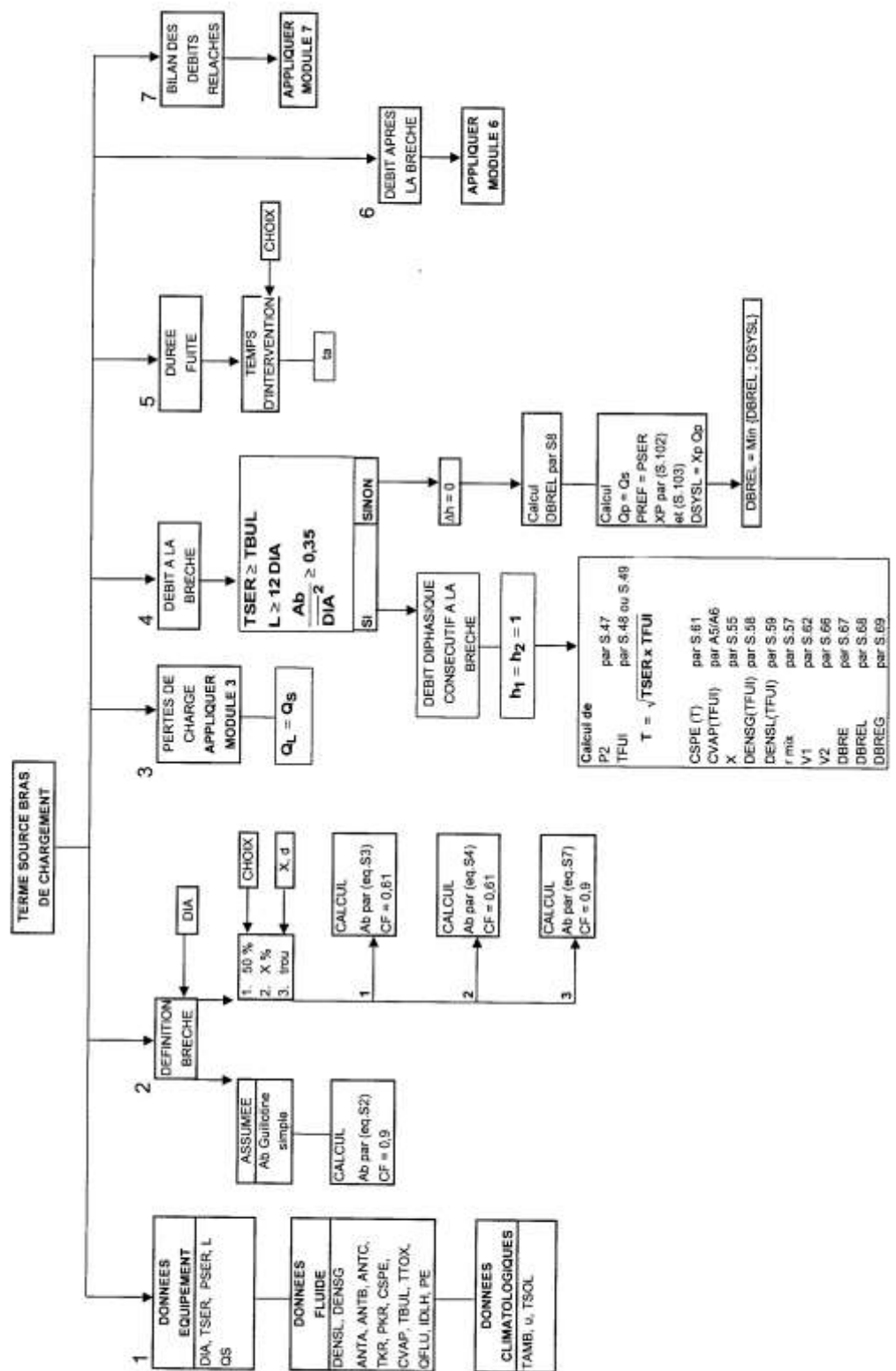


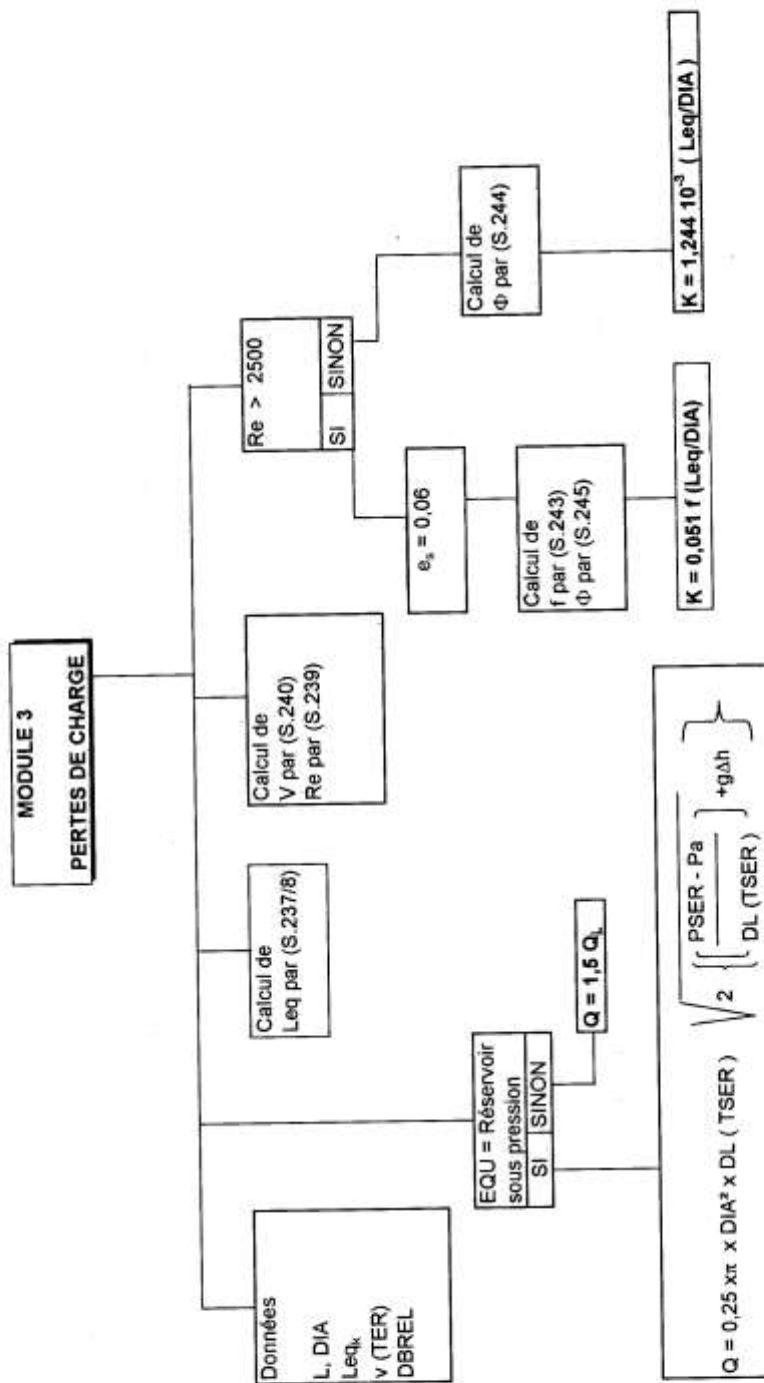
**TERME SOURCE
LIGNE**

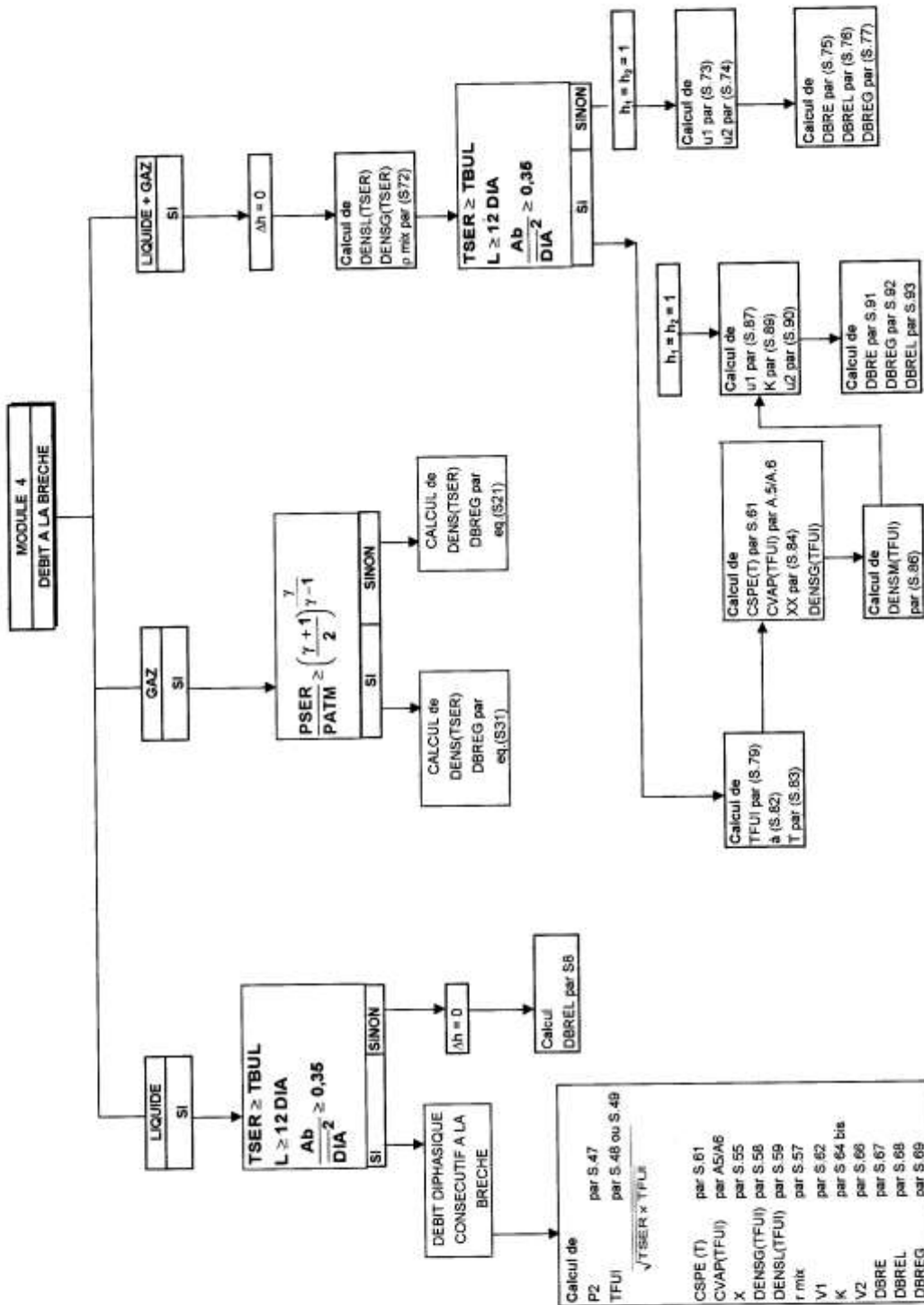


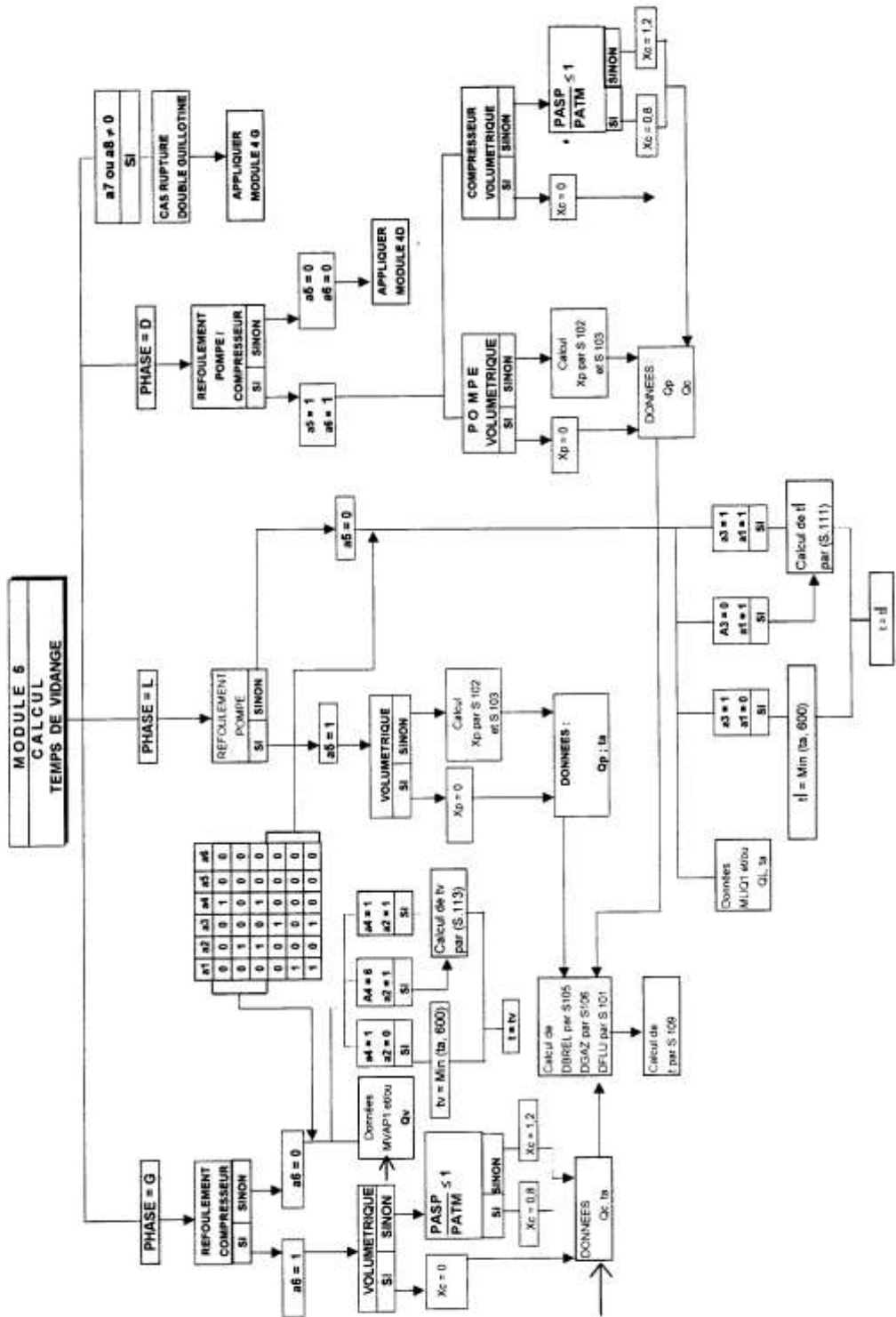


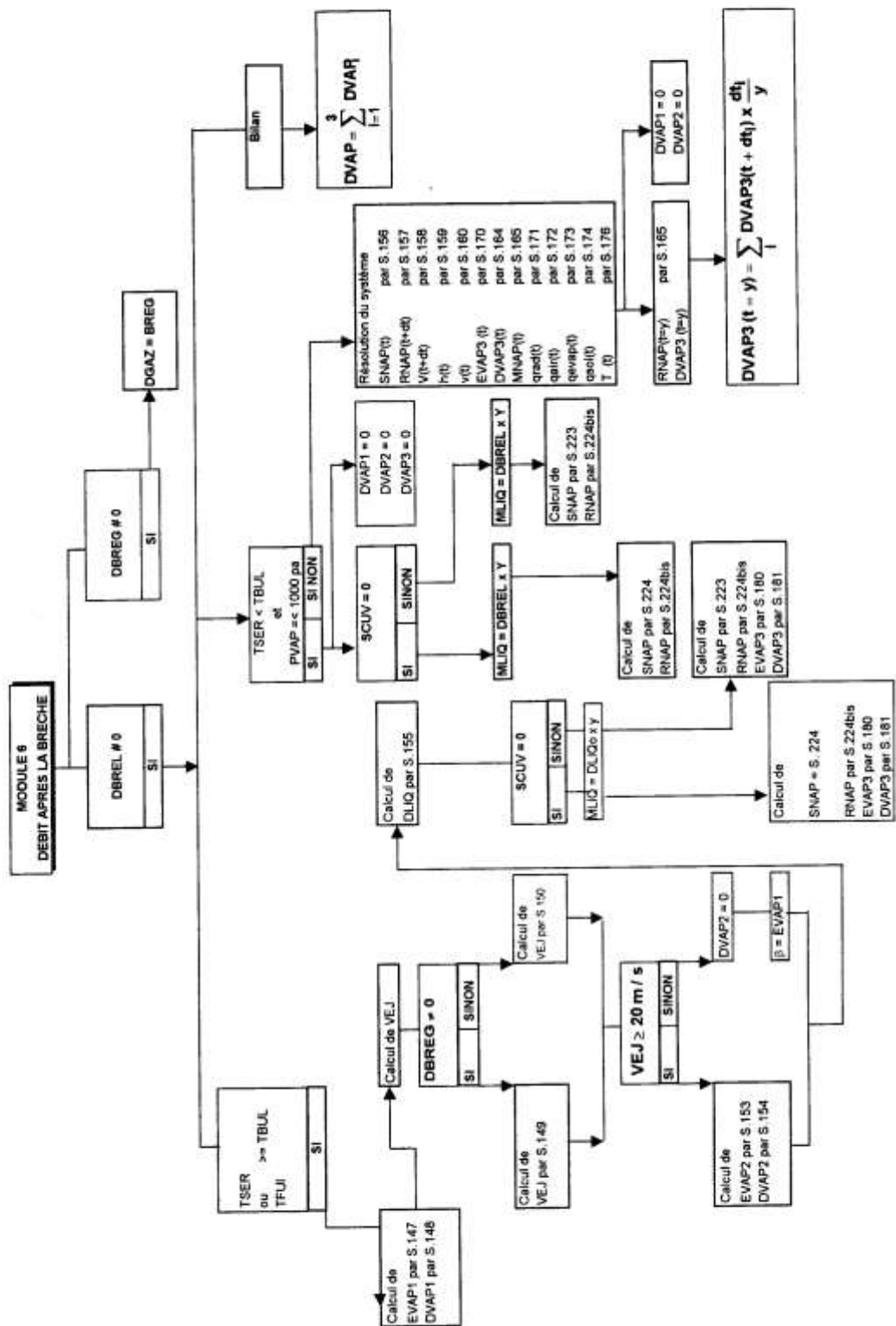


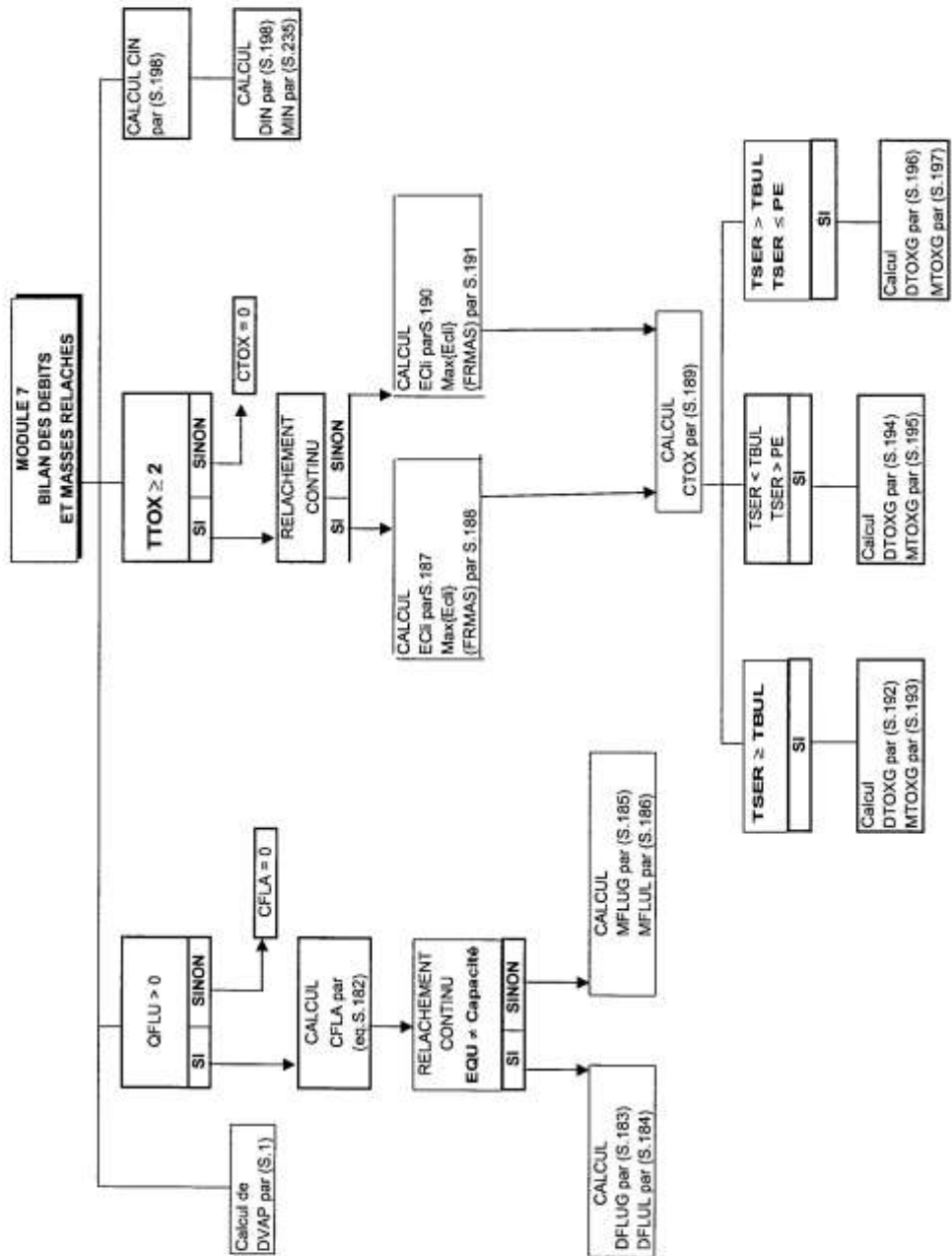












2. DISPERSION ATMOSPHERIQUE

2.1. GENERALITES CONCERNANT LES MODELES DE DISPERSION

2.1.1. LA DISPERSION ATMOSPHERIQUE

Parmi les dangers potentiels résultant de l'activité industrielle, la dispersion de polluants, les incendies et les explosions retiennent particulièrement l'attention. La protection d'installations sensibles nécessite entre autre la prévision et la quantification des risques liés aux rejets accidentels de gaz et à leur dispersion atmosphérique.

La dispersion atmosphérique d'un polluant peut présenter deux risques :

- Un risque d'inflammation ou d'explosion

Un nuage inflammable est potentiellement dangereux lorsque sa concentration est comprise entre deux valeurs appelées limites inférieure et supérieure d'inflammabilité (LII et LSI). Selon le délai d'ignition et les conditions d'environnement, l'effet peut être uniquement thermique ou conduire en plus à des phénomènes de surpression aérienne.

- Un risque toxique

Le danger représenté par un nuage toxique est beaucoup plus difficile à définir. Il dépend à la fois de la concentration en gaz et de la durée d'exposition de la population.

Il faut remarquer que les concentrations en gaz correspondant à des doses toxiques limites sont très nettement inférieures aux valeurs des limites inférieures d'inflammabilité. De ce fait, le risque toxique peut donc se manifester sur des distances bien plus importantes que celles liées au risque feu ou explosion.

2.1.2. LES GAZ LOURDS

Les nuages formés à la suite d'accidents mettant en cause des produits dangereux sont constitués dans la majeure partie des cas de mélanges plus lourds que l'air, et cela pour plusieurs raisons :

- La masse molaire du produit rejeté est plus importante que celle de l'air,
- La température de stockage est très basse (le méthane, gaz léger à température ambiante, est un gaz lourd lors de sa libération à -161°C).
- Le nuage rejeté est un mélange de vapeur et de fines gouttelettes (présence d'aérosols).

Les caractéristiques d'un nuage de gaz lourd évoluent très rapidement selon le phénomène physique qui prédomine (gravité ou dispersion passive) et dépendent étroitement des caractéristiques thermiques et dynamiques de son environnement ainsi que de l'état de rugosité du terrain sur lequel ce nuage évolue.

La simulation de l'évolution des caractéristiques d'un nuage de gaz lourd doit donc être en mesure de reproduire un ensemble de phénomène de nature complexe, liée en particulier au niveau de turbulence rencontré dans l'atmosphère d'origine à la fois thermique et mécanique.

2.1.3. ETUDE DU COMPORTEMENT D'UN NUAGE DE GAZ

Plusieurs approches permettent de prédire le comportement du nuage de polluant :

- réalisation d'essais en grandeur nature,
- simulation physique à échelle réduite en laboratoire (en soufflerie ou en veine hydraulique), simulation par modélisation numérique (codes de calcul gaussiens, intégraux ou de champ).



Les méthodes expérimentales

Elles constituent un complément à la modélisation numérique et sont nécessaires pour la validation de ces modèles, ceux-ci nécessitant dans tous les cas l'utilisation de coefficients empiriques (système d'équations non fermé). Elles sont également employées dans des cas complexes pour lesquels elles peuvent constituer une alternative intéressante à un traitement numérique.



Les méthodes numériques

Il existe plusieurs niveaux de modélisation selon le degré de précision recherché :

1) Les modèles gaussiens :

Les modèles gaussiens supposent que la dispersion du polluant est passive, c'est-à-dire que la masse volumique du nuage formé est proche de celle de l'air. Dans le cas d'un rejet de gaz lourd, cette hypothèse ne se vérifie qu'à partir d'une certaine distance de la source de rejet.

L'équation de base de cette modélisation (pour un rejet quasi-instantané et une source quasi-ponctuelle) est donnée par la solution de l'équation de la diffusion de Fick pour un terrain plat de rugosité homogène et dont le gradient thermique vertical de l'atmosphère est constant :

$$C = \frac{Q}{(2\pi)^{1.5} \cdot \sigma_x \cdot \sigma_y \cdot u} \cdot \exp(-0,5 \left(\frac{(x-x_0-ut)}{\sigma_x} \right)^2 + \left(\frac{(y-y_0)}{\sigma_y} \right)^2 + \left(\frac{(z-z_0)}{\sigma_z} \right)^2)$$

avec

C : concentration du polluant dans l'air au point (x, y, z) (en kg/m³)

Q : quantité totale de polluant libéré (en kg)

x, y, z : coordonnées du point d'observation (en m)

x₀, y₀, z₀ : coordonnées de la source, l'axe des abscisses est parallèle à la direction du vent (en m)

u : vitesse moyenne du vent (en m/s)

t : temps écoulé depuis l'émission (en s)

σ_x , σ_y , σ_z : écarts-types de la distribution de la quantité Q de polluant (en m).

Une émission prolongée peut alors être assimilée à une succession d'émissions de rejets ponctuels.

Cette relation est applicable à un état stationnaire dans des conditions de vent et de turbulences atmosphériques homogènes, avec transport de polluant (vent non nul).

On suppose généralement que la diffusion horizontale longitudinale est négligeable devant le transport du polluant et l'équation précédente devient en introduisant une hauteur de rejet équivalent :

$$C = \frac{Q}{2 \pi \sigma_y \sigma_z u} \cdot \exp(-0,5 \left(\frac{(y/\sigma_y)^2 + ((h_e-z)/\sigma_z)^2}{1} \right))$$

avec :

C : concentration de polluant en fonction de sa localisation (en kg/m³)

Q : débit massique de polluant à la source (en kg/s)

σ_y , σ_z : écarts-types en y et z (fonction de l'éloignement à la source en m)

u : vitesse de passage du fluide (en m/s)

h_e : hauteur de rejet équivalent (en m)

Y, z : coordonnées du point étudié dans la section d'abscisse x (en m).

2) Les modèles de type intégral :

Ce type de modèle est apparu au milieu des années 70 afin de remédier aux problèmes rencontrés lors de l'étude de gaz lourds. Son originalité provient de la prise en compte des effets de la gravité tant que la masse volumique du nuage reste supérieure à celle de l'atmosphère. La notion « d'intégral » signifie que l'on suppose une loi de répartition de toute grandeur physique donnée a priori dans chaque tranche de gaz considérée. Lorsque les deux masses volumiques deviennent comparables, le modèle de type intégral est relayé par un modèle gaussien (dispersion passive). Les modèles de type intégral permettent d'obtenir une meilleure simulation du comportement du nuage pour des temps relativement courts ou des distances à la source réduites.

L'équation semi-empirique de **Van Ulden** régit l'évolution du panache lorsque les phénomènes de gravité sont prépondérants et est donnée par :

$$dL/dt = K^*(g^*H^*(\rho-\rho_a)/\rho_a)^{0,5}$$

avec

L : demi-largeur du panache en rejet continu (rayon du nuage en instantané en m)

H : hauteur du nuage (en m)

K : paramètre de Van Ulden (il tient compte de la spécificité du problème)

g : accélération de la pesanteur (en m.s⁻²)

ρ : masse volumique du nuage (en kg/m³)

ρ_a : masse volumique de l'air (en kg/m³).

Un certain nombre d'équations supplémentaires (entraînement de l'air, transfert de chaleur) est nécessaire à la modélisation de type intégral.

3) Les modèles tridimensionnels :

Ces modèles dits modèles de champ, permettent de repousser les limitations rencontrées avec les types de modèles précédemment vus et de résoudre des problèmes de dispersion atmosphérique dans des cas de situations météorologiques complexes ou de caractéristiques de relief accentuées sur le site étudié. Les modèles tridimensionnels nécessitent des puissances de calcul importantes et sont relativement coûteux. Cependant, leur développement est justifié par le large éventail de possibilités offert et ces modèles s'avèrent être indispensables pour le traitement de cas particuliers. Ils conduisent bien entendu à un plus haut degré de précision que les méthodes précédentes.

2.2. DISPERSION ATMOSPHERIQUE PAR MODELES GAUSSIENS

2.2.1 PARAMETRES GERANT LA DISPERSION

La dispersion atmosphérique est une des phases fondamentales des scénarios d'accidents. C'est le passage obligé pour ce qui est de l'effet toxique, de l'UVCE et du flash.

Un nuage dérivant, qu'il soit inflammable ou toxique, peut affecter la sûreté d'une installation de deux façons :

- d'une part, à l'extérieur de l'installation dans la cas d'un nuage inflammable avec les risques explosion et incendie,
- d'autre part, à l'intérieur de l'installation, par pénétration (par les ouvertures ou les gaines de ventilation), pouvant engendrer ainsi un risque pour le personnel, par toxicité.

Les nuages inflammables et les nuages toxiques sont dangereux lorsque leurs concentrations sont comprises dans un certain intervalle. Dans le cas des nuages inflammables, cette fourchette est définie par les limites inférieure et supérieure d'inflammabilité (de quelques % pour les hydrocarbures). Pour les nuages toxiques, la fourchette est plus difficile à définir entre la dose provoquant la mort par inhalation ou celle provoquant l'intoxication de l'être humain, une nouvelle variable, le temps d'exposition, intervenant. Il faut néanmoins remarquer que les doses toxiques limites sont environ 1000 fois plus faibles que les limites inférieures d'inflammabilité ; la dérive dangereuse d'un nuage toxique est donc plus importante.

Dans la quantification d'un rejet en phase vapeur ou gazeuse, l'évolution du phénomène de dispersion regroupant à la fois les effets de dérive et de dilution, est tributaire de quatre groupes de paramètres :

- ① Les conditions initiales de la dispersion au terme source, qui établiront s'il s'agit d'un relâchement instantané ou d'une source continue.
- ② Les propriétés physiques et chimiques de la vapeur ou du gaz qui définiront l'effet conséquence à quantifier et les réactions potentielles dans l'air pour affecter le phénomène de dispersion : oligomérisation de l'HF par exemple.
- ③ La structure du nuage fonction de la masse spécifique du constituant accidentel et de la vitesse ou de l'absence de vitesse du vent.
- ④ Les conditions météorologiques.

Reprenons ces 4 familles de paramètres :

① Terme source

Le terme source est identifié par 4 facteurs :

- 1) La hauteur de la source au-dessus du niveau du sol : h (m)
- 2) Le débit massique en fluide accidentel (kg/s) si le relâchement perdure plus d'une seconde, ou la masse en fluide accidentel (kg) si le relâchement est instantané.
- 3) La durée du relâchement à l'atmosphère :
 - prise égale au temps de vidange du système sous débit de fuite maximum;
 - limitée à 1600 s pour un fluide toxique ou à 600 s pour un fluide inflammable en cas de source « inépuisable ».
 - prise égale au temps de fermeture des automatismes, le cas échéant.

REGLE

On considère qu'un relâchement est instantané si un des critères ci-après est vérifié :

- ➔ il s'agit de l'ouverture d'une capacité,
- ➔ le temps de vidange est inférieur au temps pour lequel le modèle de dispersion utilisé est stable,
- ➔ la durée du relâchement est inférieur au temps de transfert jusqu'à la cible.

② Propriétés physiques et chimiques

Les données d'entrée nécessaires sont les suivantes :

Données météo/environnement

- vitesse du vent u (m/s)
- classe de stabilité atmosphérique : A, B, C, D, E ou F
- température ambiante TAMB (K)
- rugosité du sol : z_0 (m)

Données fluide

- Masse spécifique vapeur ou gazeuse : DENSG (kg/m^3)
- Limite inférieure d'explosivité : LIE
- Limite supérieure d'explosivité : LSE

Données source

- type : continue ou instantanée
- masse relâchée :
 - ➔ DFLUG (kg/s) (continue)
 - ➔ MFLUG (kg) (instantanée)
- durée du relâchement : t (s)
- hauteur du relâchement : h (m)
- température du fluide : TSER (K)

③ La structure du nuage

La dispersion du nuage s'apparente à celle d'un gaz lourd, (plus lourd que l'air). En effet, dans la plupart des accidents, les hydrocarbures ou les produits toxiques sont des gaz lourds. De nombreux corps le sont par leur masse moléculaire élevée (propane, chlore). Ils le sont également par leur température ; ainsi, le méthane, gaz léger à température ambiante, est lourd lors de sa libération, la température de la nappe étant au point d'ébullition ($= -161^\circ\text{C}$). De plus, quelquefois, le nuage peut avoir l'apparence d'un aérosol constitué de fines gouttelettes liquides et de vapeurs, il constitue donc un mélange à masse volumique plus lourde que celle de l'air.

La dispersion est par conséquent celle d'un gaz lourd; le nuage rampe sur le sol, épouse la forme du terrain, sous l'influence des effets de gravité (phénomène un peu semblable à la progression d'une nappe liquide sur le sol ou sur l'eau). Pour les différentes formes de rejet, la structure du nuage sera la suivante :

FORME	STRUCTURE
JET	GAZ
ÉCOULEMENT BROUILLARD	AÉROSOL
SOURCE PONCTUELLE	AÉROSOL ou VAPEUR
NAPPE	VAPEUR

4 Les conditions météorologiques

Les conditions météorologiques jouent sur le nuage à la fois sur sa dérive et sur sa dilution.

La dispersion d'un nuage dans l'air dépend en effet :

- de la turbulence thermique et du gradient vertical de température,
- de la turbulence mécanique liée à la vitesse du vent (gradient vertical de vitesse du vent).

L'atmosphère est dite stable lorsque les conditions aérodynamiques et thermodynamiques sont telles que, toute particule d'air, déplacée verticalement, est soumise à des forces qui tendent à la rappeler vers son niveau initial, l'atmosphère est dite instable. Si l'équilibre est indifférent, elle est neutre.

La stabilité atmosphérique est caractérisée par le gradient de température adiabatique ($\approx -1^\circ\text{C}/100\text{ m}$).

Si le gradient vertical de température $\frac{\partial T}{\partial z}$ observé est inférieur à ce gradient adiabatique, l'atmosphère est instable.

Si $\frac{\partial T}{\partial z} > -1^\circ\text{C}/100\text{m}$, l'atmosphère est stable.

Si $\frac{\partial T}{\partial z} = -1^\circ\text{C}$, l'atmosphère est neutre.

On ne sait malheureusement pas mesurer ce gradient $\frac{\partial T}{\partial z}$.

C'est pourquoi nous retiendrons comme références les catégories de stabilité de l'atmosphère de Pasquill, déterminées à partir de la vitesse du vent et de la l'intensité du rayonnement solaire (hauteur, nébulosité), ces deux paramètres étant plus facilement mesurables :

- | | |
|---|----------------------|
| A | extrêmement instable |
| B | modérément instable |
| C | légèrement instable |
| D | neutre |
| E | légèrement stable |
| F | modérément stable. |

Ces conditions jouent sur l'extension de la zone dangereuse ; cette extension sera d'autant plus faible que :

- la vitesse du vent est forte,
- l'atmosphère est plus instable.

Elles sont responsables de la forme du nuage :

- si les conditions sont stables et de très faibles vents, le nuage prendra la forme d'un cylindre aplati (forme « crêpe », cas de l'accident de La Mède).
- si les vitesses sont plus importantes, la forme du nuage sera celle d'un demi ellipsoïde oblong, l'axe de cet ellipsoïde correspondant à la direction du vent.

2.2.2 CHOIX DES MODELES DE DISPERSION

Nous recommandons d'utiliser des modèles simples qui peuvent s'avérer suffisants pour fixer les ordres de grandeur dès lors qu'ils sont dans leur domaine de validité. S'il y a lieu on utilisera des modèles plus compliqués pour affiner dans le cadre d'une étude de sûreté :

Pour effectuer la quantification numérique nous proposons deux familles de modèles qui sont :

- les modèles de type gaussien,
- les modèles de type intégral.

Les modèles de type gaussien sont les modèles les plus simples en général majorants et sont assez bien adaptés :

- aux rejets de polluants qui ne sont soumis qu'à l'action du fluide porteur (air), c'est-à-dire qui par la densité, la température ou la concentration ne provoquent pas de modification significative des caractéristiques de l'air, en particulier ne perturbent pas son écoulement. C'est le cas des polluants dont la masse volumique reste proche de celle de l'air ou des gaz lourds à débit suffisamment faible ($\leq 1 \text{ m}^3/\text{s}$ ou quelques dizaines de m^3 instantané) ou des gaz très dilués quelle que soit leur densité.
- a des conditions météorologiques qui ne sont pas extrêmes,
- au champ lointain (plus de 100 mètres de la source),
- aux nuages ne s'éloignant pas trop du sol (à cause des cisaillements verticaux),
- aux sites ne présentant pas d'obstacle, ni de relief trop marqué,
- aux vents de direction constante,
- aux vents de vitesse non nulle.

En fonction de la vitesse du vent :

$u > 4 \text{ m/s}$: le modèle de Pasquill est préférable

$2 \text{ m/s} < u < 4 \text{ m/s}$: le modèle de Pasquill et le modèle de Doury sont équivalents

$1 \text{ m/s} < u < 2 \text{ m/s}$: le modèle de Doury est préférable

Les modèles gaussiens n'ont théoriquement pas de possibilité de calage. Certaines corrections des écarts types sont cependant possibles :

- correction de durée d'observation
- correction de source non ponctuelle
- correction de rugosité
- correction d'obstacle au sol.

Le choix préconisé pour la dispersion d'un nuage inflammable non toxique est le suivant :

- MODELE GAUSSIEN de PASQUILL-GIFFORD pour les relâchements continus.
- MODELE GAUSSIEN CEA-DOURY pour les relâchements instantanés.

Pour la dispersion d'un nuage toxique, la profession préconise l'application d'un modèle de type intégral dont le détail fait l'objet du chapitre toxicité.

2.2.3 DISPERSION D'UN NUAGE GAZEUX INFLAMMABLE

Nous distinguons :

- le relâchement instantané et la source continue;
- des vitesses de vent supérieures ou égales à 1 m/s, et inférieures à 1 m/s.

Les grandeurs quantifiées seront :

- 1) l'extension maximale de la zone dangereuse, c'est-à-dire la distance RMAX la plus éloignée du lieu de rupture, où la concentration atteint une limite dangereuse, à savoir la limite inférieure d'inflammabilité.

- 2) la masse explosible, m_{ex} c'est-à-dire la masse d'hydrocarbure contenu dans le nuage entre les limites inférieure et supérieure d'inflammabilité, et le volume de la partie explosible du nuage V_{ex} , ce qui permet de définir la concentration moyenne du nuage et utilise la méthode multi-énergie.

① Critère de relâchement

Soit t , la durée de la fuite gazeuse ou vapeur

Si $2 t \leq 30 \text{ s}$ le relâchement est considéré comme instantané.

Si $t < \frac{R_{MAX}}{u}$ le relâchement est considéré comme instantané.

avec u , la vitesse du vent.

Si $t > 15 \text{ s}$
et $t \geq \frac{R_{MAX}}{u}$ → le relâchement est du type source continue.

② Relâchement instantané $u \geq 1 \text{ m/s}$

On calcule la distance maximale à la source pour laquelle le nuage présente une concentration en volume correspondant à la limite inférieure d'explosivité, le centre du nuage ayant une concentration en volume correspondant à sa limite supérieure d'explosivité.

Pour ce faire on définit la fonction concentration par une gaussienne tridimensionnelle d'écart types ne dépendant que du temps écoulé depuis le relâchement (Modèle CEA-DOURY).

$$C(x, y, z, t) = \frac{2 \text{ MFLUG}}{(2\pi)^{3/2} \sigma_x \sigma_y \sigma_z} \exp - \frac{1}{2} \left\{ \left(\frac{x - ut}{\sigma_x} \right)^2 + \left(\frac{y}{\sigma_y} \right)^2 + \left(\frac{z}{\sigma_z} \right)^2 \right\} \quad (\text{eq.DIS.1})$$

avec :

MFLUG : la masse de gaz ou vapeur inflammable relâchée instantanément (kg)

$C(x, y, z, t)$: concentration en volume exprimée en kg/m^3

$\sigma_x, \sigma_y, \sigma_z$: écarts types exprimés en m

u : vitesse moyenne du vent en m/s

t : temps écoulé exprimé en s

Nous exprimons les écarts types selon le mode CEA :

Ecarts types horizontaux : $\sigma_x = \sigma_y = (A_h t)^{K_h}$ (eq.DIS.2)

Ecarts type vertical : $\sigma_z = (A_z t)^{K_z}$ (eq.DIS.3)

Paramètres atmosphériques

On pose a priori un temps de transfert $t = 240$ s

[1] Si classe A à D → diffusion normale de DOURY appelée classe D_n

A_h et A_z sont donnés en m^{1/k/s} (k = K_h ou K_z)

temps de transfert	Paramètres	
0 < t ≤ 240 (s)	A _h = 0.405 A _z = 0.42	K _h = 0.859 K _z = 0.814
240 < t ≤ 3280 (s)	A _h = 0.135 A _z = 1.00	K _h = 1.130 K _z = 0.685
3280 < t ≤ 97 000 (s)	A _h = 0.135 A _z = 20	K _h = 1.130 K _z = 0.500

[2] Si classe E à F → diffusion faible de DOURY appelée classe D_f

temps de transfert	Paramètres	
0 < t ≤ 240 (s)	A _h = 0.405 A _z = 0.20	K _h = 0.859 K _z = 0.500
240 < t ≤ 3280 (s)	A _h = 0.135 A _z = 0.20	K _h = 1.130 K _z = 0.500

Pour des concentrations au niveau du sol (z = 0), l'équation (eq.DIS.1) se simplifie :

$$C(x, y, 0, t) = \frac{2 \text{ MFLUG}}{(2\pi)^{3/2} \sigma_x \sigma_y \sigma_z} \exp - \frac{1}{2} \left\{ \left(\frac{x - ut}{\sigma_x} \right)^2 + \left(\frac{y}{\sigma_y} \right)^2 \right\} \quad (\text{eq.DIS.4})$$

Si l'on veut calculer la concentration au centre du nuage et au niveau du sol, l'équation s'exprime :

$$\begin{aligned} x &= x_0 = ut_0 \\ y &= 0 \\ z &= 0 \end{aligned}$$

$$C(x_0, 0, 0, t_0) = \frac{2 \text{ MFLUG}}{(2\pi)^{3/2} \sigma_x \sigma_y \sigma_z} \quad (\text{eq.DIS.5})$$

Le temps de transfert du gaz t₀, depuis son émission, pour lequel la concentration au centre du nuage est égale à la limite supérieure d'explosivité, se calcule par la gaussienne :

$$C(0, 0, 0, t_0) = \text{LSE} \times \text{DENSG}(T) = \frac{2 \text{ MFLUG}}{(2\pi)^{3/2} A_h^2 K_h A_z K_z t_0^2 K_h + K_z} \quad (\text{eq.DIS.6})$$

$$t_0 = \left[\frac{2 \text{ MFLUG}}{(2\pi)^{3/2} \text{LSE} \times \text{DENSG}(T) A_h^2 K_h A_z K_z} \right]^{\frac{1}{2 K_h + K_z}} \quad (\text{eq.DIS.7})$$

La distance maximale à la source pour laquelle le nuage présente encore une concentration égale à sa limite inférieure d'explosivité s'exprime comme suit :
Rayon r de la projection du nuage sur le sol :

$$r = \sigma_x \left[2 \ln \frac{LSE}{LEI} \right]^{0,5} \quad (\text{eq.DIS.8})$$

avec $\sigma_x = (Ah \text{ to})K_h$ (eq.DIS.9)

Distance maximale à la source :

$$R_{MAX} = uto + r \quad (\text{eq.DIS.10})$$

Géométrie du fuseau combustible

■
$$rl = \left[2 \ln \left(\frac{2 \text{ m}}{(2\pi)^{3/2} A_h^{2K_h} A_z^{K_z} t^{(2K_h+K_z)} LEI \text{ DENS}(T)} \right) \right]^{0,5} \quad (\text{eq.DIS.11})$$

$$ru = \left[2 \ln \left(\frac{2 \text{ m}}{(2\pi)^{3/2} A_h^{2K_h} A_z^{K_z} t^{(2K_h+K_z)} LSE \text{ DENS}(T)} \right) \right]^{0,5} \quad (\text{eq.DIS.12})$$

■ Volume du fuseau explosible :

$$VEX = \frac{2\pi}{3} A_h^{2K_h} A_z^{K_z} t^{2K_h+K_z} (r_l^3 - r_u^3) \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.DIS.13})$$

■ Masse explosible contenue dans le nuage après un temps t = to

$$m_{ex} = VEX \times \text{DENS}(T) \times \sqrt{LEI \times LSE} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.DIS.14})$$

Rappelons que :

→ $T = \sqrt{T_{AMB} \times T_{SER}}$

T_{AMB}, la température ambiante (K)

T_{SER}, la température de service de l'hydrocarbure relâché en phase vapeur ou gazeuse (K)

→ $\text{DENS}(T) = \text{DENS}(300) \times \frac{300}{T} \quad (\text{kg/m}^3)$

On peut également calculer la distance maximale à la source pour laquelle il subsiste une molécule inflammable. Dans ce cas on calcule la distance maximale à la source pour laquelle le nuage présente en son centre une concentration en volume correspondant à la limite inférieure d'explosivité.

Le temps de transfert du gaz t_0 , depuis son émission pour lequel la concentration au centre du nuage est égale à la limite inférieure d'explosivité LIE, se calcule par la gaussienne :

$$C(0, 0, 0, t_0) = \text{LIE} \times \text{DENSG}(T) = \frac{2 \text{MFLUG}}{(2\pi)^{3/2} A_h^2 K_h A_z K_z t_0^{K_h + K_z}} \quad (\text{eq.DIS.15})$$

$$t_0 = \left[\frac{2 \text{MFLUG}}{(2\pi)^{3/2} \text{LIE} \times \text{DENSG}(T) A_h^2 K_h A_z K_z} \right]^{\frac{1}{K_h + K_z}} \quad (\text{eq.DIS.16})$$

La distance maximale à la source pour laquelle le nuage présente en son centre une concentration égale à la limite inférieure d'explosivité s'exprime :

$$\boxed{\text{RMAX} = u t_0^l} \quad (\text{eq.DIS.17})$$

Dans ce cas : $m_{EX} \rightarrow 0$

2 Source continue

On calcule la distance maximale à la source pour laquelle le nuage présente une concentration en volume correspondant à sa limite inférieure d'explosivité, en appliquant une gaussienne tridimensionnelle d'écart types dépendant de la distance parcourue depuis le lieu d'émission. (Modèle PASQUILL-GIFFORD).

Pour une source continue à une hauteur h , la gaussienne s'écrit :

$$C(x, y, z, h) = \frac{\text{DFLUG}}{2\pi u \sigma_y(x) \sigma_z(x)} \exp\left(-\frac{y^2}{2\sigma_y^2(x)}\right) x \left[\exp\left(-\frac{(z-h)^2}{2\sigma_z^2(x)}\right) + \exp\left(-\frac{(z+h)^2}{2\sigma_z^2(x)}\right) \right] \quad (\text{eq.DIS.18})$$

avec

$C(x, y, z, h)$: concentration en (kg/m³)

DFLUG : intensité de la source en (kg/s)

$\sigma_y(x), \sigma_z(x)$: coefficients de dispersion de la concentration dans les directions respectives y et z en (m)

u : vitesse moyenne du vent en (m/s)

h : hauteur effective du panache (m)

Pour des concentrations calculées au niveau du sol ($z = 0$) l'équation se simplifie :

$$C(x, y, 0, h) = \frac{\text{DFLUG}}{\pi u \sigma_y(x) \sigma_z(x)} \exp\left(-\frac{1}{2} \left(\frac{y^2}{\sigma_y^2(x)} \right) \right) x \exp\left(-\frac{h^2}{\sigma_z^2(x)}\right) \quad (\text{eq.DIS.19})$$

Si l'on veut calculer la concentration au sol suivant l'axe du panache ($y = 0$), l'équation se simplifie :

$$C(x, 0, 0, h) = \frac{\text{DFLUG}}{\pi u \sigma_y(x) \sigma_z(x)} \exp\left(-\frac{h^2}{\sigma_z^2(x)}\right) \quad (\text{eq.DIS.20})$$

Si l'on étudie le cas d'une source au sol, sans surélévation de panache, c'est le cas de l'évaporation d'une flaque, $h = 0$ et :

- les concentrations au sol sont données par :

$$\boxed{\hspace{10em}}$$

(eq.DIS.21)

- les concentrations au sol suivant l'axe du panache sont données par :

$$C(x, 0, 0, 0) = \frac{DFLUG}{\pi u \sigma_y(x) \sigma_z(x)} \quad (\text{eq.DIS.22})$$

Les écarts types s'expriment :

$$\sigma_y(x) = ax^b \quad (\text{eq.DIS.23})$$

$$\sigma_z(x) = cx^d \quad (\text{eq.DIS.24})$$

Les paramètres a, b, c, d, sont renseignés dans des tables et sont fonction de la classe de stabilité (6 classes).

Les paramètres c et d sont fonction en outre de la rugosité du terrain.

Paramètres atmosphériques

Définition de a, b, c, d, en fonction du couple classe stabilité/rugosité

■ a, b

	CLASSE	a	b
très instable	(A)	0.527	0.865
instable	(B)	0.371	0.866
légèrement instable	(C)	0.209	0.897
neutre	(D)	0.128	0.905
stable	(E)	0.098	0.902
très stable	(F)	0.065	0.902

a et b sont invariables avec la rugosité Z_o .

■ c, d

	CLASSE	$Z_o = 0.03m$		$Z_o = 0.1m$		$Z_o = 0.3m$		$Z_o = 1 m$		$Z_o = 3 m$	
		c	d	c	d	c	d	c	d	c	d
très instable	A	0.193	0.932	0.28	0.90	0.383	0.873	0.550	0.842	0.760	0.814
instable	B	0.160	0.881	0.23	0.85	0.317	0.822	0.455	0.792	0.631	0.763
légèrement instable	C	0.155	0.830	0.22	0.80	0.308	0.771	0.441	0.740	0.612	0.712
neutre	D	0.139	0.791	0.20	0.76	0.276	0.732	0.395	0.701	0.548	0.673
stable	E	0.104	0.761	0.15	0.73	0.207	0.702	0.296	0.671	0.411	0.643
très stable	F	0.083	0.701	0.12	0.67	0.164	0.642	0.236	0.611	0.327	0.583

Connaissant la classe + la rugosité → on obtient a, b, c, d.

L'écart type $\sigma_y(x)$ est pondéré en fonction du temps t' de mesure dans le panache :

$$\sigma_y(x) = C_{t'} ax^b \quad (\text{eq.DIS.25})$$

$$C_{t'} = \left(\frac{t'}{600}\right)^{0,2} \quad (\text{eq.DIS.26})$$

$$C_{t'_{\min}} = 0,5 \quad (\text{eq.DIS.27})$$

La distance maximale à la source, calculée au niveau du sol suivant l'axe du panache, pour laquelle le nuage présente une concentration égale à la limite inférieure d'explosivité s'exprime :

$$C(RMAX,0,0,0) = LIE \times DENS_G(T) = \frac{DFLUG}{\pi a RMAX^b x RMAX^d c u C_{t'}} \quad (\text{eq.DIS.28})$$

$$RMAX = \left(\frac{DFLUG}{\pi LIE DENS_G(T) a c u C_{t'}}\right)^{\frac{1}{b+d}} \quad (\text{eq.DIS.29})$$

Géométrie du fuseau combustible

- ① Calcul de la distance de la source au point sur l'axe du fuseau dans la direction du vent, présentant la LSI (limite supérieure d'inflammabilité).

$$T = \sqrt{T_{AMB} \times T_{SER}} \quad (K) \quad (\text{eq.DIS.30})$$

$$DENS_{G(T)} = DENS_{G(300)} \times (300/T) \quad (\text{kg/m}^3) \quad (\text{eq.DIS.31})$$

$$CT = (t/600)^{0,2} \text{ Max } 0,5 ; (t/600)^{0,2} \quad (\text{eq.DIS.32})$$

$$e = 1/(b+d) \quad (\text{eq.DIS.33})$$

$$X_1 = \left(\frac{\dot{m}}{m} / (\pi \cdot u \cdot a \cdot c \cdot LSE \cdot DENS_{G(T)} \cdot CT) \right)^e \quad (m) \quad (\text{eq.DIS.34})$$

- ② Calcul de la distance de la source au point sur l'axe du fuseau dans la direction du vent, présentant la LII (limite inférieure d'inflammabilité).

$$X_2 = \left(\frac{\dot{m}}{m} / (\pi \cdot u \cdot a \cdot c \cdot LIE \cdot DENS_{G(T)} \cdot CT) \right)^e \quad (m) \quad (\text{eq.DIS.35})$$

- ③ Masse dans les limites d'inflammabilité

$$\rightarrow m_{EX} = \frac{\dot{m} (b+d)(x_2 - x_1)}{(b+d+1)u} \quad (kg) \quad (\text{eq.DIS.36})$$

- ③ Volume du fuseau explosible (demi-ellipsoïde)

→ Soit C, la concentration moyenne dans le fuseau en fluide inflammable

$$C = (LIE \times LSE)0,5 \quad (\% \text{ vol.}) \quad (\text{eq.DIS.37})$$

$$\rightarrow VEX = m_{EX} / (C \times DENS_{G(T)}) \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.DIS.38})$$

Cas d'une source à hauteur h :

Dans ce cas la formule s'exprime :

$$C(RMAX, 0, 0, h) = LIE \times DENS_{G(T)}$$

$$= \frac{DFLUG}{\pi a RMAX c RMAX u C_t} \exp - \frac{1}{2} \left(\frac{h^2}{c RMAX^{2d}} \right) \quad (\text{eq.DIS.39})$$

④ Dispersion d'un relâchement pour une vitesse du vent inférieure à 1 m/s

Seuls les effets de gravité vont permettre au nuage de s'étaler. Nous assimilons la masse d'hydrocarbures dans ses limites d'explosivité, relâchée au moment de sa potentielle ignition, à un cylindre plat et homogène.

① Masse dans les limites d'explosivité

$M = MFLUG$ si relâchement instantané en (kg)

$M = DFLUG \times t$ si relâchement continue

$$\text{Soit } v = \frac{LSE}{LEI} \quad (\text{eq.DIS.40})$$

$$v_1 = \ln v / (v^2 - 1) \quad (\text{eq.DIS.41})$$

$$v_2 = (v^2 \ln v) / (v^2 - 1) \quad (\text{eq.DIS.42})$$

$$= v^2 v_1 \quad (\text{eq.DIS.43})$$

$$m_{EX} = M \times \left\{ \text{ERF} \left(\frac{v_2}{v} \right) - \text{ERF} \left(\frac{v_1}{v} \right) - \frac{2\sqrt{v_2}}{\sqrt{\pi}} \exp(-v_2) + \frac{2\sqrt{v_1}}{\sqrt{\pi}} \exp(-v_1) \right\} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.DIS.44})$$

la masse dans ses limites d'explosivité avec,

$\text{ERF}(y)$ = fonction erreur

$$= \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^y \exp(-t^2) dt$$

② Déformation du cylindre

→ si $u = 0$ m/s

$$VEX = m_{EX} / \rho_{ENSG}(T) \times \sqrt{LIE \times LSE} \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.DIS.45})$$

avec, $T = \sqrt{TAMB \times TSER} \quad (\text{eq.DIS.46})$

$$VEX = h \times \pi r^2 \quad (\text{eq.DIS.47})$$

avec h , la hauteur du cylindre prise égale au maximum entre la hauteur moyenne confinée de l'environnement et 5 mètres.

$$r = (VEX/\pi h)^{0,5} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.DIS.48})$$

$$\boxed{RMAX = 2 r} \quad (\text{eq.DIS.49})$$

→ si $0 < u < 1$ m/s

On considère une déformation du cylindre suivant la direction du vent.

$$r = (VEX/\pi h)^{0,5} \quad (\text{eq.DIS.50})$$

$$\boxed{RMAX = 3 r} \quad (\text{eq.DIS.51})$$

2.2.4 CORRECTIONS

1 Correction de source non ponctuelle

On considère qu'une source est ponctuelle si ses dimensions sont petites devant celles du nuage ou panache de gaz au premier instant de l'observation considérée.

Dans le cas d'une source non ponctuelle, on admet que tout se passe comme si cette source était le résultat de la dispersion par l'atmosphère d'une source ponctuelle placée en amont de celle-ci (méthode dite de la source virtuelle). On peut traiter de cette façon le cas d'une source intérieure à un bâtiment clos non étanche.

Cela revient, dans les calculs présentés ci-dessus à ajouter aux écarts-types calculés précédemment un écart-type tel que :

$$\sigma_{i0} = \frac{a_i}{(2\pi)^{1/2}} \quad (\text{eq.DIS.52})$$

a_i étant la dimension de la source dans la direction i

$$(i = x, y, z)$$

soit :

$$\sigma_i = \left(\sigma_{i0}^2 + \sigma_{i0}^2 \right)^{1/2} \quad (\text{eq.DIS.53})$$

σ_{i0} sont les écarts-types définies pour la direction i

Cette relation assure l'égalité des quantités de matière contenues dans le volume πa_i et la bouffée d'écarts-types σ_i en supposant une répartition gaussienne de la matière.

Pour une distribution gaussienne de PASQUILL-GIFFORD on obtient :

$$\sigma_y(x) = \left[(ax^b)^2 + \left(\frac{ay}{\sqrt{2\pi}} \right)^2 \right]^{0,5} \quad (\text{eq.DIS.54})$$

$$\sigma_z(x) = \left[(cx^d)^2 + \left(\frac{az}{\sqrt{2\pi}} \right)^2 \right]^{0,5} \quad (\text{eq.DIS.55})$$

Pour une distribution gaussienne CEA-DOURY on obtient :

$$\sigma_x = \left[(A_h t)^{2K_h} + (ax / \sqrt{2\pi})^2 \right]^{0,5} \quad (\text{eq.DIS.56})$$

$$\sigma_y = \left[(A_h t)^{2K_h} + (ay / \sqrt{2\pi})^2 \right]^{0,5} \quad (\text{eq.DIS.57})$$

$$\sigma_z = (A_z t)^{K_z} \quad (\text{eq.DIS.58})$$

2 Correction de rugosité

La rugosité inclut les obstacles, la végétation et les bâtiments. Elle augmente la turbulence sur le site et donc accélère la dispersion du polluant. Ceci se traduit au niveau du modèle par une augmentation des σ_z , et même pour certains auteurs des σ_y . Pour en tenir compte, plusieurs auteurs proposent une correction des écarts-types de la distribution gaussienne. PASQUILL cite la table suivante établie par SMITH.

Catégorie de stabilité	Coefficient a			Index s			
	Z ₀	1 cm	10 cm	1 m	1 cm	10 cm	1 m
A		0.102	0.140	0.190	0.94	0.90	0.83
B		0.062	0.080	0.110	0.89	0.85	0.77
C		0.043	0.056	0.077	0.85	0.80	0.72
D		0.029	0.038	0.050	0.81	0.76	0.68
E		0.017	0.023	0.031	0.78	0.73	0.65
F		0.009	0.012	0.017	0.72	0.67	0.58

Z₀ représente la rugosité.

$$\sigma_z = a x^s \quad x \text{ exprimé en km.} \quad (\text{eq.DIS.59})$$

Le TNO propose une formule de régression pour ce tableau :

$$\frac{\sigma'_{z_0}}{\sigma_{z_0}} = \left[\frac{z'_0}{z_0} \right]^p \quad \text{avec } p = 0,53 x^{-0,22} \text{ (x exprimé en mètres)}$$

z'₀ représente la rugosité corrigée

σ'_{z₀} représente l'écart-type pour une rugosité z'₀

σ_{z₀} représente l'écart-type pour une rugosité z₀

Les expériences de PASQUILL fournissent des écarts-types σ_{z₀} pour des rugosité de 3 cm. Nous pouvons donc appliquer cette formule corrective pour les écarts-types de PASQUILL. Par contre pour les écarts-types de DOURY, dont les calages ont été effectués sur des terrains de rugosité très variées, nous ne pouvons pas introduire de correction.

Valeur de la hauteur de rugosité z'₀ pour quelques types de surfaces.

terrain plat	ex : plaine avec arbres dispersés	z' ₀ = z ₀ = 0,03 m
terrain agricole	ex : aéroport, champs, vergers	z' ₀ = z ₀ = 0,10 m
zone maraîchère	ex : zone de serres, habitat dispersé, maisons éparpillées	z' ₀ = z ₀ = 0,30 m
zone résidentielle	ex : zone denses de bâtiments bas, forêts, sites industriels sans obstacles importants	z' ₀ = z ₀ = 1,00 m
zone urbaine	ville avec bâtiments importants, site industriel avec obstacles importants	z' ₀ = z ₀ = 3,00 m

③ Correction d'obstacle au sol

Une émission de gaz dans l'atmosphère est dite dégagée de l'influence de toute construction au sol lorsqu'elle est éloignée approximativement de plus de 10 fois la dimension caractéristique de cette construction ou de cet obstacle dans la direction du vent, ou de plus de 2,5 fois perpendiculairement à cette direction.

Dans le cas contraire, deux types de phénomènes peuvent être observés :

- soit une dilution due à la présence de zones tourbillonnaires en aval du bâtiment (cas par exemple d'une structure ouverte, type pétrochimique),
- soit la présence de zones qui n'ont pas subi de dilution notable (cas par exemple de rues ou de zones de recirculation près de l'obstacle).

Il faut alors utiliser avec prudence les modèles gaussiens.

Pour un observateur éloigné, l'expérience montre que les turbulences induites par un bâtiment proche de la source engendrent une dilution initiale du rejet à peu près homogène dans le sillage du bâtiment. Cela revient à considérer que le rejet a des dimensions initiales non nulles, de l'ordre de celles du bâtiment. Le problème peut alors être traité de la façon appelée correction de source non ponctuelle.

4 **Effet du relief**

Les modèles gaussiens supposent un terrain plat, sans relief marqué et donc un champ de vent relativement homogène.

Lorsque ce n'est pas le cas, le relief peut influencer les transferts atmosphériques en modifiant à la fois la trajectoire moyenne suivie par le polluant et les conditions de diffusion de ce polluant.

L'expérience permet d'admettre que :

- en atmosphère instable ou neutre, le panache suit les variations du relief. Cela revient à considérer qu'en tout point de l'axe du panache, la distance verticale est constante, égale à la hauteur effective initiale du rejet.
- en atmosphère stable, le panache reste horizontal et contourne le relief si la hauteur de celui-ci est supérieure à la hauteur effective du rejet.

2.3. DISPERSION DES GAZ DENSES - CRITERES DE CHOIX DES MODELES ET LOGICIELS

2.3.1 APPROCHE METHODOLOGIQUE

① Concept de gaz denses

Un nombre important de scénarios d'accidents dus à l'activité industrielle font intervenir des mélanges gazeux dont la masse volumique est sensiblement supérieure à celle de l'air. Dans ce cas, les effets de gravité peuvent jouer un rôle si important au début de la dispersion qu'omettre d'en tenir compte, peut conduire à mal estimer les risques de l'accident.

On utilise alors les modèles **de type intégral** dans lequel l'idée est d'utiliser des équations paramétriques tant que la densité du nuage est importante. Il est alors nécessaire d'assimiler le nuage initial à une colonne gazeuse ayant la forme d'un cylindre de révolution.

Ce cylindre va évoluer jusqu'à ce que la concentration moyenne soit telle que sa masse volumique ne soit plus significativement différente de celle de l'air. On passera alors au modèle de dispersion passif à partir des caractéristiques du nuage calculées à l'aide de ces équations paramétriques, avec un problème de raccordement, c'est-à-dire qu'à chaque instant du calcul, il faut vérifier que les effets de gravité restent significatifs au moyen de critères appelés « **critères de transition en phase passive** ».

Lorsque le ou les critères de transition sont vérifiés, un modèle de dispersion passive est initialisé.

Ces modèles sont utilisés pour les études à cause de leur coût raisonnable de mise en œuvre tant du point de vue matériel que de celui de temps-machine nécessaire.

Ces types de modèle dit dense ou intégral, est apparu au milieu des années 70 afin de remédier aux problèmes rencontrés lors de l'étude de gaz lourds. Son originalité provient de la prise en compte des effets de la gravité tant que la masse volumique du nuage reste supérieure à celle de l'atmosphère. La notion d' "**intégral**" signifie que l'on suppose une loi de répartition de toute grandeur physique donnée a priori dans chaque tranche de gaz considérée. Lorsque les deux masses volumiques deviennent comparables, le modèle de type intégral est relayé par un modèle gaussien (**dispersion passive**). Les modèles de type intégral permettent d'obtenir une meilleure simulation du comportement du nuage pour des temps relativement courts ou des distances à la source réduites, ce qui est le cas dans la plupart des études de danger.

L'équation semi-empirique de **VAN ULDEN** régit l'évolution du panache lorsque les phénomènes de gravité sont prépondérants et est donnée par :

$$dL/dt = K * (g * H * (\rho - \rho_a) / \rho_a)^{0,5}$$

Avec :

L : demi-largeur du panache en rejet continu (rayon du nuage en instantané) en m;

H : hauteur du nuage (en m),

K : paramètre de Van Ulden (il tient compte de la spécificité du problème),

g : accélération de la pesanteur (en m/s²),

ρ : masse volumique du nuage (en kg/m³)

ρ_a : masse volumique de l'air (en kg/m³).

Un certain nombre d'équations supplémentaires (entraînement de l'air, transfert de chaleur) est nécessaire à la modélisation de type intégral.

② Cas d'un relâchement instantané

L'originalité de ce type de modèle intégral ou dense, est d'utiliser une forme de modélisation appropriée à chaque « étape » du rejet. L'observation des phénomènes de dispersion a permis de mettre en évidence les quatre phases :

1. **la création du nuage,**
2. **son effondrement,**
3. **son rampement sur le sol,**
4. **sa dispersion passive.**

Chacune de ces phases fait donc l'objet d'une formulation paramétrique qui lui est propre. Toutefois, dans la plupart des modèles, les phases 2 et 3 sont résolues simultanément.

Phase 1 : Création du nuage dans le cas d'un rejet instantané.

La phase de création du nuage consiste à définir sa forme initiale. La formule paramétrique qui régit son effondrement est fondée sur l'équation de BERNOUILLI. Pour simplifier la résolution, il est nécessaire d'assimiler le nuage à un cylindre de révolution dont la base est posée sur le sol. A l'instant du rejet, la géométrie du nuage est donc caractérisée par son rayon « R » et sa hauteur « H ». Il convient de préciser aussi sa masse volumique « ρ » qui est supposée uniforme.

Phase 2 : Effondrement et rampement du nuage.

Les caractéristiques du nuage qui se disperse en restant cylindrique, sont déterminées à l'aide d'un ensemble d'équations paramétriques qui tiennent compte de la différence de masse volumique entre le nuage et l'air, de sa dilution, de sa température et parfois de l'humidité ambiante.

Alors que dans le modèle gaussien le nuage est un ellipsoïde avec une concentration maximum au centre, on part ici d'un cylindre avec une concentration uniforme.

Ce cylindre va évoluer jusqu'à ce que la concentration soit telle que sa masse volumique ne soit plus significativement différente de celle de l'air. On passera alors à un modèle de dispersion passive avec un problème de raccordement.

Les différentes étapes des phases 2 et 3 se résument comme suit :

- 1) **l'évolution du rayon du nuage**
- 2) **la dilution du nuage.**

Au fur et mesure que le nuage se déplace, il se dilue dans l'atmosphère. La représentation de ce phénomène est un problème particulièrement délicat de la mécanique des fluides. A des fins simplificatrices, la notion de dilution est formulée en terme d'entraînement d'air. A chaque instant, de l'air s'introduit dans le nuage par son sommet et ses bords.

- 3) **l'évolution de la température du nuage**

La masse volumique du nuage est souvent supérieure à celle de l'air à cause de sa température après rejet (température de stockage, effet de vaporisation, etc.). Au fur et à mesure que le polluant s'éloigne de la source, il se réchauffe ou se refroidit au contact du sol et de l'air auquel il se mélange. D'autres phénomènes physiques tels que le rayonnement solaire ou l'humidité peuvent parfois être pris en considération.

Le rayon, la dilution et la température du nuage sont déterminés à partir d'un système d'équations différentielles.

Les caractéristiques volume du nuage, masse volumique du nuage, hauteur du nuage, concentration moyenne du nuage et vitesse du nuage sont déduites par l'intermédiaire d'équations ou de relations directes.

③ Les modèles de simulation de rejets continus

La présentation de l'algorithme général s'est faite en utilisant un modèle de rejet instantané. Les modèles de rejets continus reprennent la même philosophie générale. On peut distinguer deux grandes approches du problème :

- les modèles à sections,
- les modèles à bouffées.

Les modèles à sections consistent à supposer que chaque section du panache est de forme rectangulaire durant la phase d'effondrement-rampement. Le calcul consiste à transporter le polluant de section en section. On détermine grâce à une formulation de type intégral, la demi-largeur, la hauteur, la vitesse moyenne du passage du fluide, la concentration moyenne, etc. pour les sections étudiées dans lesquelles les effets de gravité sont encore importants. Dans les sections éloignées de la source, le polluant se comporte de façon passive et alors sa distribution spatiale est supposée être gaussienne.

Les modèles à bouffées utilisent une technique assez différente. Le rejet continu n'est plus exprimé en terme de transport du polluant d'une section à l'autre comme précédemment mais en terme de superposition de bouffées émises régulièrement et se dispersant aussi bien transversalement et verticalement que longitudinalement. Cette dernière caractéristique est totalement opposée à l'optique des modèles à sections qui considèrent au contraire qu'il n'y a pas de diffusion dans la direction du vent. Il semble que la réalité physique se situe toutefois entre les deux approches, se rapprochant de l'une ou de l'autre selon les cas. En phase d'effondrement-rampement, les modèles de type intégral ne donnant que des concentrations moyennes dans les sections du panache, la connaissance de la distribution du polluant à l'intérieur nécessite l'approximation par une formule gaussienne.

④ Importance des variables

Dans l'étude de la dispersion de gaz denses on peut hiérarchiser l'importance des variables indépendantes :

① Variables indépendantes primordiales

- 1) la mesure de la quantité de fluide en phase gazeuse, vapeur, ou sous forme d'aérosol, relâchée :
 - volume relâché Q_0 (m^3)
 - masse relâchée MFLUG (kg)
 - débit volumique (m^3/s)
 - débit massique (kg/s)
- 2) la masse spécifique du fluide relâché DENS_G (θ) et de l'air ambiant ρ_{air} (TAMB)
- 3) la vitesse moyenne du vent mesurée à 10 mètres du sol, u (m/s),
- 4) la dimension ou iséométrie caractéristique de la source D (m) ou G (-)
 - $D = 1,128 \sqrt{A_b}$
pour une source continue
 - $G = HEQU/DEQU$ pour une tour ou un réacteur
 - $G = DEQU/LEQU$ pour un ballon
 - $G = 1$ pour une sphère

② Variables notables mais de moindre importance

- 1) la rugosité du site, caractérisé par une longueur de rugosité Z_0 en m.
- 2) la stabilité atmosphérique.
- 3) les échelles de grandeur de la turbulence dans la couche limite atmosphérique.

③ Variables de peu ou pas d'importance

- 1) les propriétés moléculaires : viscosité, coefficient de diffusion...
- 2) la taille de la couche limite atmosphérique.

2.3.2 CRITERES DE CHOIX DE MODELES

Ces critères ont pour objectifs de définir :

- si un relâchement est passif ou dense
- si un relâchement est instantané ou continu
- si un relâchement est du type jet libre turbulent ou jet laminaire.

① Critère de dispersion dense ou passive

- Si la source est définie comme continue on applique le critère :

$$K_1 = u / A^{1/3} \leq 0,15 \begin{cases} \text{OUI} \rightarrow \text{dispersion passive} \\ \text{NON} \rightarrow \text{dispersion dense} \end{cases}$$

u la vitesse du vent à 10 mètres du sol en m/s

$$A = \frac{g}{DBREG} \frac{(DENS(T_1) - \rho_{air})}{\rho_{air}} \times \frac{DENS(TSER)}{Deq}$$

où

g , est l'accélération de la pesanteur

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

ρ_{air} est la masse spécifique gazeuse de l'air à la température ambiante TAMB

$$\rho_{air} = 1,177 \times 300 / TAMB$$

$$T_1 = (TSER \times TAMB)^{0,5}$$

$$DENS(\theta) = DENS(300) \times 300 / \theta \quad (\text{kg/m}^3)$$

DBREG , est le débit gazeux à la source, en kg/s

Deq est la dimension caractéristique de la source

→ pour une brèche de tuyauterie

$$Deq = 2\sqrt{A_b / \pi} = 1,128 \sqrt{A_b}$$

avec A_b , la surface de la brèche

→ pour une nappe s'évaporant

$$Deq = 2\sqrt{SNAP / \pi} = 1,128 \sqrt{SNAP}$$

avec SNAP, la surface de la nappe

- Si la source est définie comme instantanée on applique le critère

$$K_2 = \left(\frac{g}{u^2} \left(\frac{\text{DENS}(T_1) - \rho_{\text{air}}}{\rho_{\text{air}}} \right) * \frac{\text{MFLUG}}{\text{DENS}(T_{\text{SER}})} \right)^{1/3} < 0,2$$

OUI → dispersion passive
 NON → dispersion dense

avec
 MFLUG la masse gazeuse ou vapeur relâchée (kg).

② Critère de relâchement instantané ou continu

Un relâchement est considéré comme instantané si la durée de l'émission est petite comparée au temps de transfert jusqu'à la cible.

Le critère s'exprime dès lors simplement par :

$$K_3 = \frac{u \times t}{x} < 0,6$$

OUI → relâchement instantané
 NON → relâchement continu

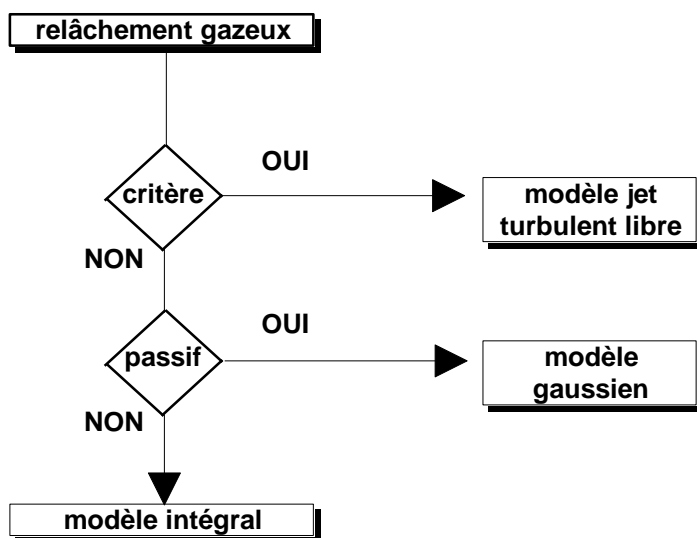
où
 u , est la vitesse du vent à 10 mètres du sol en m/s
 t , est la durée de l'émission en s.
 x , est la distance à la source en m

Exemples :

u = 1m/s	t = 10 s	X > 17 m	⇒ relâchement instantané
	t = 30 s	X > 50 m	⇒ relâchement instantané
	t = 60 s	X > 100 m	⇒ relâchement instantané
	t = 300 s	X > 500 m	⇒ relâchement instantané
u = 3m/s	t = 10 s	X > 50 m	⇒ relâchement instantané
	t = 30 s	X > 150 m	⇒ relâchement instantané
	t = 60 s	X > 300 m	⇒ relâchement instantané
	t = 300 s	X > 1500 m	⇒ relâchement instantané
u = 5m/s	t = 10 s	X > 84 m	⇒ relâchement instantané
	t = 30 s	X > 250 m	⇒ relâchement instantané
	t = 60 s	X > 500 m	⇒ relâchement instantané

③ Critère de jet turbulent libre

Dans le cas de relâchement gazeux ou vapeur du type continu, à grande vitesse, on engendre un jet turbulent libre qui ne peut être traité par des modèles de dispersion gaussiens ou intégraux :



Le critère s'exprime par la valeur du nombre de REYNOLDS de l'écoulement gazeux dans l'orifice de la brèche :

$$K_4 = Re > 2,5 \cdot 10^4 \begin{cases} \text{OUI} \rightarrow \text{jet turbulent libre} \\ \text{NON} \rightarrow \text{jet laminaire} \end{cases}$$

$$Re = \frac{\rho_{g,o} u_o \sqrt{C_D} d_o}{\mu}$$

avec

$$\rho_{g,o} = \text{DENSG(TSER)} \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{1}{\gamma - 1}} \quad (\text{kg/m}^3)$$

DENSG (TSER) , la masse spécifique du fluide gazeux à la température de service en kg/m^3

γ , le rapport des chaleurs spécifiques

u_o , la vitesse de l'écoulement au travers de la brèche en m/s

C_D , le coefficient de débit

$C_D = 0,9$ pour un trou, une brèche guillotine

$C_D = 0,61$ pour une brèche longitudinale ou annulaire

d_o , le diamètre équivalent de la brèche en m

$$d_o = \sqrt{\frac{A_b}{0,25 \times \pi}} \quad (\text{m})$$

$$d_o = 1,128 \sqrt{A_b} \quad (\text{m})$$

A_b est la section de la brèche en m^2

μ est la viscosité dynamique du gaz en (Pa.s).

2.3.3 CRITERES DE CHOIX DE LOGICIELS

① Principes de cotation et de comparaison

Pour estimer si un logiciel de dispersion type gaz dense ou intégral est acceptable pour une utilisation Etude de Danger selon la méthode UFIP, nous proposons une appréciation basée sur 7 concepts et 40 critères ou informations.

Les 7 concepts sont les suivants :

- ① **Historique du logiciel**
- ② **Données d'entrée**
- ③ **Terme source**
- ④ **Orographie**
- ⑤ **Modèle de transfert et de dispersion**
- ⑥ **Utilisation**
- ⑦ **Données de sortie.**

Nous attribuons à chaque rubrique, information ou critère, un système de cotation permettant à l'utilisateur potentiel de se faire une idée de l'acceptabilité d'un logiciel de dispersion vis-à-vis de la méthode UFIP.

Pour ce faire nous définissons :

- ① une **valeur de pondération V** par rapport au critère
5 : critique
3 : important
1 : secondaire

- ② une **valeur d'appréciation A**
5 : bon
3 : acceptable
0 : inacceptable

- ③ un coefficient de cotation exprimée en pourcents

$$C = \frac{1}{n} \sum_{j=1}^k (VA)_j$$

avec

$n = 5 \times \sum_j V_j$, la cote maximale possible,

k , le nombre d'information, rubriques, ou critères disponibles.

① Liste des rubriques et critères

① Historique du Logiciel

Trois informations relatives à l'histoire du logiciel sont retenues :

1. La date de sortie

sous ce vocable on entend :

- la date de sortie de la première révision
- la date de sortie de la dernière révision.

La notion d'un logiciel, permet de renseigner l'utilisateur tant sur le type de modèle utilisé, que sur le degré de maturité du produit.

Le premier de ces renseignements est relatif à la date de première mise en circulation du logiciel. Une telle information détermine en partie le type de modèle utilisé. Par exemple, il y a dix ans, les machines n'étaient pas suffisamment puissantes pour faire tourner des modèles utilisant la technique des volumes finis.

D'autre part, un logiciel récent peut receler des erreurs de conception, des bogues, ou encore, être insuffisamment validé. En ce sens, la date de première mise en circulation permet de renseigner sur le degré de maturité d'un logiciel.

Deux autres considérations contribuent à caractériser en partie le degré de maturité du produit :

- En premier lieu, la connaissance du nombre de remises à jour effectuées permet de mesurer l'attention que porte le concepteur du logiciel au devenir de son produit. On sait qu'un produit, lors de sa sortie, comporte presque systématiquement des erreurs. De ces erreurs, une part est décelée lors des diverses procédures de validation du logiciel. D'autres n'apparaissent que plus tard, au fur et à mesure des utilisations du produit. Si donc le nombre de remises à jour est conséquent, cela peut montrer que le concepteur est à l'écoute de ses clients, ou du moins, qu'il tente de corriger les vices de fonctionnement qu'il rencontre.
- En second lieu, la date de sortie de la dernière version connue peut être, en elle-même, intéressante. Si par exemple, est déjà ancienne, il se peut que le logiciel soit sinon abandonnée, du moins en phase d'abandon, ou remplacé par un autre produit, mature, plus performant, et portant un autre nom.

C'est un critère **important** et :

V = 3	A =	VA =
	↑	↑
	cotations d'appréciation	

2. Nombre de logiciels utilisés

Ce paramètre permet d'apprécier le succès du produit et est un indice d'une remise à jour suivie. D'autre part, il est également un indice d'utilisation aisée.

C'est un critère **secondaire**, car l'information n'est pas aisée à vérifier.

V = 1	A =	VA =
	↑	↑
	cotations d'appréciation	

Certes, ces dernières données dépendent des modalités qui ont été retenues pour les déterminer. Les qualités essentielles d'une telle base sont donc :

- le caractère complet,
- l'exhaustivité,
- la lisibilité,
- la capacité à constituer une bibliothèque à la main de l'utilisateur.

2. Nombre de fluides dans la base de données

Deux points sont à vérifier :

le nombre de fluides livrés dans la base de données,

le nombre de fluides pouvant être introduit dans la base de données.

Ce critère est pris en compte pour la cotation d'appréciation de la base de données.

D'autre part, il est également un indice d'utilisation aisée.

C'est un critère secondaire, car l'information n'est pas aisée à vérifier.

3. Durée considérée

La durée considérée doit être une variable d'entrée.

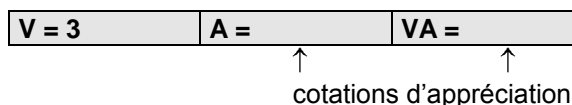
③ Terme Source

Par terme source d'un logiciel de dispersion du type dense on entend tout logiciel intégrant un module identique à celui développé au chapitre 1 de la section 2 du présent guide méthodologique UFIP. C'est le cas des logiciels ADAM 2.1, AIRTOX, EFFECT 2, GASTAR, HG SYSTEM 3.0, PHAST 5.0, RISKWIT, SAFEMODE, SOURCE 4.0, STAR, SUPERCHEM 2.0 ou TRACE 7.7..

Ce n'est pas un critère obligatoire pour un logiciel de posséder un module terme source dans le cadre de l'application UFIP, car le guide UFIP possède son propre module terme source, et donc des logiciels un peu plus anciens, qui intègrent des modules de gaz denses mais ne permettent pas une définition précise de la source, feront très bien l'affaire.

On y introduira le débit ou la masse gazeuse ou vapeur relâchée et ils traiteront une source gaz seule en dispersion. C'est le cas des logiciels CRUNCH, DEGADIS, DEGATEC, DENZ, HEGADAS, HEAVY PUFF... . Ces logiciels ont du reste souvent servi de base travail pour la conception des plus récents.

Nous considérons le terme source être un critère important mais non critique et



Si le logiciel n'offre pas de module terme source, ce critère sera sans objet et il n'en sera pas tenu compte.

Par compte si le logiciel en possède un, il sera capital de s'assurer des points repris ci-après :

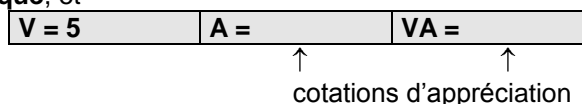
Pour obtenir une appréciation A = 5 (bon) il est impératif de pouvoir traiter :

- 1) l'évaporation d'une nappe liquide,
- 2) l'éclatement d'une capacité,
- 3) la rupture d'une tuyauterie,
- 4) le flash,
- 5) un mélange de composants multiples,
- 6) les aérosols,
- 7) l'échange thermique avec le substrat,
- 8) le transfert de masse dans la phase liquide.

Seuls les logiciels GASTAR, HG SYSTEM 3.0, SAFEMODE, SOURCE 4.0, SUPERCHEM 2.0 et TRACE 7.7 satisfont à cet impératif !

- 3) **traiter les réactions chimiques de la nappe gazeuse ou vapeur :**
 pour exemple,
 - réaction avec l'humidité de l'air
 - oligomérisation de l'HF
 - dépolimérisation de l'HF.
- 4) **s'appliquer aux gaz légers**
 Pour les pétroliers cela concerne :
 - l'hydrogène
 - le méthane
 - le GNL

Le critère est un critère **critique**, et



⑥ **Données de sortie**

Dans la méthodologie UFIP on a besoin de connaître :

- 1) **soit la distance correspondante à une concentration inflammable :**
 1. RMAX correspondant à la LIE.
 2. Dans certains cas on est amené à calculer la distance maximale correspondant à la LSE.
 3. Dans des applications d'expertise d'accident ou des problèmes spécifiques posés par l'Administration, on peut être amené à déterminer les distances correspondant à 0,2 x LIE , 0,5 x LIE ou à la concentration stœchiométrique.
- 2) **Soit la distance correspondant à un seuil statique de toxicité :**
 1. SEL
 2. VLE ; VME
 3. LC1% ; LC50 % ; LC 99%
 4. SEI.
- 3) **Soit la distance correspondant à une dose toxique du type $C^n \times t$**
 avec C, la concentration critique
 t , la durée d'exposition
 n , l'exposant caractéristique du composant toxique.

Dès lors, ces trois critères, principalement les deux premiers, sont impératifs.

Deux autres paramètres présentent un intérêt en ce sens qu'ils apportent une certaine lumière sur la spécificité opérationnelle du logiciel d'une part, et qu'ils peuvent apporter des limitations excluant dans certains cas l'applicabilité aux besoins de l'approche UFIP.

Ce sont :

- 1) **L'intervalle de validité des distances**
 Dans le cadre des études de danger nous avons besoin des intervalles de distances ci-après :
 → pour l'inflammabilité d'un nuage gazeux de quelques mètres à 2500 mètres
 → pour l'aspect toxicité
 de 1 mètre à 12500 mètres
 Ceci au vu de certains produits toxiques et des zones PPI.

3. TOXICITE AIGUE PAR INHALATION

Pour les calculs de toxicités, nous proposons une méthode simplifiée mono-dimensionnelle basée sur l'équivalent chlore et un modèle intégral, ou une approche 2D ou 3D par modèle Lagrangien pour les cas nécessitant une plus grande précision et la prise en compte des obstacles dans le champ proche (source) et le champ lointain (hors établissement).

3.1. MODELE SIMPLIFIE

La toxicité aiguë par inhalation peut être traitée au moyen de modèles de dispersion du type intégral.

Nous recommandons l'approche simplifiée suivante permettant très rapidement le calcul d'ordres de grandeurs acceptables pour une étude de danger.

① Approche méthodologique

Il est fait usage d'un « **équivalent chlore** » permettant le calcul des distances de dispersion correspondant aux concentrations toxiques du chlore et adaptation aux nuages gazeux denses. Ce modèle considère deux modes de relâchement :

- un relâchement instantané pour lequel le nuage gazeux est supposé de forme cylindrique plate et homogène,
- un relâchement continu pour lequel le nuage gazeux est assimilé à une série de tranches rectangulaires homogènes.

Le modèle suppose deux phases distinctes dans la dispersion du nuage : une phase dense et une phase passive. Cette dernière phase est caractérisée par la turbulence atmosphérique et est donc similaire à un modèle gaussien de dispersion.

② Hypothèses de dispersion

Le modèle **COX & CARPENTER** est de type intégral. La complexité de ce type de modèle est intermédiaire entre des calculs de dispersion de type gaussien et des calculs tridimensionnels procédant par volumes ou éléments finis.

Par conséquent les hypothèses qu'il pose sont les suivantes :

- Terrain plat et de rugosité uniforme, en l'absence d'obstacles.
- Vecteur vitesse du vent constant dont l'intensité, pour fournir des résultats plausibles, doit être supérieure ou égale à 1 m/s.
- Dispersion du nuage dans de l'air atmosphérique frais. Cette condition n'est manifestement jamais strictement remplie dans une installation compte tenu des recirculations des obstacles.
- Conditions de stabilité climatique invariables tout le temps de l'émission et de la dispersion.

Dans la simplification des formules nous considérons 2 cas de conditions de stabilité climatique :

	CAS 1	CAS 2
Vitesse du vent	3 m/s	2 m/s
Stabilité atmosphérique	PASQUILL classe D	PASQUILL classe F
Température ambiante	300 K	283 K
Humidité relative	75 %	75 %
Rugosité du sol	0,1 m	0,1 m
Géométrie de la source	hauteur nuage = demie largeur nuage	id.
Définition de la source	100% chlore à 239,4 K	id.

3 Cas d'un relâchement instantané

On calcule la distance maximale à la source pour laquelle le relâchement instantané d'une masse équivalente de chlore y produirait une concentration moyenne, pendant un temps pris égal au temps de passage du nuage formé, correspondant à la dose critique d'une exposition de 30 minutes au seuil de toxicité.

Nous définissons :

- **Le seuil des effets létaux (SEL)** correspond à la concentration maximale de polluant dans l'air, pour un temps d'exposition donné, en dessous de laquelle, chez la plupart des individus, on n'observe pas de décès. On retiendra comme valeur, soit le SEL lorsqu'il est déterminé, soit la **CL1%** (Concentration provoquant 1 % de létalité après 30 mn d'exposition).
- **Le seuil des effets irréversibles (SEI)** correspond à la concentration maximale de polluant dans l'air, pour un temps d'exposition donné, en dessous de laquelle, chez la plupart des individus, on n'observe pas d'effets irréversibles. On retiendra comme valeur soit le SEI lorsqu'il est déterminé, soit le **SES** (Seuil des Effets Significatifs, anciennement appelé IDLH).

Le modèle de dispersion peut être évalué par approximation par la relation :

$$\text{CONC} = K(x) \text{ MTOXG/MOLE} \quad (\text{eq.TOX.1})$$

avec,

$K(x)$, une constante de proportionnalité qui prend diverses valeurs fonction de la distance à la source x ,

MTOXG , la masse de produit toxique XX relâchée instantanément, en kg,

MOLE , la masse molaire de produit toxique XX exprimé en kg/kmole

CONC , la concentration en ppm.

L'équivalent chlore du relâchement instantané toxique s'exprime :

$$\frac{\text{MCHLO}}{\text{SEI} \times \text{MOLE}_{\text{Cl}_2}} = \frac{\text{MTOXG}}{\text{SEI} \times \text{MOLE}_{\text{XX}}} \quad (\text{eq.TOX.2})$$

avec,

MCHLO , la quantité équivalente de chlore relâchée instantanément, en kg.

$\text{MOLE}_{\text{Cl}_2} = 70,906 \text{ kmole/kg}$

$\text{SEI}_{\text{Cl}_2} = 25 \text{ ppm}$

Et
$$\text{MCHLO} = \frac{1773}{(\text{SEI} \times \text{MOLE})_{\text{XX}}} \text{MTOXG} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.TOX.3})$$

Pour un temps d'exposition quelconque différent de 30 minutes, une concentration équivalente pour une dose C doit être évaluée :

$$1800 \times C^{\text{TEXPN}} = \text{TIME} \times \text{CONC}^{\text{TEXPN}} \quad (\text{eq.TOX.4})$$

$$\text{CONC} = \left(\frac{1800}{\text{TIME}} \right)^{1/\text{TEXPN}} \times C \quad (\text{eq.TOX.5})$$

avec,

CONC , la concentration équivalente à une dose C pour une durée de TIME secondes

TIME , la durée de l'exposition en s

TEXPN , l'exposant de concentration relatif à la substance toxique considérée.

C , les concentrations en produit toxique correspondant au seuil de toxicité impliqué, en ppm: , SEI (SES) ou $\text{LC}_{1\%}$.

Pour le relâchement instantané, le temps d'exposition TIME est pris égal au temps de passage du nuage formé. Ce dernier peut être calculé à partir de la demie épaisseur du nuage et sa vitesse.

$$TIME = (2 \times RAD \times ELONG)/U \quad (\text{eq.TOX.6})$$

avec,

RAD , la demie largeur d'un nuage circulaire exprimé en m

ELONG , facteur d'élongation appliqué parce que les nuages gazeux ont tendance à s'allonger dans la direction du vent ; une valeur de 2 est utilisée,

U , la vitesse du vent en m/s.

Nous considérons un cas de dispersion de jour et un cas de dispersion de nuit :

☞ dispersion de jour : D3

☞ dispersion de nuit : F2

En introduisant nos hypothèses simplificatrices dans le modèle COX & CARPENTER on obtient une formulation très simple du temps de passage du nuage pour une dispersion de jour type D3, en fonction de la masse de produit dans le nuage.

$$TIMEJ = 12,222 MTOXG^{0,4133} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.TOX.7})$$

TIMEJ est exprimé en secondes, avec J comme Jour.

Appliquant les équations (éq.TOX.3 et éq.TOX.5) et en les combinant, on exprime la masse équivalente de chlore pour une exposition de TIME secondes à une concentration C par ::

$$MCHLOJ = \frac{1773(TIMEJ / 1800)^{1/TEXPN}}{(SEI \times MOLE)_{xx}} \times \left(\frac{SEI}{C}\right)_{xx} \times MTOXG \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.TOX.8})$$

avec C = , LC_{1%} , SEI (SES) pour 30 minutes d'exposition.

Pour la concentration C correspondant au seuil de toxicité 30 minutes impliqué on obtient les distances à conséquence suivantes :

Classe D3 (PASQUILL D, u = 3 m/s)

$$RTOX = 203,9 MCHLOJ^{0,3592} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.TOX.9})$$

Pour une dispersion de nuit F2 le temps de passage du nuage s'exprime :

$$TIMEN = 30,978 MTOXG^{0,3922} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.TOX.10})$$

TIMEN est exprimé en secondes, avec N comme Nuit.

Pour un relâchement de nuit nous distinguons entre les personnes situées à l'extérieur (en plein air) et les personnes confinées à l'intérieur de leur maison.

1 Pour les personnes à l'extérieur on a bien entendu :

$$CONC = (1800/TIMEN)^{1/TEXPN} \times C \quad (\text{eq.TOX.11})$$

$$MCHLON = \frac{1773 (TIMEN / 1800)^{1/TEXPN}}{(SEI \times MOLE)_{xx}} \times \left(\frac{SEI}{C}\right)_{xx} \times MTOXG \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.TOX.12})$$

avec C = , LC_{1%}, SEI (SES) pour 30 minutes d'exposition.

2 Pour les personnes confinées dans leur maison, la concentration à l'intérieur peut être exprimée par la relation :

$$\text{CONC}_{\text{int}} = (\text{CONC}_{\text{ext}})^{-\lambda \cdot t} \quad (\text{eq.TOX.13})$$

Avec t , le temps pendant le passage du nuage
 $t < \text{TIMEN}$
 λ le taux de ventilation ou de renouvellement d'air par heure.

CONC_{int} , la concentration à l'intérieur (ppm)
 CONC_{ext} , la concentration à l'extérieur (ppm).

$$\text{CONC}_{\text{int}} = \text{CONC}_{\text{ext}} e^{-\lambda \cdot \text{TIMEN}} (1 - e^{-\lambda \cdot t}) \quad (\text{eq.TOX.14})$$

Une fois le nuage passé, $t > \text{TIMEN}$

La dose totale à l'intérieur est donnée par

$$\text{DOSE}_{\text{int}} = \int_0^{\text{TIMEN}} \text{CONC}_{\text{int}}^{\text{TEXPN}} dt \quad (\text{eq.TOX.15})$$

Cette expression est difficilement intégrable à cause des valeurs pouvant être prises par TEXPN .

Donc nous préférons écrire :

$$\text{DOSE}_{\text{int}} = \text{CONC}_{\text{ext}}^{\text{TEXPN}} \times F(\text{TEXPN}, \text{TIMEN}) \quad (\text{eq.TOX.16})$$

Où la fonction F est le temps équivalent pour obtenir la dose extérieure au contact des personnes confinées à l'intérieur.

Un taux de renouvellement d'air de 3 changements par heure est pris comme hypothèse.

$$\lambda = 3$$

Pour $\text{TEXPN} = 1$

$$F = \text{TIMEN} \quad (\text{eq.TOX.17})$$

Pour $1 < \text{TEXPN} \leq 1,5$

$$F = -0,2313 + 0,3025 \text{TIMEN} + 1,662 \times 10^{-2} \text{TIMEN}^2 - 2,428 \times 10^{-4} \text{TIMEN}^3 + 1,428 \times 10^{-6} \text{TIMEN}^4 \quad (\text{eq.TOX.18})$$

Pour $1,5 < \text{TEXPN} \leq 2$

$$F = -6,004 \times 10^{-2} + 4,168 \times 10^{-2} \text{TIMEN} + 1,89 \times 10^{-2} \text{TIMEN}^2 - 2,256 \times 10^{-4} \text{TIMEN}^3 + 4,373 \times 10^{-7} \text{TIMEN}^4 \quad (\text{eq.TOX.19})$$

Pour $2 < \text{TEXPN} \leq 2,5$

$$F = 4,599 \times 10^{-2} + 4,705 \times 10^{-2} \text{TIMEN} + 1,567 \times 10^{-2} \text{TIMEN}^2 - 1,267 \times 10^{-4} \text{TIMEN}^3 + 4,373 \times 10^{-7} \text{TIMEN}^4 \quad (\text{eq.TOX.20})$$

Pour $\text{TEXPN} > 2,5$

$$F = 8,439 \times 10^{-2} + 6,909 \times 10^{-2} \text{TIMEN} + 1,118 \times 10^{-2} \text{TIMEN}^2 - 2,138 \times 10^{-4} \text{TIMEN}^3 - 2,649 \times 10^{-7} \text{TIMEN}^4 \quad (\text{eq.TOX.21})$$

La masse équivalente de chlore s'exprime par :

$$F1 = F \times 60 \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.TOX.22})$$

$$MCHLON = \frac{1773 \text{ MTOXG } F1 / 1800^{1/TEXPN}}{(SEI \times MOLE)_{XX}} \quad (\text{eq.TOX.23})$$

Et on obtient pour calculer la distance à conséquence la relation :

Classe F2 (PASQUILL F, u = 2 m/s)

$$\boxed{RTOX = 275,6 \text{ MCHLON}^{0,4142} \quad (\text{m})} \quad (\text{eq.TOX.24})$$

4 **Cas d'une source continue**

On calcule la distance maximale à la source pour laquelle un débit équivalent de y produirait une concentration moyenne pendant un temps égal à celui de la source, correspondant à la dose critique d'une exposition de 30 minutes à la concentration du seuil impliqué du produit toxique XX.

L'équivalent chlore du débit s'exprime :

$$\frac{DCHLO}{SEI \times MOLE_{Cl_2}} = \frac{DTOXG}{SEI \times MOLE_{XX}} \quad (\text{eq.TOX.25})$$

avec,

DCHLO , le débit équivalent de chlore, en kg.

SEI Cl₂ , SEI du chlore pris égal à 30 ppm

MOLE Cl₂ , la masse molaire du chlore égale à 70,906 kg/kmole.

$$\text{et } \boxed{DCHLO = \frac{1773}{(SEI \times MOLE)_{XX}} DTOXG \quad (\text{kg / s})} \quad (\text{eq.TOX.26})$$

Pour un temps d'exposition quelconque différent de 30 minutes, une concentration équivalente pour une dose C doit être évaluée par les équations.

$$CONC = (1800 / \text{TIME})^{1/TEXPN} \times C \quad (\text{eq.TOX.27})$$

C , la concentration en produit toxique correspondant au seuil de toxicité impliqué, en ppm: , SEI (SES) ou LC_{1%} .

La durée d'exposition TIMEJ, pour une dispersion de jour type D3, est prise égale à la durée du relâchement Y. Combinant les équations (eq.TOX.26) et (eq.TOX.27) on exprime le débit équivalent du chlore :

$$\boxed{DCHLOJ = \frac{1773(Y / 1800)^{1/TEXPN}}{(SEIS \times MOLE)_{XX}} \times \left(\frac{SEI}{C} \right)_{XX} DTOXG \quad (\text{kg / s})} \quad (\text{éq.TOX.28})$$

Pour la concentration C correspondant au seuil de toxicité 30 minutes impliqué, on obtient les distances à conséquence ci-après :

Classe D3 (PASQUILL D, u = 3 m/s)

$$\boxed{RTOX = 612 \text{ DCHLOJ}^{0,5925} \quad (\text{m})} \quad (\text{eq.TOX.29})$$

Pour une dispersion de nuit type F2 on aura :

➔ Pour les personnes situées à l'extérieur

$$F = \text{TIMEN} = Y \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.TOX.30})$$

➔ Pour les personnes confinées à l'intérieur des maisons :

$$F = F(\text{TIMEN}) \quad (\text{eq.TOX.31})$$

La valeur de la fonction F est établie par les équations (eq.TOX.17 à eq.TOX.21)

$$F1 = F \times 60 \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.TOX.32})$$

$$DCHLON = \frac{1773(F1/1800)^{1/TEXPN} DTOXG}{(SEI \times MOLE)_{XX}} \quad (\text{kg / s}) \quad (\text{eq.TOX.33})$$

Classe F2 (PASQUILL F, u = 2 m/s)

$$RTOX = 2118 DCHLON^{0,5897} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.TOX.34})$$

3.2. EXEMPLES D'APPLICATION DE DISPERSION D'ACIDE FLUORHYDRIQUE

① Dispersion et caractéristiques de l'HF

Le comportement thermodynamique de l'acide fluorhydrique se diluant dans de l'air particulièrement humide est très différent de celui d'un gaz parfait.

En particulier le mélange vapeurs d'HF/air, suivant les conditions, peut s'avérer plus lourd que l'air ou bien moins lourd que l'air. Un tel comportement doit être pris en compte car il influence de façon importante la dispersion de l'HF dans l'atmosphère.

Le poids moléculaire du monomère HF est 20 kg/kmole, inférieur à celui de l'air qui est de 31,2 kg/kmole.

Relâché dans l'atmosphère, l'acide fluorhydrique forme des polymères et autres complexes :

- dimères (HF)₂ , MOLE = 40 kg/kmole
- hexamères (HF)₆ , MOLE = 120 kg/kmole
- octamères (HF)₈ , MOLE = 160 kg/kmole
- complexes HF = H₂O , MOLE = 38 kg/kmole
- aérosol HF/H₂O.

Lorsque de l'air supplémentaire est entraîné dans le nuage, l'HF dépolymérise. Le poids moléculaire moyen diminue donc, mais la réaction étant endothermique et il en résulte un refroidissement de la masse gazeuse. D'autre part, il y a une forte réaction exothermique avec la vapeur d'eau contenue dans l'air qui se mélange au nuage.

Il y a donc des mécanismes en compétition qui influencent la température du nuage qui se déplace, et la masse molaire moyenne de ce nuage.

MIXTURE TEMPERATURE

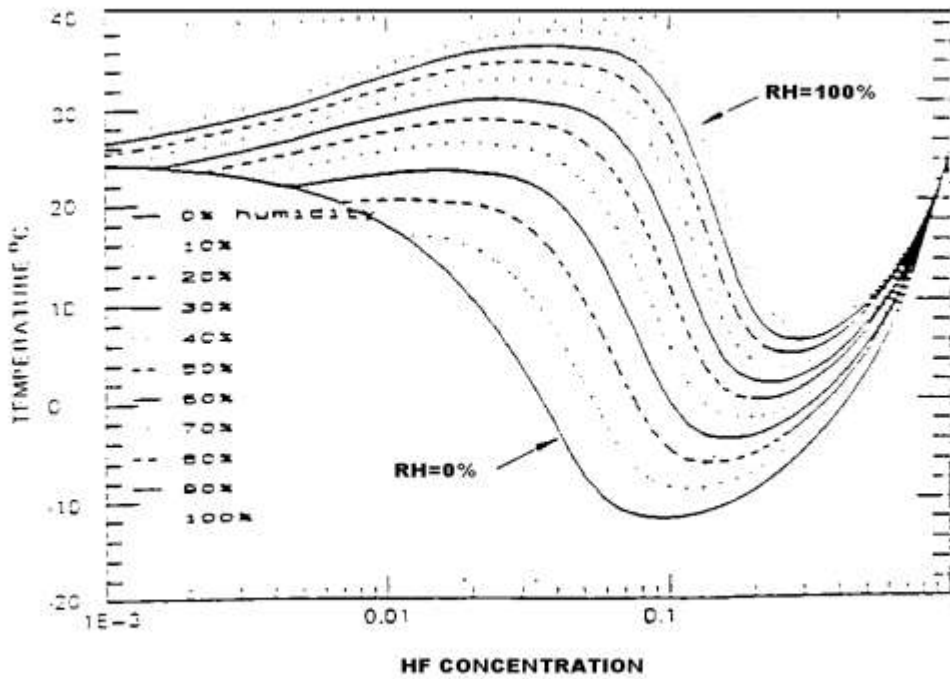


Figure TOX.1.

MIXTURE DENSITY

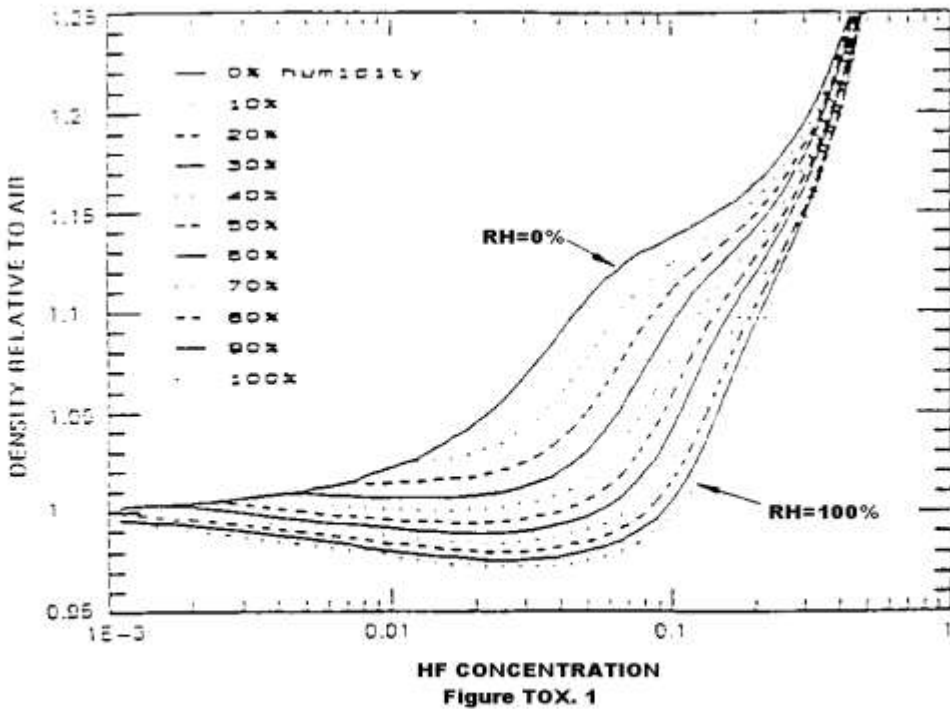


Figure TOX. 1

Le paramètre à retenir géant ces variances est l'humidité relative HR.
Les courbes des figures TOX1 et TOX2, mettent en exergue les effets de température et de densité par rapport à l'air en fonction du mélange d'HF et d'air à 25°C.

Ces courbes sont issues des essais connus sous le nom de **GOLDFISH TEST SERIES**.
Elles sont utilisées pour évaluer la température du nuage et la masse spécifique gazeuse de l'HF correspondant aux concentrations des seuils de toxicité utilisés.

Pour l'HF monomère on a :

$$\begin{aligned} \text{MOLE} &= 20 \text{ kg/kmole} \\ \text{DENSG} &= 0,813 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Pour tenir compte des phénomènes de polymérisation et dépolymérisation on prend :

MOLE = 70 kg/kmole

$$\text{DENSG} = 2,863 \text{ kg/m}^3$$

② Seuils de toxicité

■ **LC_{1%} (30 mn)**

La LC_{1%} a été déterminée au moyen de la fonction de probit préconisée par la **US COAST GUARD** et par **DU PONT DE NEMOURS**.

Pr = 7,36 + 3,36 ln (C x t) = 2,7 pour l'effet léthal 1%

avec C , la concentration en kg/m³
t , la durée d'exposition en s.

D'où :

$$\begin{aligned} C \times t &= \exp \left\{ \frac{2,7 - 7,36}{3,36} \right\} \\ &= 0,250 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Pour 1800 s, on obtient :

$$\begin{aligned} \text{LC}_{1\%} &= 0,25/1800 = 1,39 \cdot 10^{-4} \text{ kg/m}^3 \\ &= 139 \text{ mg/m}^3 \end{aligned}$$

Pour une masse molaire moyenne prise égale à 70 kmole/kg, cela nous donne une concentration exprimée en ppm de :

$$\text{LC}_{1\%} = \frac{139 \times 24,45}{70} = 49 \text{ ppm}$$

Pour HF monomère on obtiendrait :

$$\text{LC}_{1\%} = 115 \text{ ppm}$$

■ **SES (30 mn)**

De même pour une masse molaire moyenne de 70 kmole/kg, on obtient une concentration exprimée en ppm de :

$$\text{SES (30 mn)} = \frac{25 \times 24,45}{70} = 8 \text{ ppm}$$

Pour HF monomère on obtiendrait :

$$\text{SES (30 mn)} = 30 \text{ ppm.}$$

③ Considérons :

- a) une fuite de 0,25 kg/s perdurant 30 minutes
- b) une fuite de 2 kg/s pendant 5 minutes
- c) un relâchement instantané de 2 tonnes.

Nous allons comparer dans chaque cas de l'HF monomère (on néglige les phénomènes de polymérisation et dépolymérisation) et de l'HF dit polymère (pour tenir compte des phénomènes de polymérisation/dépolymérisation).

On applique la classe de PASQUILL D3.

■ Caractéristique de l'HF :

ACIDE FLUORHYDRIQUE MONOMERE HF

TBUL = 292.7 K	GAMA = 1.400	LC1% = 115 ppm
TKR = 461.0 K	CSPE = 3.0170 E 3 J/kg/K	SES = 30 ppm
PKR = 6.483 E 6 Pa	CVAP = 3.3430 E 5 J/kg	TEXPN = 1.50
DENSL = 988.00 kg/m ³	QFLU = 0.000 E 0 J/kg	ANTA = 17.6958
DENSG = 0.813 kg/m ³	TTOX = 4	ANTB = 3404.49
MOLE = 20.006 kg/kmole		ANTC = 15.06

ACIDE FLUORHYDRIQUE POLYMERE

TBUL = 292.7 K	GAMA = 1.400	LC1% = 49 ppm
TKR = 461.0 K	CSPE = 3.0170 E 3 J/kg/K	SES = 9 ppm
PKR = 6.483 E 6 Pa	CVAP = 3.3430 E 5 J/kg	TEXPN = 1.50
DENSL = 988.00 kg/m ³	QFLU = 0.000 E 0 J/kg	ANTA = 17.6958
DENSG = 2.863 kg/m ³	TTOX = 4	ANTB = 3404.49
MOLE = 70.000 kg/kmole		ANTC = 15.06

■ Fuite de 0,25 kg/s pendant 30 minutes

DTOXG = 0,25 kg/s

Y = 1800 s

C = SES et LC_{1%}

HF monomère		HF polymère	
C	= 30 ppm (SES)	C	= 9 ppm (SES)
C	= 115 ppm (LC1%)	C	= 49 ppm (LC1%)
MOLE	= 20.006 kg/kmole	MOLE	= 70.000 kg/kmole

Résultats	HF monomère	HF polymère
DCHLOD (LC1%)	0,231 kg/s	0,158 kg/s
DCHLOD (SES)	0,886 kg/s	0,861 kg/s
RTOX 1 (LC1%)	257 m	205 m
RTOX 3 (SES)	569 m	560 m

■ **Fuite de 2 kg/s pendant 5 minutes**

DTOXG = 2 kg/s

Y = 300 s

C = SES et LC_{1%}

Résultats	HF monomère	HF polymère
DCHLOD (LC1%)	0,560 kg/s	0,383 kg/s
DCHLOD (SES)	2,146 kg/s	2,045 kg/s
RTOX 1 (LC1%)	434 m	346 m
RTOX 3 (SES)	962 m	935 m

■ **Relâchement instantané de 2 tonnes**

Résultats	HF monomère	HF polymère
TIME	283 s	283 s
MCHLOD (LC1%)	538 kg	361 kg
MCHLOD (SES)	2063 kg	1967 kg
RTOX 1 (LC1%)	1951 m	1690 m
RTOX 3 (SES)	3162 m	3108 m

3.3. EXEMPLES D'APPLICATION DE DISPERSION DE H₂S

① **Conditions de relâchement**

Les 4 cas traités s'appliquent à un complexe d'hydrocraquage regroupant diverses unités contenant de l'H₂S.

- relâchement n°1
 rupture 50% de la ligne 20" de sortie du rebouilleur de strippeur du gas plant.
 durée de vidange inventaire : 17 secondes
 débit de fuite instantané : 1041 kg/s
 débit en composant H₂S : 3,43 kg/s
- relâchement n°2
 ouverture du régénérateur d'amine avec relâchement instantané de 446 kg de H₂S.
- relâchement n°3
 rupture longitudinale 50% de la ligne 24" d'effluent du second réacteur du Mild Hydrocracker avec vidange des réacteurs :
 durée de vidange : 10 secondes
 débit de fuite instantané : 2581,2 kg/s
 débit en composant H₂S : 69,7 kg/s
 masse de H₂S relâchée : 697 kg
- relâchement n°4
 Rupture 50% de la ligne 24" effluent réacteur de l'unité d'hydrodésulfuration des essences :
 durée de vidange : 23 secondes
 débit de fuite instantané : 711 kg/s
 débit en composant H₂S : 16,12 kg/s
- relâchement n°5
 rupture d'une ligne 8" de gaz acide
 durée de la fuite : 600 secondes
 débit de fuite instantanée : 14,5 kg/s
 débit en composant H₂S : 5,5 kg/s

Pour ces cinq relâchement on applique :

- des conditions de stabilité atmosphérique dites « de jour » soit un vent de 3 m/s et une classe de PASQUILL type D (neutre)
- des conditions de stabilité atmosphérique dites « de nuit » soit un vent de 2 m/s et une classe de PASQUILL type F (stable).

2 Seuils de toxicité

LC_{1%} = 600 ppm

SES = 300 ppm

3 Caractéristiques de l'hydrogène sulfuré

TBUL = 212.8 K	GAMA = 1.323	LC1% = 600 ppm
TKR = 373.2 K	CSPE = 1000 J/kg/K	SES = 300 ppm
PKR = 8.934 10 ⁶ Pa	CVAP = 5.47 10 ⁵ J/kg	TEXPN = 2.5
DENSL = 797 kg/m ³	QFLU = 1.831 10 ⁷ J/kg	ANTA = 16.104
DENSG = 1.385 kg/m ³	TTOX = 3	ANTB = 1768.69
MOLE = 34.08 kg/kmole		ANTC = -26.06

4 Calculs des relâchements

On vérifie le critère de relâchement instantané ou continu défini au chapitre 2.2 soit :

$$K_3 = \frac{u \times t}{X} < 0,6 \quad \rightarrow \text{oui relâchement instantané : MTOXG} = \text{DTOXG} \times t$$

↙ NON relâchement continu : DTOXG

Nous observons en appliquant :

$$X = \frac{u \times t}{0,6}$$

	classe D3	classe F2
relâchement 1	X = 85 m	X = 56,6 m
relâchement 3	X = 50 m	X = 33,3 m
relâchement 4	X = 115 m	X = 76,6 m
relâchement 5	X = 3000 m	X = 2000 m

si $R < X$ → modèle relâchement continu
 $R > X$ → modèle relâchement instantané

Les relâchements 1, 3 et 4 sont des relâchements instantanés par rapport aux zones extérieurs à l'établissement (Z1, Z2, PPI).

Le relâchement 2 est instantané par définition.

RESULTATS

Classe D3	Relâchements				
	1	2	3	4	5
DTOXG (kg/s)	3,43	-	69,7	16,12	5,5
MTOXG (kg)	58,3	446	697	370,7	-
TIME (s)	65,6	152	183	141	600
MCHLOD (kg) (LC1%)	1,61	17,26	29,05	13,9	-
DCHLOD (kg/s) (LC1%)	-	-	-	-	0,972
MCHLOD (kg) (SES)	3,224	34,53	58,1	27,83	-
DCHLOD (kg/s) (SES)	-	-	-	-	1,944
RTOX1 (m) (LC1%)	242	567	684	525	601
RTOX3 (m) (SES)	310	727	877	673	907

Classe F2	Relâchements				
	1	2	3	4	5
DXOXG (kg/s)	3,43	-	69,7	16,12	14,5
DXOXG (kg)	58,3	446	697	370,7	-
TIME (s)	65,6	152	183	141	600
MCHLOD (kg) (LC1%)	1,61	17,26	29,05	13,9	-
DCHLOD (kg/s) (LC1%)	-	-	-	-	0,972
MCHLOD (kg) (SES)	3,224	34,53	58,1	27,83	-
DCHLOD (kg/s) (SES)	-	-	-	-	1,944
RTOX1 (m) (LC1%)	336	897	1112	820	2083
RTOX3 (m) (SES)	447	1195	1482	1093	3134

3.4. TOXICITE PAR VAPEURS DE PTE OU DE PTM

3.4.1 DONNEES SYSTEME ET SCENARIO

Considérons une station d'éthylation ayant pour objet la réception, le stockage et l'addition des composés plombés à l'essence et comportant :

- 1) 1 réservoir de 60 m³ de capacité utile pour le stockage du composé PTM (Plomb tétraméthyle).
- 2) 1 réservoir de 30 m³ de capacité utile pour le stockage du composé PTE (Plomb tétraéthyle).

Ces 2 réservoirs sont installés dans une fosse étanche dont le volume permettrait de recueillir la totalité du composé contenu dans le réservoir en cas de fuite.

Données réservoirs

Repère	R1	R2
produit	PTE	PTM
volume (m ³)	30	60
longueur (m)	6,1	11,8
diamètre (m)	2,6	2,6
diamètre Event (m)	0,1016	0,1016

Données fosse de rétention

Surface totale au sol	:	104	m ²
Volume total	:	120	m ³
plus grande longueur	:	13,6	m
plus grande largeur	:	8,8	m
hauteur murets	:	1,15	m

La composition retenue pour le présent exemple est la suivante :

- Plomb tétra-éthyle (PTE) ou plomb tétraméthyle (PTM)	:	61,49 %
- Dibromoéthane	:	35,72 %
- colorant + diluant	:	2,79 %

<u>Propriétés physiques</u>	<u>Plomb tétra-éthyle</u>	<u>Plomb tétra-méthyle</u>	<u>Dibromoéthane</u>
Formule	C8H20 Pb	C4H12 Pb	C2H4 Br2
Toxicité	oui → TTOX = 3	oui → TTOX = 3	oui → TTOX = 2
inflammabilité	oui	oui	non
Température d'ébullition	TBUL = 473 K	TBUL = 383 K	TBUL = 404.6 K
Température critique	TKR = 653 K	TKR = 496 K	TKR = 646 K
Point d'éclair	PE = 366 K	PE = 311 K	
Pression critique	PKR = 2,1 10 ⁶ Pa	PKR = 2,3 10 ⁶ Pa	PKR = 5,35 10 ⁶ Pa
Masse spécifique liquide	DENSL(288) = 1700kg/m ³	DENSL(288)= 1578 kg/m ³	DENSL(288)=2180 kg/m ³
Masse spécifique gazeuse	DENSG(300) = 8,6 kg/m ³	DENSG(300)= 7,546kg/m ³	DENSG(300)=6.5 kg/m ³
Masse molaire	MOLE = 323,45 kg/kmole	MOLE = 267,35 kg/kmole	MOLE= 187,862kg/kmole
Rapport chaleurs spécifiques	γ = 1,002	γ = 1,002	γ = 1,005
Chaleur spécifique du liquide	CSPE(288) = 2510 J/kg K	CSPE(288) =	CSPE(288) = 713 J/kg K
Chaleur de vaporisation du liquide	CVAP(TBUL)=1,6 10 ⁵ J/kg	CVAP(TBUL) =	CVAP(TBUL)=1.9354 10 ⁵ J/kg
Chaleur de combustion	QFLU = 1,83 10 ⁷ J/kg	QFLU =	QFLU = 0 J/kg

On définit le scénario suivant :

Fuite d'essence dans la rétention entourant les réservoirs R1 et R2.
 Evaporation et formation d'une nappe vapeur inflammable.
 Ignition suivie de flash fire ou d'UVCE avec onde de souffle.
 Feu de nappe.
 Echauffement des réservoirs R1 et R2 et de leur contenu.
 Formation d'un nuage de vapeurs toxiques s'échappant par les événements des réservoirs R1 et R2.
 Seul l'aspect toxicité est traité ci-après.

3.4.2 CALCUL DE L'ECHAUFFEMENT D'UN RESERVOIR SOUMIS A UN FEU DE NAPPE D'ESSENCE, ET DE LA VAPORISATION DE SON CONTENU

① Hypothèses

On considère les hypothèses de modélisation suivantes :

- 1) La masse liquide est un fluide non surchauffé stocké sous pression atmosphérique.
- 2) L'échauffement se fait par conduction suivant la partie de la coque de réservoir au contact du liquide et par convection et radiation sur la surface du liquide.
- 3) On considère une stratification tridimensionnelle et linéaire pour l'établissement du régime de transfert thermique au sein du liquide, la couche ou strate au contact de la coque du réservoir étant portée à température d'ébullition, et celle la plus centrale et donc la plus éloignée étant à une température évoluant dans le temps depuis la température ambiante jusqu'à la température d'ébullition.
- 4) Par souci de simplification des équations, on assimile le réservoir cylindrique à un réservoir parallélépipédique de section carrée.

2 Modèle

① Caractérisation du foyer chauffant les réservoirs R1 et R2

Surface : SNAP = 104 m²

Diamètre équivalent :

$$\begin{aligned} \text{Deq} &= \frac{4 \times \text{SNAP}}{\text{PERI}} \quad (\text{m}) && (\text{eq.TOX.35}) \\ &= \frac{4 \times 104}{44,8} = 9,3 \text{ m} \end{aligned}$$

Emittance du foyer :

$$\begin{aligned} \Phi_0 &= 20\,000 + 120\,000 e^{-0,12 \text{ Deq}} && (\text{eq.TOX.36}) \\ &= 59\,310 \text{ W/m}^2 \quad \text{par radiation} \end{aligned}$$

Nous tenons compte d'une fraction de l'émission du foyer dévolue à l'échauffement de la masse liquide :

$$\Phi_R = 0,9 \Phi_0 = 53\,379 \text{ W/m}^2 \quad (\text{eq.TOX.37})$$

② Passage d'un réservoir cylindrique à un réservoir équivalent parallélépipédique de section carrée :

on conserve la longueur : L = 6,1 m pour le réservoir H7 ; L = 11,8 m pour le réservoir H8

on conserve le volume : V = 30 m³ pour le réservoir H7 ; V = 60 m³ pour le réservoir H8

On peut dès lors écrire :

$$C^2 = 0,25 \times \pi \times \text{DIA}^2 \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.TOX.38})$$

$$\text{DIA} = 2,6 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} C &= \sqrt{0,25 \times \pi} \text{ DIA} \quad (\text{m}^2) && (\text{eq.TOX.39}) \\ &= 2,304 \text{ m} \end{aligned}$$

③ Calcul de la surface d'échange

$$S = S1 + S2 + S3 \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.TOX.40})$$

S1 : les surfaces des 2 fonds métalliques au contact du liquide.

$$S1 = 2 \times (c \times H(t)) \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.TOX.41})$$

H (t) est la hauteur du liquide en fonction du temps

$$H (t) = \text{MLIQ}(t) / ((C \times L) \times \text{DENSL} (T)) \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.TOX.42})$$

S2 : la surface de la robe du réservoir au contact du liquide

$$S2 = ((2 \times H(t)) + C) \times L \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.TOX.43})$$

S3 : la surface moyenne du plan de liquide dans le réservoir.

$$S3 = L \times c \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.TOX.44})$$

Appliquée aux réservoirs R1 et R2 ces équations deviennent ;

■ Réservoir R1 contenant du composé à base de PTE

$$\begin{aligned} S &= (4,608 \times H(t) + (12,2 H(t) + 14,05) + 14,05 \\ &= 16,808 H (t) + 28,1 \text{ (m}^2) \end{aligned}$$

$$H(t) = M(t) / (14,05 \times \text{DENSL}(T))$$

Caractéristiques du composé PTE

DENSL(288)	=	1793	kg/m ³
DENSG(300)	=	7,467	kg/m ³
MOLE	=	243,6	kg/kmole
TKR	=	645	K
PKR	=	3,749 10 ⁶	Pa
QFLU	=	1,2385 10 ⁷	J.kg
GAMA	=	1,0026	
TBUL	=	459	K
CVAP(TBUL)	=	2,277 10 ⁵	J/kg
CSPE(288)	=	1847	J/kgK

$$\text{DENSL}(T) = \text{DENSL}(288) \left(\frac{\text{TKR} - T}{\text{TKR} - 288} \right)^{1/3}$$

$$= 1793 \left(\frac{645 - T}{357} \right)^{1/3}$$

- Réservoir R2 contenant du composé à base de PTM

$$S = (4,608 \times H(t) + (23,6 H(t) + 27,18) + 27,18$$

$$= 28,208 H(t) + 54,36 \text{ (m}^2\text{)}$$

$$H(t) = M(t) / (27,18 \times \text{DENSL}(T))$$

Caractéristiques du composé PTM

DENSL(288)	=	1708	kg/m ³
DENSG(300)	=	6,95	kg/m ³
MOLE	=	222	kg/kmole
TKR	=	565,7	K
PKR	=	3,705 10 ⁶	Pa
QFLU	=	1,238 10 ⁷	J.kg
GAMA	=	1,0026	
TBUL	=	415,7	K
CVAP(TBUL)	=	2,245 10 ⁵	J/kg
CSPE(288)	=	1847	J/kgK

④ Définition des strates

Prenons par exemple n = 5

strate ①

$$T1 = \text{TBUL}$$

Strate ②

$$T2 = T1 - \Delta T$$

Strate ③

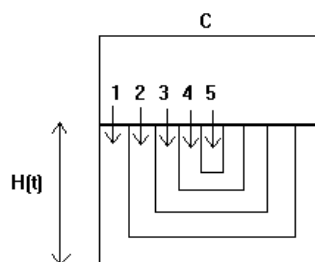
$$T3 = T2 - \Delta T$$

Strate ④

$$T4 = T3 - \Delta T$$

Strate ⑤

$$T5 = T + \delta T$$



$$\Delta T = \frac{(\text{TBUL} - (T + \delta T))}{n - 1} \quad (\text{K}) \quad (\text{eq.TOX.45})$$

ΔT est calculé

L'incrément de pas de calcul ∂T est choisi
 Avec $\partial T = 20^\circ\text{K}$
 On a donc pour le premier pas de calcul :

■ **Réservoir de PTE R1**

$t = 0$
 $T = T_{\text{AMB}} = 300 \text{ K}$
 $T_{\text{BUL}} = 459 \text{ K}$

$$\Delta T = \frac{459 - (300 + 20)}{5 - 1} = 34,75 \text{ K}$$

$T_1 = 459 \text{ K}$
 $T_2 = 424,25 \text{ K}$
 $T_3 = 389,5 \text{ K}$
 $T_4 = 359,75 \text{ K}$
 $T_5 = 320 \text{ K}$

■ **Réservoir de PTM R2**

$t = 0$
 $T = T_{\text{AMB}} = 300 \text{ K}$
 $T_{\text{BUL}} = 415,7 \text{ K}$

$$\Delta T = \frac{415,7 - (300 + 20)}{5 - 1} = 23,92 \text{ K}$$

$T_1 = 415,7 \text{ K}$
 $T_2 = 391,78 \text{ K}$
 $T_3 = 367,86 \text{ K}$
 $T_4 = 343,94 \text{ K}$
 $T_5 = 320 \text{ K}$

La masse contenue par chaque strate est identique et

$$MLIQ = \sum_{i=1}^5 M_i(t) \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.TOX.46})$$

⑤ Calcul de la masse de liquide portée à ébullition et vaporisée à chaque pas de calcul.

Dans chaque strate i on a une masse i identique et

$$M_i(t) = MLIQ(t) / n, \quad 1 \leq i \leq n \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.TOX.47})$$

La relation liant l'échauffement de la masse liquide s'écrit dès lors :

$$\Phi_R \times S \times t = \sum_{i=1}^n M_i(t) \times CSPE(T_i(t)) \times \Delta T_i(t) \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.TOX.48})$$

Pour tenir compte en première approximation du plus grand taux de vaporisation lorsque la température moyenne du liquide augmente et se rapproche de sa température d'ébullition moyenne T_{BUL} , on introduit la correction suivante :

Strate N°1 :

$$M_1(t) = MLIQ(t) \left(\frac{1}{n} + \frac{T(t) - 300 - T(t) - \partial T}{K} \right) \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.TOX.49})$$

avec
$$K = \frac{(TBUL - 300)(TBUL - \partial T)}{0,80} \quad (\text{eq.TOX.50})$$

Strates $i = 2$ à n

$$M_i(t) = MLIQ(t) \left\{ 1 - \frac{1}{n} \frac{(T(t) - 300)(T(t) - \partial T)}{87251} \right\} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.TOX.51})$$

Dans le cas des réservoirs H7 et H8, avec $n = 5$ et $\partial T = 20$ K, on obtient :

$$\begin{aligned} \Phi_{OR} \times S(t) \times t = & MLIQ(t) \left(0,2 + \frac{(T(t) - 300)(T(t) - 20)}{K} \right) \times CSPE(T'_1) \times (TBUL - T(t)) \\ & + \left\{ MLIQ(t) \left[1 - \frac{(0,2 + (T(t) - 300)(T(t) - 20))}{K} \right] \times \left[CSPE(T'_2) \times (TBUL - \Delta T - T(t)) \right. \right. \\ & \left. \left. + CSPE(T'_3) \times (TBUL - 2\Delta T - T(t)) + CSPE(T'_4) \times (TBUL - 3\Delta T - T(t)) + CSPE(T'_5) \times (TBUL - 4\Delta T - T(t)) \right] \right\} \end{aligned} \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.TOX.52})$$

avec

$$\begin{aligned} T'_1 &= (TBUL \times T(t))^{-0,5} \quad (\text{K}) \\ T'_2 &= (TBUL - \Delta T) \times T(t)^{-0,5} \quad (\text{K}) \\ T'_3 &= (TBUL - 2\Delta T) \times T(t)^{-0,5} \quad (\text{K}) \\ T'_4 &= (TBUL - 3\Delta T) \times T(t)^{-0,5} \quad (\text{K}) \\ T'_5 &= (TBUL - 4\Delta T) \times T(t)^{-0,5} \quad (\text{K}) \end{aligned}$$

La température moyenne de la masse liquide s'exprime :

$$T_{moy}(t) = 0,25 \times (TBUL - \Delta T) + (TBUL - 2\Delta T) + (TBUL - 3\Delta T) + (TBUL - 4\Delta T) \quad (\text{K}) \quad (\text{eq.TOX.53})$$

avec $\Delta T = \Delta T(t)$

Connaissant la variable t , on peut calculer les débits gazeux relâchés par l'évent du réservoir :

$$\boxed{DVAP = \frac{MLIQ(t)}{t} \times \left(0,2 + \frac{(T(t) - 300)(T(t) - 20)}{K} \right)} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.TOX.54})$$

Le débit toxique en phase vapeur de Plomb tétraéthyle et de Plomb tétraméthyle vaut :

$$\boxed{DTOXG = 0,6149 DVAP} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.TOX.55})$$

On obtient les résultats suivants :

③ **RESULTATS**

CAS DU RESERVOIR DE PTE R1

Echauffement R1 et relâchement gazeux toxique

■ Cas : Taux de remplissage 75 % soit 40 342 kg

Durée d'échauffement (s)	Débit vapeur relâché DVAP (kg/s)	Débit Pb tétraéthyle vapeur DTOXG (kg/s)	Masse liquide restant dans C2 (kg)	Température moyenne masse liquide (K)
3585	2.25	1.383	32273	372
3020	2.87	1.764	23600	384
2310	3.54	2.176	15417	397
1540	4.34	2.668	8729	409
847	5.46	3.357	4102	422
355	7.34	4.513	1495	434
133	11.2	6.886	0	459

Durée du feu pour vaporiser tout le contenu du réservoir :

t = 11 790 s soit 3 heures et 16 minutes.

■ Cas : Taux de remplissage 50% soit 26 895 kg

Durée d'échauffement (s)	Débit vapeur relâché DVAP (kg/s)	Débit Pb tétraéthyle vapeur DTOXG (kg/s)	Masse liquide restant dans C2 (kg)	Température moyenne masse liquide (K)
2681	2	1.23	21516	372
2224	2.6	1.598	15733	384
1666	3.27	2.01	10278	397
1086	4.1	2.52	5819	409
585	5.27	3.24	2734	422
241	7.21	4.43	996	434
89	11.15	6.856	0	459

Durée du feu pour vaporiser tout le contenu du réservoir

t = 8572 s soit 2 heures et 23 minutes.

■ Cas : Taux de remplissage 25 % soit 13 447 kg

Durée d'échauffement (s)	Débit vapeur relâché DVAP (kg/s)	Débit Pb tétraéthyle vapeur DTOXG (kg/s)	Masse liquide restant dans C2 (kg)	Température moyenne masse liquide (K)
1527	1.76	1.082	10757	372
1241	2.33	1.432	7866	384
908	3	1.844	5139	397
576	3.86	2.373	2909	409
303	5.08	3.123	1367	422
122	7.08	4.353	498	434
45	11.07	6.806	0	459

Durée du feu pour vaporiser tout le contenu du réservoir :

t = 4722 s soit 1 heure et 19 minutes.

CAS DU RESERVOIR DE PTM R2

Echauffement R2 et relâchement gazeux toxique

■ Cas : Taux de remplissage 75 % soit 76 860 kg

Durée d'échauffement (s)	Débit vapeur relâché DVAP (kg/s)	Débit Pb tétraéthyle vapeur DTOXG (kg/s)	Masse liquide restant dans C2 (kg)	Température moyenne masse liquide (K)
2735	5.62	3.455	61488	356
2259	8.29	5.097	42743	368
1582	11.445	7.04	24634	381
858	15.97	9.82	10926	393
306	25.05	15.4	3242	406
56	57.54	35.4	0	416

Durée du feu pour vaporiser tout le contenu du réservoir :
t = 7 796 s soit 2 heures et 10 minutes.

■ Cas : Taux de remplissage 50% soit 51 240 kg

Durée d'échauffement (s)	Débit vapeur relâché DVAP (kg/s)	Débit Pb tétraéthyle vapeur DTOXG (kg/s)	Masse liquide restant dans C2 (kg)	Température moyenne masse liquide (K)
2028	5.05	3.105	40992	356
1651	7.56	4.648	28495	368
1131	10.66	6.554	16423	381
598	15.27	9.39	7284	393
209	24.5	15.06	2161	406
38	57.13	35.13	0	416

Durée du feu pour vaporiser tout le contenu du réservoir :
t = 5655 s soit 1 heure et 34 minutes.

■ Cas : Taux de remplissage 25 % soit 25 620 kg

Durée d'échauffement (s)	Débit vapeur relâché DVAP (kg/s)	Débit Pb tétraéthyle vapeur DTOXG (kg/s)	Masse liquide restant dans C2 (kg)	Température moyenne masse liquide (K)
1143	4.48	2.75	20496	356
914	6.837	4.2	14248	368
610	9.89	6.081	8211	381
313	14.57	8.96	3642	393
107	23.96	14.73	1080	406
19	56.73	34.88	0	416

Durée du feu pour vaporiser tout le contenu du réservoir :
t = 3106 s soit 52 minutes.

3.4.3. DISPERSION TOXIQUE

① Seuils

Pour les Plomb Tetraéthyle et Tetraméthyle nous utilisons comme seuils de toxicité :

- La concentration létale 1% pour une durée d'exposition de 30 minutes :

LC_{1%} = 1000 mg/m³ soit 76 ppm
--

- La concentration SES (Seuil des Effets Significatifs) pour une durée d'exposition de 30 minutes :

SES = 200 mg /m³ soit 15 ppm
--

② Modèle

Il est fait usage d'un « équivalent chlore » permettant le calcul des distances de dispersion correspondant aux concentrations toxiques du chlore et adaptation ensuite de ces résultats à l'hydrogène sulfuré.

Le modèle de dispersion utilisé est le modèle **COX & CARPENTER** s'appliquant aux nuages gazeux denses.

Le modèle suppose deux phases distinctes dans la dispersion du nuage : une phase dense et une phase passive. Cette dernière phase est caractérisée par la turbulence atmosphérique et est donc similaire à un modèle gaussien de dispersion.

Hypothèses de dispersion

Le modèle **COX & CARPENTER** est de type intégral. La complexité de ce type de modèle est intermédiaire entre des calculs de dispersion de type gaussien et des calculs tridimensionnels procédant par volumes ou éléments finis.

Par conséquent les hypothèses qu'il pose sont les suivantes :

- Terrain plat et de rugosité uniforme, en l'absence d'obstacles.
- Vecteur vitesse du vent constant dont l'intensité, pour fournir des résultats plausibles, doit être supérieur ou égal à 1 m/s.
- Dispersion du nuage dans de l'air atmosphérique frais. Cette condition n'est manifestement jamais strictement remplie dans une installation compte tenu des recirculations des obstacles.
- Conditions de stabilité climatique invariables tout le temps de l'émission et de la dispersion.

Les conditions choisies pour les calculs de dispersion sont les suivantes :

Vitesse du vent :	3 m/s
Stabilité atmosphérique :	PASQUILL classe D
Température ambiante :	300 K
Humidité relative :	75 %
Rugosité du sol :	0,1 m

Dans le cas du scénario concernant les réservoirs R1 et R2 on se trouve en présence de 2 sources continues simultanées à débit variable dans le temps.

On calcule la distance maximale à la source pour laquelle un débit équivalent de chlore y produirait une concentration moyenne pendant un temps égal à celui de la source, correspondant à la dose critique d'une exposition de 30 minutes à la concentration du seuil impliqué du composé plombé (PTE et PTM).

L'équivalent chlore d'un débit toxique gazeux d'un composant XX s'exprime :

$$\frac{DCHLO}{(SEI \times MOLE)_{Cl_2}} = \frac{D TOXG}{(SES \times MOLE)_{XX}} \quad (\text{eq.TOX.56})$$

avec

DCHLO, le débit équivalent de chlore (kg/s)

D TOXG, le débit en composant XX (kg/s)

SEI_{Cl₂}, le seuil des effets significatifs du chlore pris égal à 25 ppm

MOLE_{Cl₂}, la masse molaire du chlore égale à 70,906 kg/kmole

(SES)_{XX}, le seuil des effets significatifs du composant XX (ppm)

MOLE_{XX}, la masse molaire du composant XX (kg/kmole)

$$\text{et } DCHLO = \frac{30 \times 70,906}{(SES \times MOLE)_{XX}} D TOXG \quad (\text{kg/s})$$

$$= \frac{1773}{(SES \times MOLE)_{XX}} D TOXG \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.TOX.57})$$

Pour un temps d'exposition t quelconque différent de 30 minutes, une concentration équivalente à une dose correspondant à 30 minutes d'exposition à un seuil de concentration C, doit être évaluée comme suit :

$$CONC = (1800 / t)^{1/\text{texpn}} \times C \quad (\text{ppm}) \quad (\text{eq.TOX.58})$$

avec

CONC, la concentration équivalente (ppm)

t, la durée d'exposition (s)

texpn, l'exposant de dose

C, la concentration toxique seuil pour 30 minutes d'exposition (ppm)

La masse équivalente de chlore s'exprime dès lors pour une dose correspondant à une exposition de 30 minutes à la concentration C :

$$DCHLO = \frac{1773 \times 1800^{T/\text{texpn}}}{(SES \times MOLE)_{XX}} \times \left(\frac{SES}{C} \right)_{XX} \times D TOXG \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.TOX.59})$$

et les distances à risque s'expriment :

Classe D3 (PASQUILL D, u = 3 m/s)

$$RTOX = 612 DCHLO^{0,5925} \text{ (m)} \quad (\text{eq.TOX.60})$$

Classe F2 (Pasquill F, u = 2 m/s)

$$RTOX = 2118 DCHLO^{0,5897} \text{ (m)} \quad (\text{eq.TOX.61})$$

③ Résultats

1) CAS DU RESERVOIR R1

Pour le PTE on a :

$$\begin{aligned} \text{MOLE} &= 323,45 \text{ kg/kmole} \\ \text{SES} &= 200 \text{ mg/m}^3 \text{ soit } 15 \text{ ppm} \\ \text{LC}_{1\%} &= 1000 \text{ mg/m}^3 \text{ soit } 76 \text{ ppm} \\ \text{texpn} &= 2 \end{aligned}$$

L'équivalent chlore s'exprime par :

$$\begin{aligned} DCHLO &= \frac{1773 \times \sqrt[4]{1800}^{0,5}}{323,45 \times C} \times DTOXG \\ &= \frac{5,481 \times \sqrt[4]{1800}^{0,5}}{C} \times DTOXG \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.TOX.62}) \end{aligned}$$

Nous allons considérer une période de 30 minutes correspondant à la durée probable de l'extinction du feu.

Donc :

$$DCHLO = \frac{5,481}{C} \times DTOXG \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.TOX.63})$$

■ pour le seuil $\text{LC}_{1\%}$ on a :

$$DCHLO = \frac{5,481}{76} = 0,0721 \times DTOXG \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.TOX.64})$$

■ pour le seuil SES on a :

$$DCHLO = \frac{5,481}{15} = 0,365 \times DTOXG \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.TOX.65})$$

Les équations se simplifient comme suit :

Classe D3

$$RTOX1 = 128,85 \times DTOXG^{0,5925} \quad (\text{eq.TOX.66})$$

Risque létal 1% pour 30 minutes d'exposition à la concentration $\text{LC}_{1\%} = 76 \text{ ppm}$

$$RTOX1 = 336,83 \times DTOXG^{0,5925} \quad (\text{eq.TOX.67})$$

Risque réversible pour une exposition de 30 minutes au SES = 15 ppm

Résultats Réservoir R1

Nous prenons l'hypothèse pessimiste d'une extinction de foyer en 30 minutes.
Cela nous donne un débit toxique moyen de :

- CAS Taux de remplissage 75 % soit 40 342 kg

$$\text{DTOXG} = 1,383 \text{ kg/s pendant 1800 secondes}$$

RTOX1 = 156 m RTOX3 = 408 m	pour LC1% = 1000 mg/m ³ pendant 30 minutes pour SES = 200 mg/m ³ pendant 30 minutes
--	--

- CAS taux de remplissage 50 % soit 26 895 kg

$$\text{DTOXG} = 1,23 \text{ kg/s pendant 1800 secondes}$$

RTOX1 = 146 m RTOX3 = 381 m	pour LC1% = 1000 mg/m ³ pendant 30 minutes pour SES = 200 mg/m ³ pendant 30 minutes
--	--

- CAS taux de remplissage 25 % soit 13 447 kg

$$\text{DTOXG} = 1,082 \times (1527/1800) + 1,432 \times (273/1800)$$

$$\text{DTOXG} = 1,139 \text{ kg/s pendant 1800 secondes}$$

RTOX1 = 139 m RTOX3 = 364 m	pour LC1% = 1000 mg/m ³ pendant 30 minutes pour SES = 200 mg/m ³ pendant 30 minutes.
--	---

2) CAS DU RESERVOIR R2

Pour le PTM on a :

$$\begin{aligned} \text{MOLE} &= 267,35 \text{ kg/kmole} \\ \text{SES} &= 200 \text{ mg/m}^3 \text{ soit } 15 \text{ ppm} \\ \text{LC}_{1\%} &= 1000 \text{ mg/m}^3 \text{ soit } 76 \text{ ppm} \\ \text{texpn} &= 2 \end{aligned}$$

L'équivalent chlore s'exprime par :

$$\begin{aligned} \text{DCHLO} &= \frac{1773 \times \sqrt[0,5]{1800}}{267,35 \times C} \times \text{DTOXG} \\ &= \frac{6,632 \times \sqrt[0,5]{1800}}{C} \times \text{DTOXG} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.TOX.68}) \end{aligned}$$

Nous allons considérer une période de 30 minutes correspondant à la durée probable de l'extinction du feu.

Donc :

$$\text{DCHLO} = \frac{6,632}{C} \times \text{DTOXG} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.TOX.69})$$

- pour le seuil LC_{1%} on a :

$$\text{DCHLOD} = \frac{6,632}{76} = 0,0872 \text{ DTOXG} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.TOX.70})$$

- pour le seuil SES on a :

$$DCHLOD = \frac{6,632}{15} = 0,442 DTOXG \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.TOX.71})$$

Les équations se simplifient comme suit :

Classe D3

$$RTOX1 = 144,2 DTOXG^{0,5925} \quad (\text{eq.TOX.72})$$

Risque léthal 1% pour 30 minutes d'exposition à la concentration LC1% = 76 ppm

$$RTOX1 = 377,3 DTOXG^{0,5925} \quad (\text{eq.TOX.73})$$

Risque réversible pour une exposition de 30 minutes au SES = 15 ppm

Résultats Réservoir R2

Nous prenons l'hypothèse pessimiste d'une extinction de foyer en 30 minutes. Cela nous donne un débit toxique moyen de :

- CAS Taux de remplissage 75 % soit 76 860 kg

$$DTOXG = 3,455 \text{ kg/s pendant 1800 secondes}$$

RTOX1 = 300 m	pour LC1% = 1000 mg/m ³ pendant 30 minutes pour SES = 200 mg/m ³ pendant 30 minutes
RTOX3 = 786 m	

- CAS taux de remplissage 50 % soit 51 240 kg

$$DTOXG = 3,105 \text{ kg/s pendant 1800 secondes}$$

RTOX1 = 282 m	pour LC1% = 1000 mg/m ³ pendant 30 minutes pour SES = 200 mg/m ³ pendant 30 minutes
RTOX3 = 738 m	

- CAS taux de remplissage 25 % soit kg

$$DTOXG = 2,75 \times (1143/1800) + 4,2 \times (657/1800)$$

$$DTOXG = 3,279 \text{ kg/s pendant 1800 secondes}$$

RTOX1 = 291 m	pour LC1% = 1000 mg/m ³ pendant 30 minutes pour SES = 200 mg/m ³ pendant 30 minutes.
RTOX3 = 762 m	

4. ONDE DE SURPRESSION D'UN U.V.C.E.

4.1. PHENOMENES DE COMBUSTION

4.1.1. GENERALITES

Lorsqu'un mélange air/hydrocarbures est enflammé plusieurs phénomènes de combustion peuvent être considérés :

- le flash fire
- la déflagration lente
- la déflagration rapide
- la pseudo détonation
- la transmission déflagration-détonation
- la détonation.

Les paramètres à prendre en compte pour définir le phénomène de combustion engendré sont :

➤ Le degré de confinement ou facteur d'obstruction, correspond à la densité d'obstacles à l'intérieur du nuage gazeux inflammable. Il est utilisé pour déterminer le volume libre de mélange gazeux dans la zone considérée.

✿ La réactivité du mélange inflammable

✿ L'énergie de la source d'inflammation

On peut a priori distinguer :

➤ 5 degrés de confinement :

- niveau 1 : champ libre (absence d'obstacles)
- niveau 2 : encombrement faible
- niveau 3 : encombrement moyen
- niveau 4 : encombrement élevé
- niveau 5 : champ confiné (présence de parois parallèles).

➤ 3 niveau de réactivité du mélange inflammable :

- faible réactivité : méthane, CO
- moyenne réactivité : propane, butane, essence
- haute réactivité : H₂S, H₂, propylène

➤ 2 niveaux de source d'inflammation :

- source de faible énergie : $7 \cdot 10^{-3}$ à 1 mJ
- source de haute énergie : 10^5 à 10^{11} mJ

Ces différents paramètres et leur combinaison peuvent être identifiés aux 6 phénomènes de combustion impliqués, ce que montre le tableau N°4.1. :

4.1.2. DEFINITIONS ET PHENOMENES SOURCES

➤ **Flash fire**

Il s'agit de la combustion en champ libre d'un nuage inflammable allumé par une source de faible énergie. Une source de faible énergie peut être assimilée à une étincelle électrique, mécanique ou électrostatique, ou à un point chaud de température supérieure à la température d'auto inflammation du mélange gazeux. Le pont de flammes se déplaçant depuis le point d'ignition atteint une vitesse de flamme S de 1 m/s à 3 m/s. Ces vitesses n'entraînent aucun effet de souffle sur l'environnement.

Rappel : 3 paramètres représentatifs de vitesse ou de célérité ne doivent pas être confondus :

1) La vitesse laminaire fondamentale de combustion U est la vitesse du front de flammes par rapport aux gaz imbrûlés immédiatement en aval de la flamme. Les valeurs pour différents combustibles sont mentionnés ci-après et sont considérées à la stœchiométrie :

H₂ : U = 3,2 m/s
 C₂H₄ : U = 0,688 m/s
 C₃H₈ : U = 0,456 m/s
 C₄H₁₀ : U = 0,448 m/s

TABLEAU 4.1.

Type combustion	Degré de confinement					Réactivité			Energie d'ignition	
	1	2	3	4	5	Faible	Moyen.	Haute	Faible	Elevée
Flash fire	■					■			■	
	■					■				■
	■						■		■	
	■						■			■
	■							■	■	
Déflagration lente		■				■			■	
		■				■				■
		■					■		■	
		■						■	■	
Déflagration rapide			■			■			■	
			■			■				■
			■				■		■	
		■						■	■	
				■		■			■	
				■		■			■	
				■			■		■	
				■				■	■	
Pseudo détonation				■			■		■	
				■				■	■	
				■				■	■	
					■		■		■	
					■		■			■
Détonation	■							■		■
		■						■		■
			■					■		■
				■			■			■
				■				■		■
					■		■		■	
					■			■	■	
					■			■	■	
Transition déflagration/détonation				■			■			■
				■				■		■


2) La vitesse de flamme S est définie comme la vitesse du front de flammes par rapport à un observateur stationnaire ou par rapport au sol ou une structure fixe.

3) La célérité u des gaz imbrûlés situés juste en aval du front de flammes, est le résultat de l'expansion des produits de combustion.

Nous avons la relation suivante entre les 3 paramètres :

$$S = U + u \quad (\text{m/s})$$

Pour un mélange stœchiométrique fuel/air, S est de l'ordre de 8 U en cas d'absence d'obstacles (flash fire).

 **Déflagration**

La déflagration est le mode de propagation de la flamme le plus courant dans les explosions accidentelles de gaz ou vapeurs dans l'industrie pétrolière ou pétrochimique. Elle est définie comme une combustion où le front de flammes sphérique divergent parcourt la charge combustible avec une célérité spatiale subsonique par rapport au milieu situé immédiatement en amont de l'onde de combustion.

Une caractéristique essentielle de l'explosion type déflagration est la suivante :

La flamme va accélérer rapidement si elle rencontre des obstacles répétés. Cependant la flamme ne maintiendra sa vitesse que si elle continue à rencontrer des obstacles. Une fois que le front de flammes arrive dans une zone sans obstacle, ou si le niveau de congestion diminue, il décélère.

Pour une fraction donnée de volume occupée par des obstacles (taux de blocage) la propension à accélérer le front de flammes augmente si le diamètre des obstacles diminue. Pour un diamètre donné des obstacles, la propension à accélérer le front de flammes s'accroît avec un taux de blocage augmentant.

Dans la combustion de type déflagration, une fois le front de flammes hors de la zone obstruée, sa vitesse chute rapidement. En conséquence si l'on prévoit des espaces suffisamment larges entre zones contenant des obstacles, un front de flammes à haute vitesse ne pourra plus passer d'une zone à l'autre.

Détonation

La combustion par détonation se caractérise par le fait qu'une fois initiée, elle maintient sa vitesse sans besoins d'obstacles. Le front de réaction est propagé par une onde de choc qui comprime le mélange au-delà de sa température d'auto inflammation. En même temps, le choc est maintenu par la chaleur dégagée de la réaction de combustion.

La détonation nécessite un amorçage à fort apport d'énergie comme par exemple celui d'une charge d'explosif condensé. La propagation de la détonation résulte alors du couplage de la zone de réaction et d'un front de choc. Elle s'effectue dans un milieu initialement au repos, avec un célérité supersonique de l'ordre de 1800 m/s, dans le cas des mélanges sphériques air-hydrocarbure en milieu libre. L'énergie exothermique de la combustion est le moteur de cette onde, qui, ainsi auto-entretenu, se déplace à vitesse constante : on dit qu'elle est stable. Les mélanges gazeux doivent être très réactifs pour que les cinétiques soient suffisamment rapides. On conçoit par conséquent fort bien que le mécanisme de la détonation soit très rarement observé dans les explosions accidentelles, vu la difficulté de réunir les conditions nécessaires à son obtention, (gaz très réactifs, énergie d'amorçage très forte), et vu la présence de l'événement naturel et infini qu'est l'atmosphère ambiante.

La transition déflagration-détonation

Les détonations non confinées de mélanges air-hydrocarbure sont très difficiles à initier et nécessitent des énergies d'amorçage fortes. Par conséquent la détonation n'est pas un régime crédible lors des accidents réels. On ne peut cependant pas écarter l'éventualité d'une détonation formée à partir d'une déflagration. En effet, une flamme peut s'accélérer sous l'effet de gradients de concentration, de la présence d'obstacles créant des turbulences dans l'écoulement des gaz frais, et atteindre des vitesses très élevées, à condition que l'environnement dans lequel se propage la flamme soit suffisamment grand, c'est-à-dire que la taille du nuage combustible soit suffisamment grande, c'est-à-dire que la taille du nuage combustible soit suffisamment importante.

Une déflagration qui se propage initialement à vitesse faible (5 à 35 m/s) est donc susceptible de s'accélérer, la célérité de la flamme pouvant atteindre quelques centaines de m/s et, pourquoi pas, donner naissance à une onde de choc et à une détonation, qui ne concernerait donc qu'une portion localisée du nuage.

Pseudo-détonation

Le phénomène de pseudo-détonation résulte de l'auto-inflammation de petites quantités de mélange air/combustible vapeur imbrûlées, emprisonnées et comprimées dans un environnement presque clos. L'auto-inflammation est produite par l'expansion des produits de combustion d'une déflagration rapide, qui agit comme le piston d'un moteur diesel.

La quantité impliquée dans une pseudo-détonation est limitée à quelques kilogrammes de combustible. De sérieux dommages aux structures sont généralement observés dans le champ très proche de la pseudo-détonation.

Dans le cas de pseudo-détonation, le mélange imbrûlé à proximité se trouve hors d'une zone confinée, dans un volume toutefois encombrée mais plus ouvert, et dès lors loin des conditions d'auto-inflammation ; il n'y a donc pas possibilité d'une transition déflagration – détonation.

4.2. UVCE PAR LE MODELE MULTI-ENERGIE

4.2.1 MODELE MULTI-ENERGIE

L'UVCE (*Unconfined Vapour Cloud Explosion*) est un phénomène de combustion rapide à l'air libre d'une masse d'hydrocarbures en phase gaz ou vapeur, comprise dans ses limites d'explosivité.

Si la vitesse du front de flamme est inférieure à 12 m/s on parlera de "flash sans effet de souffle".

Si la vitesse du front de flamme est comprise entre 12 et 120 m/s, on parlera de "déflagration lente" avec effet de souffle mineur.

Si la vitesse du front de flamme est supérieure à 120 m/s mais inférieure à la vitesse du son dans l'air, on parlera de "déflagration rapide" avec effet de souffle important.

Si la vitesse du front de flamme est sonique ou supérieure, on parlera de phénomène de "détonation" avec onde de choc.

De l'expérience des données collectées et des dégâts observés dans une série d'UVCE accidentels survenus dans l'industrie pétrolière et pétrochimique, il appert qu'il y a très peu, voire pas de corrélation entre la quantité d'énergie de combustion développée dans un UVCE et l'équivalent TNT utilisé jusqu'il y a peu encore pour modéliser l'effet de surpression.

Il s'avère que pour des nuages gazeux "au repos" l'échelle et l'intensité de l'effet de souffle sont sans rapport avec la masse d'hydrocarbures présente dans le nuage.

Ces paramètres sont en fait essentiellement déterminés par la taille et la nature des zones partiellement confinées et encombrées, englobées par le nuage.

Ces principes sont reconnus et appliqués dans la méthode **Multi-énergie** élaborée par Van den Berg au TNO (NL).

Le principe est d'accumuler la masse participante évaporée dans l'environnement encombré de l'unité impliquée. La méthode multi-énergie suppose un nuage hémisphérique de concentration stœchiométrique et de volume égal à la zone encombrée recouverte par le nuage.

Les paramètres d'effet de surpression sont calculés en utilisant un modèle 1D à vitesse de flamme constante, basé sur l'intégration numérique des équations d'écoulement compressible.

Chaque zone est ainsi caractérisée par une onde de pression à laquelle est associé un degré de violence gradué de 1 à 10, qui est fonction :

- de la réactivité du gaz concerné,
- du niveau de confinement ou d'encombrement de la zone concernée,
- de la forme du mélange inflammable.

Le modèle consiste donc à évaluer la surpression produite en chaque zone, à partir d'abaques choisis en fonction d'un degré de violence de l'explosion. Cette violence de l'explosion a été définie à partir du modèle de déflagration à vitesse constante et ce sont les lois régissant la propagation d'une telle déflagration qui sont utilisées. Dans la réalité, la flamme transite d'une zone à une autre de telle façon que la contribution de chaque zone au développement de la surpression est individualisée dans le champ proche. Par exemple si l'on considère deux zones encombrées séparées par une zone dégagée, la flamme dans la première zone encombrée va s'accélérer et produire des effets de pression, puis ralentir dans la zone dégagée, pour réaccélérer dans la seconde zone encombrée. La surpression générée dans le champ proche par chacune de ces zones est distincte dans le temps.

Dans un souci d'obtenir des résultats conservatoires vis-à-vis de la sécurité, il peut être considéré que tout se passe au même moment.

Un avantage de la méthode multi-énergie réside dans le fait que cette méthode est utilisable dans le champ proche et dans le champ lointain. Elle conduit à évaluer le niveau de pression atteint en fonction du niveau de confinement ou d'obstruction du mélange inflammable.

4.2.2. EXEMPLE SUR UNITES DE PRODUCTION

Nous détaillons la méthode théorique en l'appliquant à une raffinerie simplifiée. Huit étapes successives sont réalisées pour évaluer les surpressions incidentes :

Etape 1 : **Identification des zones d'encombrement concernées par le nuage explosible.**

Les zones d'encombrement sont de deux types :

- Les zones ou îlots sources qui offrent à la fois un volume comprenant des obstacles et une ou des sources potentielles de vapeurs inflammables,
- Les zones ou îlots pièges qui offrent un volume comprenant des obstacles à un nuage en phase gazeuse ou vapeur provenant de zones ou îlots sources distincts de l'îlot considéré. Autrement dit un îlot piège ne contient pas de sources de vapeur ou de gaz inflammable. Il ne peut être rempli que par du gaz ou des vapeurs inflammables venant d'ailleurs, mais en cas d'inflammation être le seul siège de l'explosion.

Sur le site des unités de la raffinerie, nous identifions 4 zones encombrées : (Cf. figure ME.1)

1) La zone regroupant les unités U11 à U15 de l'hydroskimming

Cette zone est limitée :

- Au nord par la rue 5,
- A l'est par la rue B,
- Au sud par la rue 6,
- A l'ouest par la rue 6.

Cette zone constitue l'**îlot 1**.

2) La zone occupée par la centrale de vapeur

Cette zone est limitée :

- Au nord par la rue 6,
- A l'est par la rue B,
- Au sud par la rue 7,
- A l'ouest par la rue D.

Cette zone constitue l'**îlot 2**.

- 3) La zone occupée par les turbines à gaz de la centrale d'énergie et une série de bâtiments (poste 4, poste 8, poste 9, ancienne salle de contrôle, ancien laboratoire...).

Cette zone est limitée :

- Au nord par la rue 5,
- A l'est par la rue D,
- Au sud par la décantation,
- A l'ouest par les unités U16 et U17 (hydrodésulfuration et soufre).

Cette zone constitue l'**îlot 3**.

- 4) La zone regroupant les unités U16 et U17 (HDS et soufre).

Cette zone est limitée :

- Au nord par la rue 5,
- A l'est par la rue D2, le poste 8, le poste 4, les TAG et la décantation,
- Au sud par la rue 7,
- A l'ouest par la rue E prolongée.

Cette zone constitue l'**îlot 4**.

Etape 2 : **Estimation du volume V du nuage explosible.**

- fonction de la masse MFLUG relâchée.
- ramené à la surface de la zone encombrée impliquée pour une épaisseur moyenne de la nappe gazeuse dans ses limites d'inflammabilité prise égale à la hauteur moyenne des obstacles.

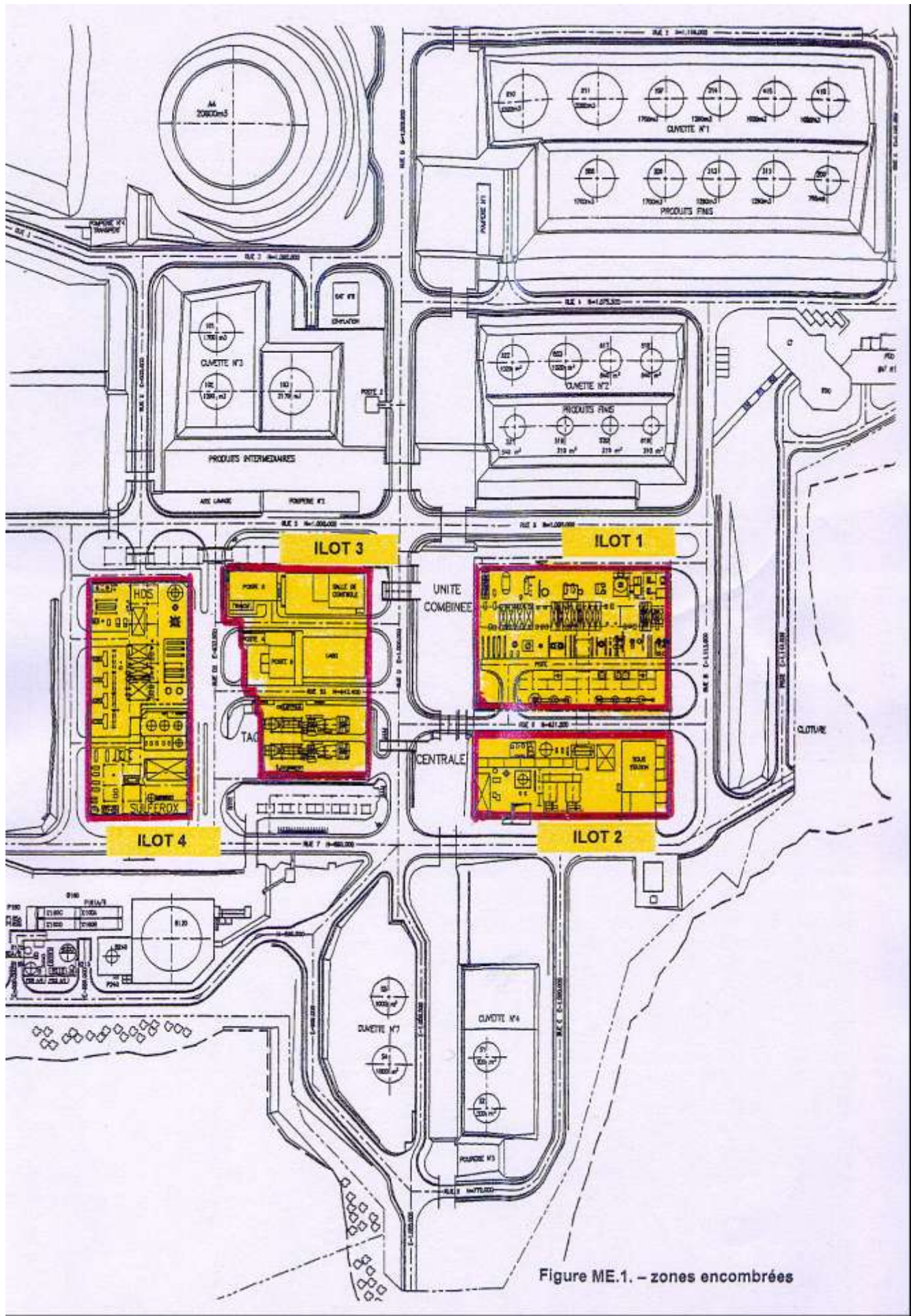


Figure ME.1. – zones encombrées

Nous considérons 4 îlots pouvant être le siège d'une explosion UVCE avec effet de souffle :

↗ **Ilot 1. Unités U11 – U15 (hydroskimming)**

- 5 unités
- surface impliquée : 2.175 m²
- zone de densité élevée en obstacles
- hauteur moyenne estimée des obstacles : **9 m**
- facteur d'obstruction estimé : **30 %**
- volume concerné : **13.703 m³**
- sources d'ignition de basse énergie
- relâchements en vapeurs considérés :
 - ☒ GPL
 - ☒ essences
 - ☒ H₂S

✦ **Ilot 2. Centrale de vapeur (îlot piège)**

- 2 anciennes chaudières et auxiliaires + 1 bâtiment de sous-station
- surface impliquée : 1.924 m²
- zone de densité moyenne en obstacles
- hauteur moyenne estimée des obstacles : **5 m**
- facteur d'obstruction estimé: **22 %**
- volume concerné : **7.504 m³**
- sources d'ignition de basse énergie
- relâchement en vapeurs considérés :
 - ☒ GPL de U14 (Gas plant)
 - ☒ essences de U11 et U12 (DA et HDT)
 - ☒ H₂S de U15 (Reforming)

✦ **Ilot 3. TAG et bâtiments situés au Nord (îlot source et îlot piège)**

- obstacles répertoriés :
 - ☒ TAG1 + TAG2
 - ☒ bâtiment - ancien labo
 - ☒ poste 9 et poste 4
 - ☒ bâtiment - ancienne salle de contrôle
 - ☒ poste 8
- surface impliquée : 3.700 m²
- zone de densité élevée en obstacles et bâtiments
- hauteur moyenne estimée des obstacles : **8 m**
- facteur d'obstruction estimé: **35 %**
- volume concerné : **19.240 m³**
- sources d'ignition de haute énergie :
 - ☒ TAG1
 - ☒ TAG2
- sources d'ignition de basse énergie
- relâchement en vapeurs considérés :
 - ☒ TAG1 et TAG2 : fuelgas, propane
 - ☒ U16 + U17 : H₂S
 - ☒ U11 ☒ U15 : essence, GPL, H₂S

⌘ **Ilot 4 : Unité U16 – HDS + unité U17 Soufre**

- surface impliquée : 3.000 m²
- zone de densité élevée en obstacles
- hauteur moyenne estimée des obstacles : 7 m
- facteur d'obstruction estimé: 30 %
- Volume concerné : 14.700 m³
- Source de vapeurs inflammables :
 - Gaz hydrogéné
 - Fuel gas
 - H₂S
 - GPL et butane
- Sources d'ignition de basse énergie

Etape 3 : Calcul du rayon Ro du nuage hémisphérique équivalent.

Le volume V est converti en un nuage hémisphérique de rayon Ro, composé d'un mélange combustible homogène de vapeurs d'hydrocarbure et d'air.

$$R_o = (\sqrt[3]{V / 2 \pi})^{1/3} \quad (m) \quad (eq.ME.1)$$

Etape 4 : Calcul de l'énergie de combustion du mélange par unité de volume.

Nous prenons la valeur de 3,7 10⁶ J/m³.

$$E = 3,7 \cdot 10^6 \times V \quad (J) \quad (eq.ME.2)$$

Les étapes 3 et 4 sont résumées dans le tableau ci-après :

Zone	Volume (m ³)	Ro (m)	Energie (MJ)
Ilot 1	13703	18,7	50701
Ilot 2	7504	15,3	27765
Ilot 3	19240	20,94	71188
	19240	20,94	71188
Ilot 4	14700	19,14	54390
	14700	19,14	54390

Etape 5 : Calcul du rayon caractéristique R_C

$$R_C = (E/P_0)^{1/3} \quad (m) \quad (eq.ME.3)$$

avec P₀, la pression atmosphérique en Pa.

$$P_0 = 101\,325 \text{ Pa}$$

Etape 6 : Détermination de la distance réduite \bar{R}

$$\bar{R} = x / R_C \quad (eq.ME.4)$$

avec x, la distance séparant le centre du nuage hémisphérique d'un point représentatif du seuil de surpression positive défini.

Etape 7 : Choix du degré de sévérité de l'explosion

Il s'agit de choisir parmi les 10 courbes (niveaux 1 à 10) du système multi-énergie. (cf. figure ME.2) la sélection définitive se fera en utilisant l'arbre de décision de la figure ME.3.

Chaque courbe est caractérisée par une surpression positive de pic au sein de l'hémisphère équivalente, donc par une vitesse de déflagration VFLA.

Courbe 1 :	$\Delta p_S = 0,01$	$\Delta p^+ = 1013 \text{ Pa}$	VFLA = 12 m/s
Courbe 2 :	$\Delta p_S = 0,02$	$\Delta p^+ = 2026 \text{ Pa}$	VFLA = 37 m/s
Courbe 3 :	$\Delta p_S = 0,05$	$\Delta p^+ = 5066 \text{ Pa}$	VFLA = 56 m/s
Courbe 4 :	$\Delta p_S = 0,1$	$\Delta p^+ = 10132 \text{ Pa}$	VFLA = 80 m/s
Courbe 5 :	$\Delta p_S = 0,2$	$\Delta p^+ = 20265 \text{ Pa}$	VFLA = 130 m/s
Courbe 6 :	$\Delta p_S = 0,5$	$\Delta p^+ = 50662 \text{ Pa}$	VFLA = 220 m/s
Courbe 7 :	$\Delta p_S = 1$	$\Delta p^+ = 101325 \text{ Pa}$	VFLA = 320 m/s
Courbe 8 :	$\Delta p_S = 2$	$\Delta p^+ = 202650 \text{ Pa}$	détonation
Courbe 9 :	$\Delta p_S = 5$	$\Delta p^+ = 506625 \text{ Pa}$	détonation
Courbe 10 :	$\Delta p_S = 10$	$\Delta p^+ = 1013250 \text{ Pa}$	détonation

L'étape 7 est résumée dans le tableau ci-après:

Zone	Courbe Multi-énergie
Ilot 1	C6
Ilot 2	C5
Ilot 3	C7
	C6
Ilot 4	C7
	C6

Etape 8 : Utilisation des courbes multi-énergie

Pour un seuil de surpression positive Δp^+ on en déduit la valeur de la surpression

maximale réduite Δp_S

$$\Delta p_S = \Delta p^+ / P_0 \quad (\text{eq.ME.5})$$

Connaissant Δp_S on extrapole de la courbe impliquée la distance

réduite \bar{R}
Après on obtient le rayon du cercle de dommage R_i par

$$R_i = \bar{R} \times R_C \quad (\text{eq.ME.6})$$

$$R_i = \bar{R} \times 3,3176 V^{1/3} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ME.7})$$

La figure ME.6 rassemble toutes les caractéristiques des déflagrations et détonations relatives aux courbes multi-énergie C1 à C10.

Figure ME.2 : Courbes multi-énergie.

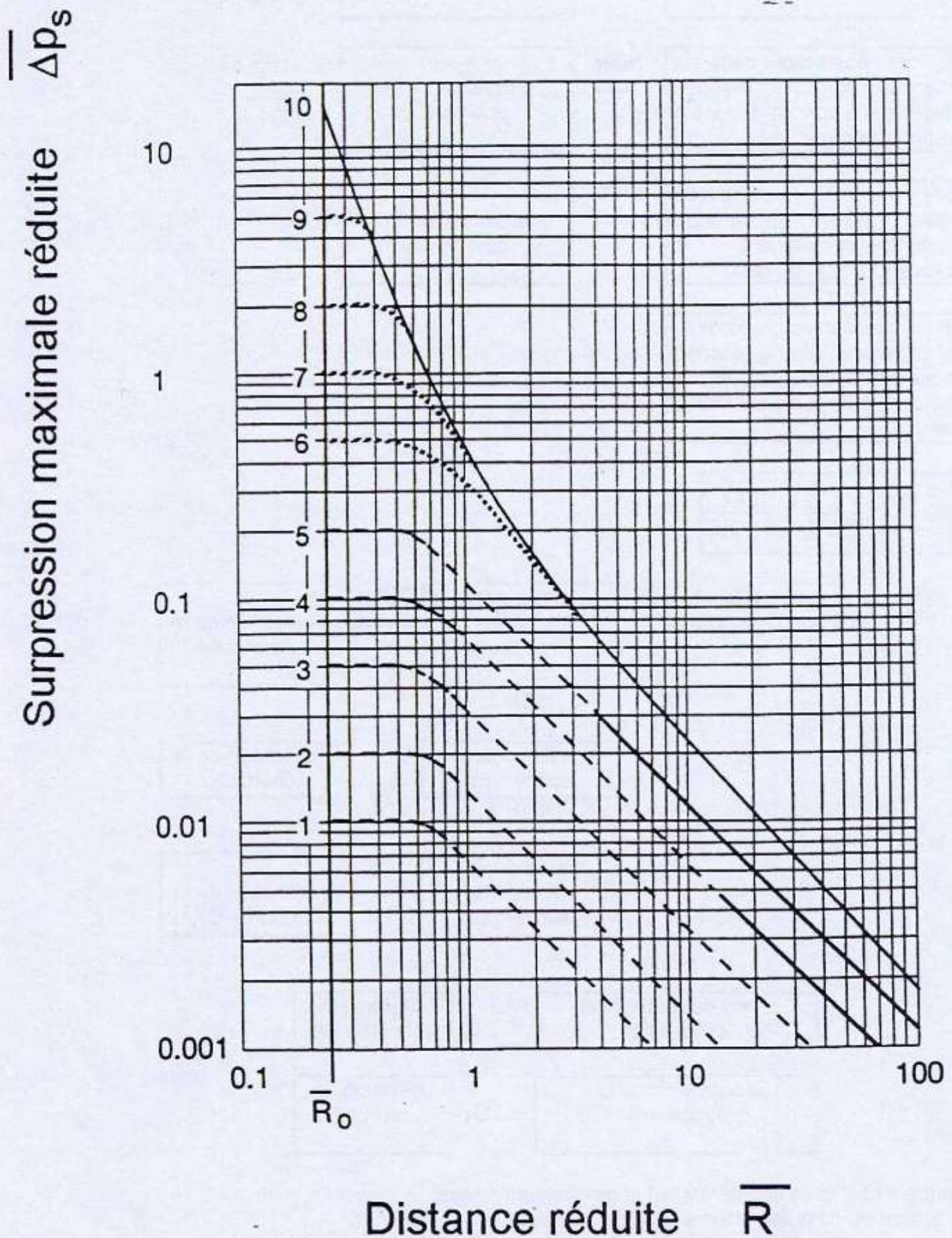
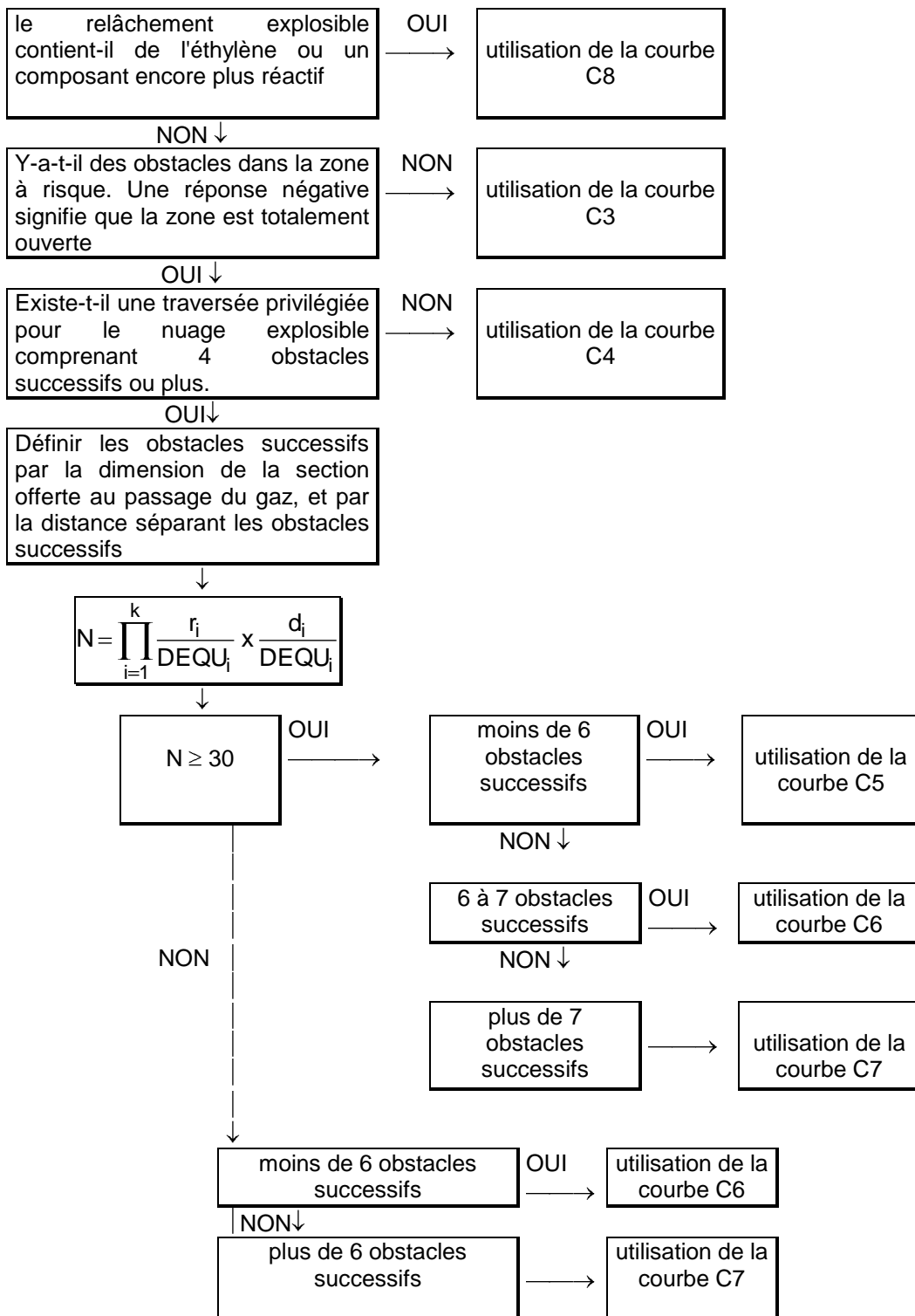


FIGURE ME.3. : ARBRE DE DÉCISION : UNITÉ DE PROCÉDÉ



k : nombre d'obstacles successifs sur le passage du nuage
 r_i : dimension du passage offert au gaz pour l'obstacle i
 d_i : distance entre 2 obstacles i et i+1
 $DEQU_i$: diamètre de l'obstacle i

Figure ME.4 :

CARACTERISTIQUES DES DEFLAGRATIONS POTENTIELLES

	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10
Δp^+ (Pa)	1013	2026	5066	10132	20265	50662	101325	202650	506625	1013250
VDFL (m/s)	12	34	56	80	130	220	320	560	781	1052
M (-)	0.035	0.1088	0.1647	0.235	0.382	0.647	0.941	1.647	2.297	3.094
Mp (-)	0.0334	0.104	0.157	0.224	0.365	0.618	0.8985	1.572	2.193	2.953
M _{CH} (-)	Pas de choc	Pas de choc	Pas de choc	0.423	0.7	1.061	1.247	1.845	2.455	3.228
Δp_{CH} (Pa)	0	0	0	2533	7640	20730	101325	202650	506625	1013250
μ (-)	0	0	0	0.25	0.377	0.409	1	1	1	1
Δp^* (Pa)	506	1013	2533	6332	13952	35696	101325	202650	506625	1013250
q^* (Pa)	1	3.6	22.5	140	673	4276	31664	112583	527734	1490073
Pr (Pa)	1014	2035	5120	13000	29519	81654	278643	675500	2279812	5602676
λ (-)	1	1.004	1.01	1.28	1.456	1.611	2.75	3.33	4.5	5.53

	DEFLAGRATION LENTE	DEFLAGRATION RAPIDE	DETONATION
--	--------------------	---------------------	------------

Δp^+	Pic de surpression incidente positive (Pa)
Δp_{SH}	Onde de choc incidente (Pa)
Δp^*	$= \frac{1}{2} (\Delta p^+ + \Delta p_{CH})$ (Pa)
q^*	pression dynamique (Pa)
Pr	pression réfléchie (Pa)
VDFL	vitesse du front de flammes (m/s)
M	Nombre de MACH
μ	$= \Delta p_{CH} / \Delta p^+$
λ	$= Pr / \Delta p^+$

4.2.3. CALCULS DES DISTANCES ET RESULTATS

Pour les seuils **UFIP** et **SEI** on obtient par la méthode multi-énergie les distances réduites \bar{R} ci-après :

Seuils Δp^+ (Pa)	Distances réduites \bar{R}									
	10	9	8	7	6	5	4	3	2	1
70 000	0.8	0.8	0.8	0.7	-	-	-	-	-	-
30 000	1.3	1.3	1.3	1.3	1,15	-	-	-	-	-
17 000	2	2	2	2	1.8	0.72	-	-	-	-
14 000	2.3	2.3	2.3	2.3	2,09	0.85	-	-	-	-
5 000	5	5	5	5	5	2.3	1.4	0.54	-	-

Dès lors pour ces seuils prédéterminés de Δp^+ les courbes peuvent être quantifiées par une équation du type :

$$R_i = k (\Delta p_i^+) \times V^{1/3} \quad (m) \quad (\text{eq.ME.8})$$

où R_i est la distance correspondant à la surpression positive Δp_i^+ avec $k(\Delta p_i^+)$ renseigné dans la table suivante :

Δp_i^+	$k (\Delta p_i^+)$									
	10	9	8	7	6	5	4	3	2	1
70 000	2.654	2.654	2.654	2.322	-	-	-	-	-	-
30 000	4.313	4.313	4.313	4.313	3.815	-	-	-	-	-
17 000	6.635	6.635	6.635	6.635	5.971	2.388	-	-	-	-
14 000	7.63	7.63	7.63	7.63	6.933	2.82	-	-	-	-
5 000	16.588	16.588	16.588	16.588	16.588	7.63	4.464	1.791	-	-

→ **Courbes 10, 9 et 8**

$\Delta p^+ = 70\ 000\ \text{Pa}$	risque létal direct (UFIP)	$R_{11} = 2,654 V^{1/3} \quad (m)$	(eq.ME.9)
$\Delta p^+ = 30\ 000\ \text{Pa}$	destruction et dégâts lourds (UFIP)	$R_2 = 4,313 V^{1/3} \quad (m)$	(eq.ME.10)
$\Delta p^+ = 17\ 000\ \text{Pa}$	risque létal indirect (SEI)	$R_{12} = 6,635 V^{1/3} \quad (m)$	(eq.ME.11)
$\Delta p^+ = 14\ 000\ \text{Pa}$	variante DRIRE risque létal indirect	$R_{13} = 7,63 V^{1/3} \quad (m)$	(eq.ME.12)
$\Delta p^+ = 5\ 000\ \text{Pa}$	blessures et dégâts réparables (UFIP et SEI)	$R_3 = 16,588 V^{1/3} \quad (m)$	(eq.ME.13)

→ **Courbe 7**

$\Delta p^+ = 70\ 000\ \text{Pa}$	risque létal direct (UFIP)	$R_{11} = 2,322 V^{1/3} \quad (m)$	(eq.ME.14)
$\Delta p^+ = 30\ 000\ \text{Pa}$	destruction et dégâts lourds (UFIP)	$R_2 = 4,313 V^{1/3} \quad (m)$	(eq.ME.15)
$\Delta p^+ = 17\ 000\ \text{Pa}$	risque létal indirect (SEI)	$R_{12} = 6,635 V^{1/3} \quad (m)$	(eq.ME.16)
$\Delta p^+ = 14\ 000\ \text{Pa}$	variante DRIRE risque létal indirect	$R_{13} = 7,63 V^{1/3} \quad (m)$	(eq.ME.17)
$\Delta p^+ = 5\ 000\ \text{Pa}$	blessures et dégâts réparables (UFIP et SEI)	$R_3 = 16,588 V^{1/3} \quad (m)$	(eq.ME.18)

- **Courbe 6**
 $\Delta p^+ = 30\ 000\ \text{Pa}$ destruction et dégâts lourds (UFIP)
 $R_2 = 3,815\ V^{1/3}\ (\text{m})$ (eq.ME.19)
- $\Delta p^+ = 17\ 000\ \text{Pa}$ risque létal indirect (SEI)
 $R_{12} = 5,971\ V^{1/3}\ (\text{m})$ (eq.ME.20)
- $\Delta p^+ = 14\ 000\ \text{Pa}$ variante DRIRE risque létal indirect
 $R_{13} = 6,933\ V^{1/3}\ (\text{m})$ (eq.ME.21)
- $\Delta p^+ = 5\ 000\ \text{Pa}$ blessures et dégâts réparables (UFIP et SEI)
 $R_3 = 16,588\ V^{1/3}\ (\text{m})$ (eq.ME.22)
- **Courbe 5**
- $\Delta p^+ = 17\ 000\ \text{Pa}$ risque létal indirect (SEI)
 $R_{12} = 2,388\ V^{1/3}\ (\text{m})$ (eq.ME.23)
- $\Delta p^+ = 14\ 000\ \text{Pa}$ variante DRIRE risque létal indirect
 $R_{13} = 2,82\ V^{1/3}\ (\text{m})$ (eq.ME.24)
- $\Delta p^+ = 5\ 000\ \text{Pa}$ blessures et dégâts réparables (UFIP et SEI)
 $R_3 = 7,63\ V^{1/3}\ (\text{m})$ (eq.ME.25)
- **Courbe 4**
 $\Delta p^+ = 5\ 000\ \text{Pa}$ blessures et dégâts réparables (UFIP et SEI)
 $R_3 = 4,464\ V^{1/3}\ (\text{m})$ (eq.ME.26)
- **Courbe 3**
 $\Delta p^+ = 5\ 000\ \text{Pa}$ blessures et dégâts réparables (UFIP et SEI)
 $R_3 = 1,791\ V^{1/3}\ (\text{m})$ (eq.ME.27)

RESULTATS

Zone	Courbe multi-énergie	Volume	$\Delta p^+ 70.000\ \text{Pa}$ R11 (m)	$\Delta p^+ 30.000\ \text{Pa}$ R2 (m)	$\Delta p^+ 17.000\ \text{Pa}$ R12 (m)	$\Delta p^+ 14.000\ \text{Pa}$ R13 (m)	$\Delta p^+ 5.000\ \text{Pa}$ R3 (m)
Ilot 1	C6	13703	-	91,3	142,8	166	397
Ilot 2	C5	7504	-	-	46,75	55,2	149,4
Ilot 3	C7	19240	62,2	115,5	177,8	204,5	444,5
	C6		-	102,2	160	185,8	444,5
Ilot 4	C7	14700	56,9	105,6	162,5	187	406,4
	C6		-	93,45	146,3	169,8	406,4

4.3 PHENOMENE DE FLASH

4.3.1 COLLECTE DES DONNEES

① Données Fluides

- la masse spécifique vapeur ou gazeuse à 300 K
 $DENSG(300)$ exprimée en (kg/m^3)
- la limite supérieure d'inflammabilité
 LSI exprimée en (% vol.).
- la limite inférieure d'inflammabilité
 LII exprimée en (% vol.).

② Données climatologiques

Elles sont fonction des conditions orographiques et climatologiques du site.
Les données nécessaires sont :

- la température ambiante
 T_{AMB} en K
- l'humidité relative
 HR en %
- la classe de stabilité atmosphérique
A à F
- la vitesse du vent
 u en m/s
- rugosité du site
 Z_o en m

③ Données dimensionnantes du phénomène

- la masse inflammable relâchée en phase gazeuse ou vapeur
 $MFLUG$ en (kg)
dans le cas d'un relâchement instantané.
- le débit massique inflammable relâché en phase vapeur ou gazeuse
 $DFLUG$ en (kg/s)
et le temps écoulé avant l'inflammation
 t en s.
- la température de service du fluide relâché
 $TSER$, en K

④ Données relatives aux seuils et critères sélectionnés

Doses $\Phi_{xj} \times t$ $1 \leq j \leq 10$

4.3.2 CALCUL DE LA GEOMETRIE DU FOYER EN CAS D'UN RELACHEMENT CONTINU AVEC VITESSE DU VENT SUPERIEURE A 1 m/s

① Données

- $\dot{m} = DFLUG$ kg/s
- t (s)
- u (m/s)
- LII et LSI en (% vol.)
- $DENSG(300)$ (kg/m³)
- classe de stabilité atmosphérique : A, B, C, D, E ou F
- Z_o (m)
- T_{AMB} (K)
- $TSER$ (K)

② Paramètres atmosphériques

Définition de a, b, c, d, en fonction du couple classe stabilité/rugosité

→ a, b

	CLASSE	a	b
très instable	(A)	0.527	0.865
instable	(B)	0.371	0.866
légèrement instable	(C)	0.209	0.897
neutre	(D)	0.128	0.905
stable	(E)	0.098	0.902
très stable	(F)	0.065	0.902

a et b sont invariables avec la rugosité Z_o

→ c, d

	CLASSE	$Z_o = 0.03 \text{ m}$		$Z_o = 0.1 \text{ m}$		$Z_o = 0.3 \text{ m}$		$Z_o = 1 \text{ m}$		$Z_o = 3 \text{ m}$	
		c	d	c	d	c	d	c	d	c	d
très instable	A	0.193	0.932	0.28	0.90	0.383	0.873	0.550	0.842	0.760	0.814
instable	B	0.160	0.881	0.23	0.85	0.317	0.822	0.455	0.792	0.631	0.763
légèrement instable	C	0.155	0.830	0.22	0.80	0.308	0.771	0.441	0.740	0.612	0.712
neutre	D	0.139	0.791	0.20	0.76	0.276	0.732	0.395	0.701	0.548	0.673
stable	E	0.104	0.761	0.15	0.73	0.207	0.702	0.296	0.671	0.411	0.643
très stable	F	0.083	0.701	0.12	0.67	0.164	0.642	0.236	0.611	0.327	0.583

Connaissant la classe + la rugosité → on obtient a, b, c, d

② Géométrie du fuseau combustible

- 1) Calcul de la distance de la source au point sur l'axe du fuseau dans la direction du vent, présentant la LSI (limite supérieure d'inflammabilité).

$$T = \sqrt{T_{AMB} \times T_{SER}} \quad (K) \quad (\text{eq.FL.1})$$

$$DENS_G(T) = DENS_G(300) \times (300 / T) \quad (\text{kg/m}^3) \quad (\text{eq.FL.2})$$

$$CT = (t / 600)^{0,2} \quad (\text{eq.FL.3})$$

$$e = 1 / (b + d) \quad (\text{eq.FL.4})$$

$$X_1 = \left(\dot{m} / (\pi \cdot u \cdot a \cdot c \cdot LSI \cdot DENS_G(T) \cdot CT) \right)^e \quad (m) \quad (\text{eq.FL.5})$$

- 2) Calcul de la distance de la source au point sur l'axe du fuseau dans la direction du vent, présentant la LII (limite inférieure d'inflammabilité).

$$X_2 = \left(\dot{m} / (\pi \cdot u \cdot a \cdot c \cdot LII \cdot DENS_G(T) \cdot CT) \right)^e \quad (m) \quad (\text{eq.FL.6})$$

- 3) Masse dans les limites d'inflammabilité.

$$\rightarrow m_{EX} = \frac{\dot{m} (b + d)(x_2 - x_1)}{(b + d + 1) u} \quad (kg) \quad (\text{eq.FL.7})$$

4) Volume du fuseau explosible (demi-ellipsoïde)

→ Soit C , la concentration moyenne dans le fuseau en fluide inflammable

$$C = (LII \times LSI)^{0,5} \quad (\% \text{ vol}) \quad (\text{eq.FL.8})$$

→ TFLA = 1873 K est l'ordre de grandeur de la température de flamme dans une combustion supposée laminaire

$$DENSG(TFLA) = DENSG(300) \times \frac{300}{TFLA} \quad (\text{kg/m}^3) \quad (\text{eq.FL.9})$$

on considère l'expansion par dilatation du fuseau en combustion.

→ Le volume s'exprime

$$V_{EX} = m_{EX} / (C \times DENSG(TFLA)) \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.FL.10})$$

5) Calcul de la surface rayonnante

$$AR = \left(\frac{a \times CT \times \sqrt{2\pi}}{b+d} \right) \left[\frac{\dot{m}}{\pi \times u \times DENSG(TFLA) \times LII \times a \times c \times CT} \right] \left(\frac{b+1}{b+d} \right) \left(\frac{b+d}{b+1} \right)^{3/2} \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.FL.11})$$

4.3.3 CALCUL DE LA GEOMETRIE DU FOYER EN CAS D'UN RELACHEMENT INSTANTANE AVEC VITESSE DU VENT SUPERIEURE A 1 m/s

① Données

- m = MFLUG kg
- u (m/s)
- LII et LSI en (% vol.)
- DENSG(300) (kg/m³)
- classe de stabilité atmosphérique
- TAMB (K)
- TSER (K)

② Paramètres atmosphériques

On pose a priori un temps de transfert t = 240 s

- 1) Si classe A à D → diffusion normale de DOURY appelée classe D_n
A_h et A_z sont donnés en m^{1/k}/s (k = K_h ou K_z).

temps de transfert	Paramètres	
0 < t ≤ 240 (s)	A _h = 0.405 A _z = 0.42	K _h = 0.859 K _z = 0.814
240 < t ≤ 3280 (s)	A _h = 0.135 A _z = 1.00	K _h = 1.130 K _z = 0.685
3280 < t ≤ 97 000 (s)	A _h = 0.135 A _z = 20	K _h = 1.130 K _z = 0.500

- 2) Si classe E à F → diffusion faible de DOURY appelée classe D_f

temps de transfert	Paramètres	
0 < t ≤ 240 (s)	A _h = 0.405 A _z = 0.20	K _h = 0.859 K _z = 0.500
240 < t ≤ 97 000 (s)	A _h = 0.135 A _z = 0.20	K _h = 1.130 K _z = 0.500

③ Calcul du temps de transfert pour lequel la concentration au centre du nuage est égale à la limite supérieure d'inflammabilité

$$DENSG(T) = DENSG(300) \times \frac{300}{T} \quad (\text{kg/m}^3) \text{ (eq.FL.12)}$$

$$t = \left(\frac{2 m}{(2\pi)^{3/2} A_h^{2K_h} A_z^{K_z} DENSG(T) LSI} \right)^{\frac{1}{(2K_h+K_z)}} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.FL.13})$$

on vérifie si la valeur obtenue pour t est comprise dans l'intervalle de temps de transfert correspondant aux paramètres utilisés.
Au cas contraire on réitère.

③ Géométrie du fuseau combustible

$$\rightarrow r_l = \left[2 \ln \left(\frac{2 m}{(2\pi)^{3/2} A_h^{2K_h} A_z^{K_z} t^{(2K_h+K_z)} LII DENSG(T)} \right) \right]^{0,5} \quad (\text{eq.FL.14})$$

$$r_u = \left[2 \ln \left(\frac{2 m}{(2\pi)^{3/2} A_h^{2K_h} A_z^{K_z} t^{(2K_h+K_z)} LSI DENSG(T)} \right) \right]^{0,5} \quad (\text{eq.FL.15})$$

→ Volume du fuseau explosible :

$$VEX = \frac{2\pi}{3} A_h^{2K_h} A_z^{K_z} t^{(2K_h+K_z)} (r_l^3 - r_u^3) \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.FL.16})$$

→ Calcul de la surface rayonnante

$$AR = \frac{2\pi}{3} \left(2A_h^{2K_h} t^{2K_h} + A_z^{2K_z} t^{2K_z} \right) (r_l^2 + r_u^2) \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.FL.17})$$

4.3.4 GEOMETRIE DU FOYER POUR UNE VITESSE DU VENT INFERIEURE A 1 m/s

① Données

Condition $u \leq 1$ m/s

TFLA	(K)
DENSG(300)	(kg/m ³)
LSI	(% vol)
LII	(% vol)
\dot{m} ou m	(kg/s ou kg)
t	(s)
u	(m/s)
TAMB	(K)
TSER	(K)

② Volume hémisphérique du nuage explosible

- 1) masse spécifique gazeuse à TFLA

$$DENSG(TFLA) = DENSG(300) \times 300 / TFLA \quad (\text{kg/m}^3) \text{ (eq.FL.18)}$$

- 2) concentration en hydrocarbure :

$$CHC = (LII \times LSI)^{0,5} \times DENSG(TFLA) \quad (\text{kg/m}^3) \text{ (eq.FL.19)}$$

- 3) masse participante m_{EX}

$$M = m \quad \text{si relâchement instantané} \quad \text{en (kg) (eq.FL.20)}$$

$$M = \dot{m} \times t \quad \text{si relâchement continu} \quad \text{en (kg) (eq.FL.21)}$$

$$v = LSI / LII \quad (\text{eq.FL.22})$$

$$v_1 = \ln v / (v^2 - 1) \quad (\text{eq.FL.23})$$

$$v_2 = (v^2 \ln v) / (v^2 - 1)$$

$$m_{EX} = M \times \left\{ \text{ERF}(\sqrt{v_2}) - \text{ERF}(\sqrt{v_1}) - \frac{2\sqrt{v_2}}{\sqrt{\pi}} \exp(-v_2) + \frac{2\sqrt{v_1}}{\sqrt{\pi}} \exp(-v_1) \right\} \quad (\text{kg})$$

(eq.FL.25)

- 4) Volume du rayon du nuage hémisphérique

$$VEX = m_{EX} / CHC \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.FL.26})$$

③ Calcul du rayon du nuage hémisphérique

$$Ro = \left(\frac{3}{2\pi} VEX \right)^{1/3} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FL.27})$$

④ Calcul de la surface rayonnante

$$A_R = 2 \pi R_o^2 \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.FL.28})$$

4.3.5 CALCUL DE LA DUREE DU FLASH

① Données

→ DENS(288) (kg/m³)

→ CSPE (TFLA) (J/kg K)

→ le fluide est une coupe pétrolière (identifiée par l'indice 2 dans le fichier des fluides)

$$DL = \text{DENS}(288) \times 10^{-3}$$

$$W = (1,8 \times \text{TBUL})^{1/3} / DL$$

$$DY = 0,3905 + (0,0935 \times (1 - DL)/0,3) + \left((0,91 + (0,17 \times ((1 - DL)/0,3))) \right) \times 10^{-3} \times (TFLA - 273)$$

$$\text{CSPE}(TFLA) = 1395,6 \times DY \times (1 + 0,17 W) \quad (\text{J/kg K}) \quad (\text{eq.FL.29})$$

→ le fluide est un hydrocarbure pur (identifié par l'indice 1 dans le fichier des fluides)

$$\text{CSPE}(TFLA) = \text{CSPE}(288) \left\{ \frac{0,1745 - (0,0838 (T_1 / \text{TKR}))}{0,1745 - (0,0838 (T_2 / \text{TKR}))} \right\}^{2,8} \quad (\text{J/kg K})$$

$$\text{avec } T_1 = \text{Min}(288 ; 0,65 \times \text{TKR})$$

$$T_2 = \text{Min}(TFLA ; 0,65 \times \text{TKR}) \quad (\text{eq.FL.30})$$

② Soit :

$$K = (A_R \times 5,777 \times 10^{-8}) / (\text{CSPE}(TFLA) \times \text{DENS}(TFLA) \times \text{VEX}) \quad (\text{eq.FL.31})$$

$$\beta = TFLA / TAMB \quad (\text{eq.FL.32})$$

La demie vie du flash s'exprime par

$$t_{\text{FL},0,5} = \frac{1}{2K TAMB^3} \left[\tan^{-1} \frac{1}{\beta} - \tan^{-1} \left(\frac{2}{\beta+1} \right) - \frac{1}{2} \ln \left(\frac{\beta+1}{\beta+3} \right) \right] \quad (\text{eq.FL.33})$$

La durée effective à prendre en compte pour le temps d'exposition à la flamme s'écrit :

$$t_{\text{eff}} = 3 t_{\text{FL},0,5} \quad (\text{eq.FL.34})$$

4.3.6 FLUX RADIATIFS CRITIQUES

① Données

→ critères sur les LC_{i%} $1 \leq i \leq 10$

LC_{i%} un probit Pr_i $1 \leq i \leq 10$

→ t_{eff}

② Pour chaque seuil Pr_i, il correspond une valeur de flux radiatif reçu PHIX_i

$$PHIX_i = \left\{ (10^4 / t_{\text{eff}}) \times \exp \left(\frac{\text{Pr}_i - 14,9}{2,56} \right) \right\}^{0,75} \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.FL.35})$$

$$1 \leq i \leq 10$$

- ③ Flux correspondant aux brûlures du premier degré après une exposition de t_{eff} secondes:

$$PHIX_k = (550\,000 / t_{eff})^{0,8695} \quad (\text{W/m}^2) \text{ (eq.FL.36)}$$

- ④ Flux correspondant aux brûlures du second degré après une exposition de t_{eff} secondes:

$$PHIX_l = (8\,700\,000 / t_{eff})^{0,75} \quad (\text{W/m}^2) \text{ (eq.FL.37)}$$

4.3.7 CALCUL DES DISTANCES A CONSEQUENCE

① Calcul du taux d'atténuation dans l'air

- Calcul de la tension de vapeur d'eau à la température TAMB

$$TV(\text{H}_2\text{O}) = 133,4 \times \exp(18,3036 - (3816,44 / (\text{TAMB} - 46,13))) \quad (\text{Pa}) \text{ (eq.FL.38)}$$

- Calcul de la pression partielle de la vapeur d'eau

$$PVAP(\text{H}_2\text{O}) = \text{HR} \times TV(\text{H}_2\text{O}) \quad (\text{Pa}) \quad \text{(eq.FL.39)}$$

- Atténuation τ :

$$r_{FL} = (3 / 2 \pi \text{VEX})^{1/3} \quad (\text{m}) \quad \text{(eq.FL.40)}$$

$$\text{PHIO} = \varepsilon \sigma (\overline{\text{TFLA}}^4 - \overline{\text{TAMB}}^4) \quad \text{W/m}^2 \quad \text{(eq.FL.41)}$$

$$X_{FL} = r_{FL} \times (\text{PHIO} / \text{PHI}_j)^{0,5} \quad 1 \leq j \leq 10 \quad (\text{m}) \quad \text{(eq.FL.42)}$$

$$\tau = 2,02 \times (\text{PVAP}(\text{H}_2\text{O}) \times X_{FL})^{-0,09} \quad \text{(eq.FL.43)}$$

③ Cas d'un relâchement continu avec un vent supérieur à 1 m/s

$$X_{SC} = X_1 + ((X_2 - X_1) / 2) \quad (\text{m}) \quad \text{(eq.FL.44)}$$

$$R_j = (X_{FL} \times \sqrt{\tau}) + X_{SC} \quad (\text{m}) \quad 1 \leq j \leq 10 \quad \text{(eq.FL.45)}$$

④ Cas d'un relâchement instantané avec un vent supérieur à 1 m/s

$$R_j = ut + (X_{FL} \times \sqrt{\tau}) \quad (\text{m}) \quad 1 \leq j \leq 10 \quad \text{(eq.FL.46)}$$

Dans ce cas la zone à risque est une surface annulaire de rayon extérieur R_j et de rayon intérieur

$$R_i = ut - (X_{FL} \times \sqrt{\tau}) \quad (\text{m}) \quad 1 \leq j \leq 10 \quad \text{(eq.FL.47)}$$

⑤ Cas d'un relâchement pour une vitesse du vent inférieure à 1 m/s

$$R_j = R_o + (X_{FL} \times \sqrt{\tau}) \quad (\text{m}) \quad 1 \leq j \leq 10 \quad \text{(eq.FL.48)}$$

4.4. EXEMPLES D'APPLICATION

4.4.1 EXEMPLE N° 1

Le système est une unité de paraxylène regroupant 7 sections (Cf. figures ME.10)

- réfrigération (utilisation d'éthylène!)
- cristallisation
- isomérisation
- purification d'hydrogène
- LAF
- section de fractionnement
- fuel gas

L'objectif est de déterminer les distances **Z1 ($\Delta p^+ = 17.000 \text{ Pa}$)** et **Z2 ($\Delta p^+ = 5.000 \text{ Pa}$)** conséquences des explosions potentielles majeures du type UVCE.

Dans un souci d'obtenir des résultats conservatoires vis-à-vis de la sécurité, il peut être considéré que tout se passe au même moment.

Un avantage de la méthode multi-énergie réside dans le fait que cette méthode est utilisable dans le champ proche et dans le champ lointain. Elle conduit à évaluer le niveau de pression atteint en fonction du niveau de confinement ou d'obstruction du mélange inflammable.

Huit étapes successives sont réalisées pour évaluer les surpressions incidentes :

Etape 1 : Identification des zones d'encombrement concernées par le nuage explosible.

Sur le site des unités de paraxylène, nous identifions 3 zones encombrées :
(cf. figure ME.4)

- ❶ La zone A, comprenant les unités de cristallisation et de réfrigération.
- ❷ La zone B, comprenant les unités d'isomérisation, de fractionnement, de purification de l'hydrogène, le LAF et le fuel gas.
- ❸ La zone C regroupant les zones A et B.

Etape 2 : Estimation du volume V du nuage explosible.

- ➔ fonction de la masse MFLUG relâchée.
- ➔ ramené à la surface de la zone encombrée impliquée pour une épaisseur moyenne de la nappe gazeuse dans ses limites d'inflammabilité prise égale à 6m pour la zone A, 4,5m pour la zone B et 4,85 m pour le zone C.

Surface encombrée (m^2) :

$$\begin{aligned} SA &= 5\,355 \text{ m}^2 \\ SB &= 5\,788 \text{ m}^2 \\ SC &= 12\,000 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Volume des nuages explosifs :

$$VA = 5\,355 \times 6 = 32\,133 \text{ m}^3$$

$$VB = 5\,788 \times 4,5 = 26\,046 \text{ m}^3$$

$$VC = 12\,000 \times 4,85 = 58\,200 \text{ m}^3$$

Etape 3 : Calcul du rayon R_o du nuage hémisphérique équivalent.

Le volume V est converti en un nuage hémisphérique de rayon R_o , composé d'un mélange combustible homogène de vapeurs d'hydrocarbure et d'air.

$$R_o = \left(\frac{3V}{2\pi} \right)^{1/3} \quad (\text{m})$$

et on obtient :

$$\begin{aligned} (R_o)A &= 24,85 \text{ m} \\ (R_o)B &= 23,17 \text{ m} \\ (R_o)C &= 30,29 \text{ m} \end{aligned}$$

Etape 4 : Calcul de l'énergie de combustion du mélange par unité de volume.

Nous prenons la valeur de $3,7 \cdot 10^6 \text{ J/m}^3$.

$$E = 3,7 \cdot 10^6 \times V \quad (\text{J})$$

$$EA = 3,7 \cdot 10^6 \times 32\,133 = 1,189 \cdot 10^{11} \text{ J}$$

$$EB = 3,7 \cdot 10^6 \times 26\,046 = 2,637 \cdot 10^{10} \text{ J}$$

$$EC = 3,7 \cdot 10^6 \times 58\,200 = 2,1534 \cdot 10^{11} \text{ J}$$

Etape 5 : Calcul du rayon caractéristique R_c

$$R_c = (E/P_o)^{1/3} \quad (\text{m})$$

avec P_o , la pression atmosphérique en Pa.

$$(R_c)A = (1,189 \cdot 10^{11} / 101\,325)^{1/3} = 105,47 \text{ m}$$

$$(R_c)B = (2,637 \cdot 10^{10} / 101\,325)^{1/3} = 98,34 \text{ m}$$

$$(R_c)C = (2,1534 \cdot 10^{11} / 101\,325)^{1/3} = 128,57 \text{ m}$$

Etape 6 : Détermination de la distance réduite \bar{R}_o

$$\bar{R}_o = x / R_c$$

avec x , la distance séparant le centre du nuage hémisphérique d'un point représentatif du seuil de surpression positive défini.

Etape 7 : Choix du degré de sévérité de l'explosion

Il s'agit de choisir parmi les 10 courbes (niveaux 1 à 10) du système multi-énergie. Chaque courbe est caractérisée par une surpression positive de pic au sein de l'hémisphère équivalente, donc par une vitesse de déflagration VFLA.

Pour choisir la courbe adéquate nous utilisons l'arbre de décision de la figure ME.3.

Pour les 3 zones identifiées nous adoptons les valeurs ci-après :

- 1 VFLA \approx 320 m/s
courbe multi-énergie N° 8 pour un relâchement d'éthylène

- ② VFLA \approx 220 m/s
courbe multi-énergie N° 6 pour un relâchement de vapeurs HC

Etape 8 : Utilisation des courbes multi-énergie

Pour un seuil de surpression positive Δp^+ on en déduit la valeur de la surpression maximale réduite $\bar{\Delta p}_S$

$$\bar{\Delta p}_S = \Delta p^+ \times P_0$$

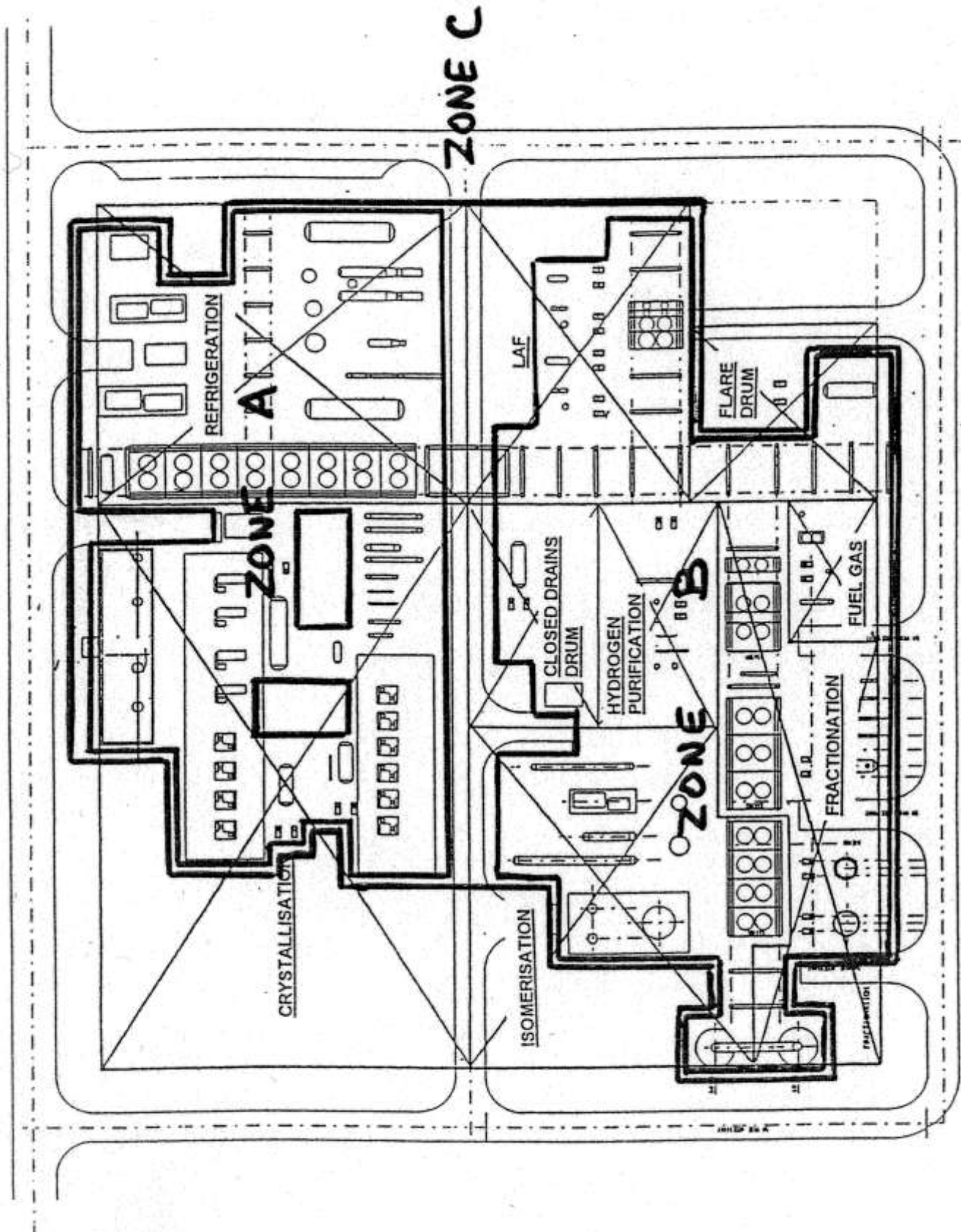
Connaissant $\bar{\Delta p}_S$ on extrapole de la courbe impliquée la distance réduite \bar{R}_0 .

Après on obtient le rayon du cercle de dommage R_i par

$$R_i = \bar{R}_0 \times R_C$$

$$R_i = 3,3176 V^{1/3} \quad (\text{m})$$

Figure ME.10.



RESULTATS

1. Hypothèses

- ① L'épicentre de chaque UVCE est situé au barycentre de la zone semi-confinée impliquée.
- ② La source de vapeurs explosives peut être générée à l'intérieur ou à l'extérieur de la zone impliquée.
- ③ La chaleur de combustion du mélange air-HC est prise égale à $3,7 \cdot 10^6 \text{ J/m}^3$.
- ④ La concentration en hydrocarbures dans le mélange est prise égale à la stoechiométrie, soit :
 - 6,53 % pour le cas éthylène
 - 3,5 % pour le cas HC
- ⑤ La masse spécifique en phase vapeur des HC est prise égale à :
 - $\text{DENS}_G(T) = 1,264 \text{ kg/m}^3$ pour le cas éthylène
 $T = \sqrt{\text{TSER} \times \text{TAMB}} = 270,5 \text{ K}$
 - $\text{DENS}_G(T) = 3,5 \text{ kg/m}^3$ pour le cas HC
 $T = \sqrt{\text{TSER} \times \text{TAMB}} =$
- ⑥ La hauteur du nuage explosible est prise égale à :
 - 6 mètres en zone A
 - 4,5 mètres en zone B
 - 4,85 mètres en zone C

	CRISTALLISATION / REFRIGERATION		ISOMERISATION/LAF/ FRACTIONNEMENT/FG/ PURIFICATION H2		CAS UNITES PARAXYLENE	
	CAS HC	CAS ETHYLENE	CAS HC	CAS ETHYLENE	CAS HC	CAS ETHYLENE
Courbe multi-énergie	6	8	6	8	6	8
Surface encombrée (m ²)	5 355	5 355	5 788	5 788	12 000	12 000
Volume du nuage explosible (m ³)	32 133	32 133	26 046	26 046	58 200	58 200
Rayon de la charge hémisphérique équivalente (m)	24,85	24,85	23,17	23,17	30,29	30,29
Masse participante du nuage (kg)	3 374	2 707	2 735	2 194		
distance Z1 $\Delta p^+ = 17000\text{Pa}$	158	179	158	167	193	218
distance Z2 $\Delta p^+ = 5 000\text{Pa}$	506	506	472	472	617	617

4.4.2 **EXEMPLE N° 2** : **EXPERTISE D'UN ACCIDENT**

Objectif : déterminer la masse participante dans l'explosion de l'UVCE de La Mède (1992).

Cinq étapes successives ont été réalisées pour évaluer la masse participante à l'explosion première :

Etape 1 : **Identification des zones d'encombrement concernées par le nuage explosible.**

Pour appliquer au cas présent, le nuage estimé le jour du sinistre a été découpé en différentes zones. L'indice de la courbe utilisée dans le jeu d'abaques est mentionné entre crochets (Cf. figure ME.11) :

- La première zone correspond à une bande de 30 mètres de large allant du four F301 jusqu'à la rue I, comprenant le vestiaire et la partie Est du Gas Plant. La surface concernée est de l'ordre de 3300 m².
Sous l'hypothèse d'une nappe de 4 m de hauteur, moyenne constatée d'après les traces de combustion, son volume a été estimé à 13200 m³. La zone a été considérée comme partiellement encombrée [courbe indice 3].
- La deuxième zone est constituée par la partie Ouest du Gas Plant et par le MEROX jusqu'à la rue 81. La surface concernée est de l'ordre de 3500 m². Sous l'hypothèse d'une nappe de 6 m de hauteur, valeur fixée a priori, son volume a été estimé à 21000 m³. Cette zone a été prise comme encombrée par des obstacles ou confinée [courbe indice 6]. Pour indication, ce niveau correspond à un pic de surpression positive initial de 0,5 bar.

La zone suivante (2bis) est formée par la partie comprise entre le Gas Plant et les unités Propylène et Cryogénie. La surface est d'environ 900 m². Sous l'hypothèse d'une nappe de 4 m de hauteur, valeur fixée a priori et comparable à la hauteur évoquée pour le Gas Plant compte tenu du talus, le volume a été évalué à 3600 m³. Cette zone a été considérée de niveau équivalent à celui du Gas Plant, du fait de l'absence de discontinuité entre les dégâts constatés de part et d'autre de la rue [courbe indice 6]. Pour cette raison, cette zone a été regroupée avec la précédente.

- La troisième zone comprend le Propylène jusqu'au talus et la Cryogénie. La surface concernée est de l'ordre de 1200 m². Sous l'hypothèse d'une nappe de 4 m de hauteur, valeur estimée à partir des dégâts au niveau de la Cryogénie, son volume a été évalué à 4800 m³. La zone a été considérée comme partiellement encombrée ou confinée mais du fait des dégâts constatés, explicables par le développement de deux pseudo-détonations, le niveau choisi a été majoré [courbe indice 8]. Ce niveau correspond à un pic de surpression positive initial de 2 bars.
- Enfin, la quatrième zone comporte les alentours du poste n°4 jusqu'au talus, une partie des rues H1, I, 81, et un appendice dans la nappe des tuyauteries flanquant le rue H. La surface concernée est estimée à 6 000 m², voire plus. Sous l'hypothèse d'une nappe de 4 m de hauteur, valeur fixée a priori, son volume a été évalué à 24 000 m³. [courbe indice 6] Cette zone a été considérée comme très peu encombrée voire libre

Figure ME..

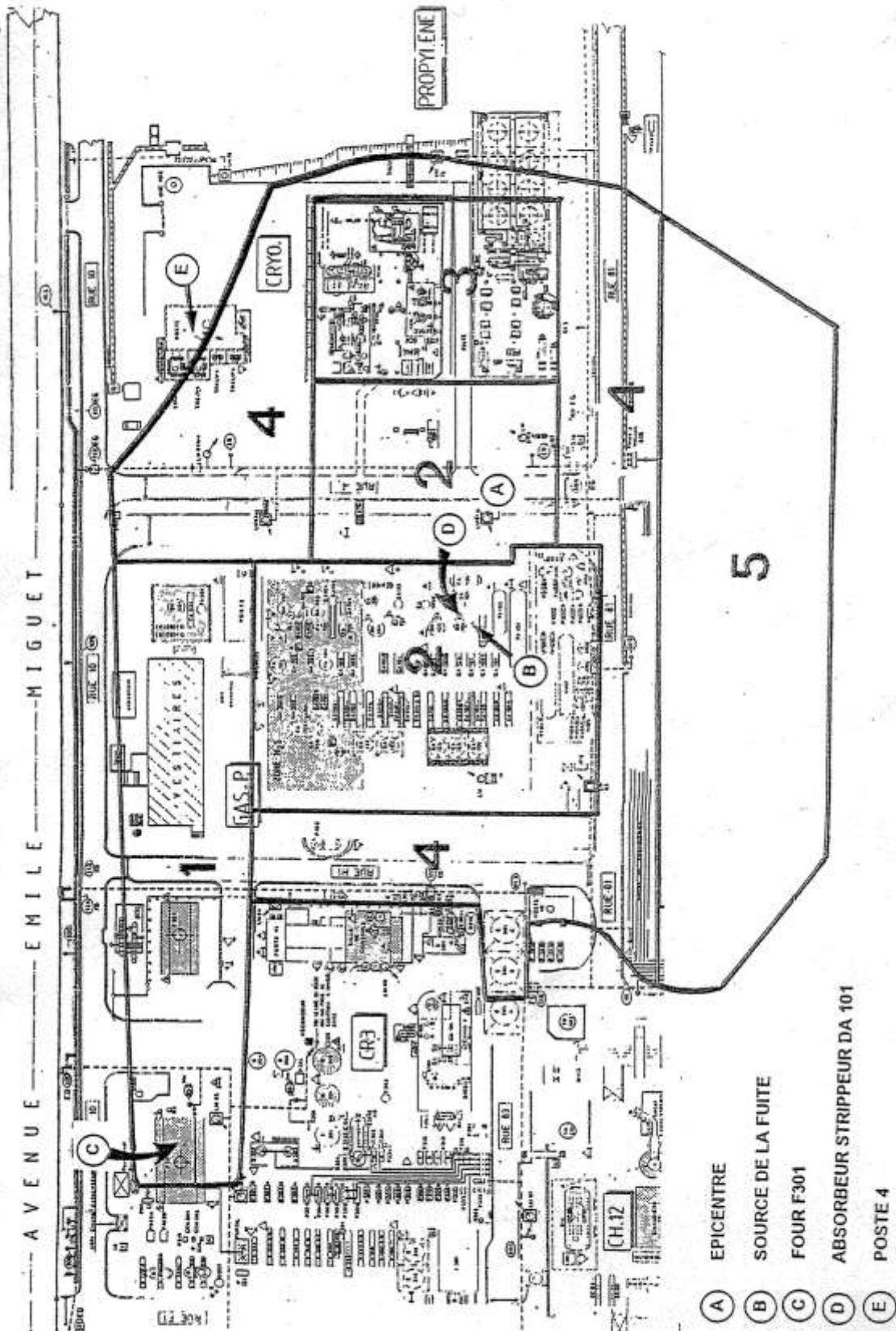


Figure ME.11.

Etape 2 : Estimation du volume V du nuage explosible.

- fonction de la masse MFLUG relâchée.
- ramené à la surface de la zone encombrée impliquée pour une épaisseur moyenne de la nappe gazeuse dans ses limites d'inflammabilité.

Etape 3 : Calcul du rayon Ro du nuage hémisphérique équivalent.

Le volume V est converti en un nuage hémisphérique de rayon Ro, composé d'un mélange combustible homogène de vapeurs d'hydrocarbure et d'air.

$$R_o = (3 V / 2 \pi)^{1/3} \quad (\text{m}) \quad (1)$$

Etape 4 : Calcul de l'énergie de combustion du mélange par unité de volume.

Nous prenons la valeur de $3,7 \cdot 10^6 \text{ J/m}^3$.

$$E = 3,7 \cdot 10^6 \times V \quad (\text{J}) \quad (2)$$

Etape 5 : Calcul du rayon caractéristique R_C

$$R_C = (E/P_0)^{1/3} \quad (\text{m}) \quad (3)$$

avec P₀, la pression atmosphérique en Pa.

Les résultats des étapes 2 à 5 sont repris au tableau ci-après :

Zone	Courbe	Volume (m ³)	Ro (m)	Energie (MJ)	Rayon caractéristique R _C
1	3	13 200	18	48 840	78,4
2	6	21 000	23	91 020	96,5
2bis	6	3 600	}	}	}
3	8	4 800			
4	1	24 000	23	88 800	95,7

Le résultat des calculs peut être visualisé sous la forme d'un graphique (Cf.figure ME.12). A chaque zone est associée une courbe exprimant la surpression en fonction de la distance. Du niveau de surpression le plus élevé vers celui le moins élevé, on retrouve successivement les contributions respectives des zones 3, 2, 1 et 4.

On constate que pour ce qui concerne les effets de pression, les zones qui sont encombrées par des obstacles ou confinées, constituent la contribution principale en terme de surpression engendrée par l'explosion, au point qu'il est possible de ne s'intéresser qu'à celles-ci.

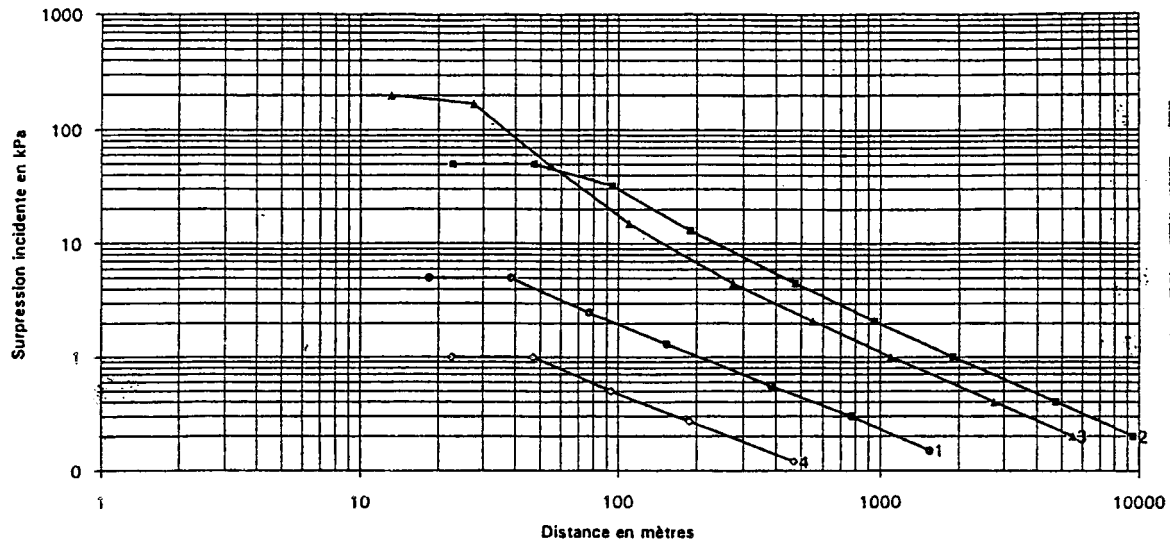


Figure ME.12.

Par ailleurs, au-delà de 10 fois le rayon de la charge hémisphérique initiale, les courbes de surpression indicées 6 et plus sont confondues. En conséquence, il est légitime de ne considérer que les contributions des zones 2, 2bis et 3, et de les assimiler à celle d'une zone unique dont les caractéristiques sont les suivantes :

Zone	Courbe	Volume (m ³)	Ro (m) [1]	Energie (MJ)	Rayon caractéristique Rc
2, 2bis et 3	6 ou +	29 400	24	108 780	102,4

Le résultat que l'on obtient dès lors peut être comparé aux dommages constatés (Cf. figure ME.13). En première approche, la corrélation apparaît significative, mais néanmoins sous-estimée.

L'application de la méthode "multi-énergie" que nous venons de faire conduit à un volume d'environ 30 000 m³, soit 3 tonnes compte tenu des hypothèses effectuées. La masse participante est en conséquence supérieure ou égale à cette estimation.

Une meilleure corrélation par rapport aux dommages constatés est obtenue pour une charge hémisphérique de 29 m, soit un volume d'environ 51 000 m³ (Cf. graphique de la figure ME.14), soit encore environ 5 tonnes compte tenu des hypothèses effectuées.

Cette méthode conduit à retenir 3 tonnes comme quantité minimale et 5 tonnes comme quantité probable.

Pour la zone qui constitue la contribution principale en terme de surpression engendrée par l'explosion pour le champ lointain, nous avons retenu le niveau 6, soit un pic de surpression initial de 50 kPa.

Le calcul ci-après, permet de justifier ce choix. Si l'on retenait en effet la courbe [5] utilisée dans le jeu d'abaques pour qualifier la zone encombrée, on n'obtiendrait pas dans le champ proche les surpressions qui se sont vraisemblablement manifestées. De plus, en admettant que cet argument ne soit pas retenu, il y a lieu de caler cette courbe sur les dégâts constatés dans le champ lointain par une augmentation du rayon de la charge hémisphérique.

Comparaison par rapport aux dommages. Rz = 24 m.

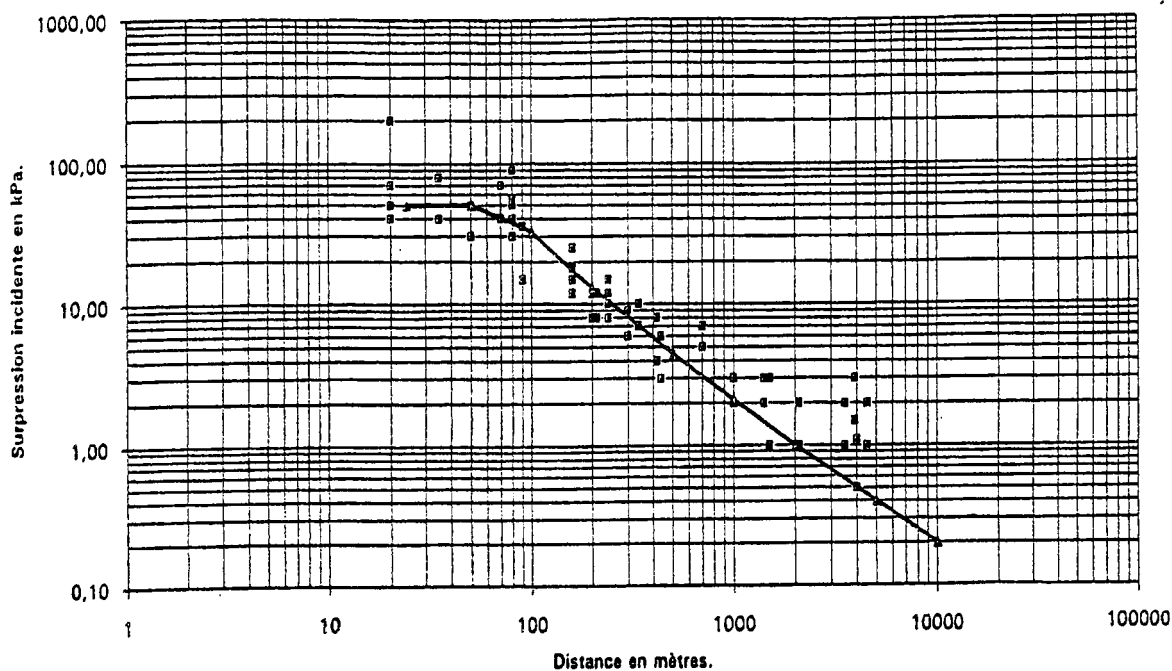
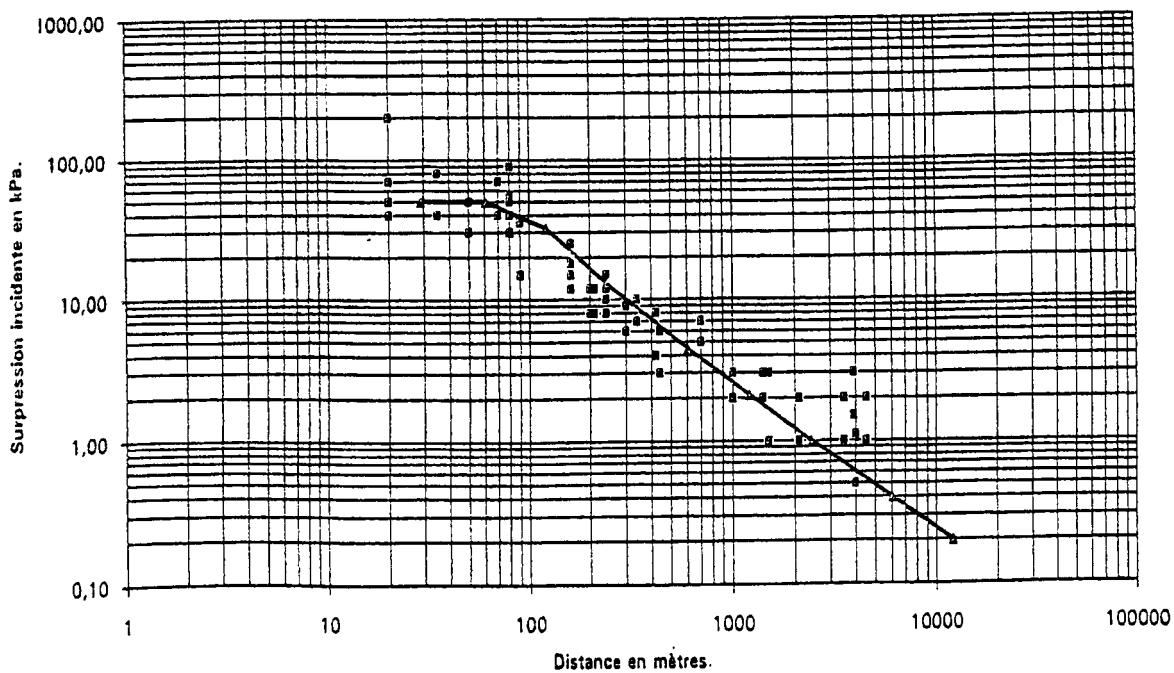


Figure ME.13

Comparaison par rapport aux dommages. Rz = 29 m.



Dans notre cas, il serait alors nécessaire de considérer une charge hémisphérique d'un rayon de 60 m, soit un volume de 452 000 m³. Ce volume n'est pas commensurable avec une zone que l'on pourrait considérer comme encombrée ou confinée telle que le Gas Plant, la Cryogénie et le Propylène.

Par ailleurs comme nous le mentionnions précédemment, l'analyse de l'abaque multi-énergie donné ci-avant (Cf. figure ME.6) permet de constater qu'il n'y a plus lieu de distinguer entre le niveau 6 et supérieur, lorsque l'on se situe dans le champ lointain, soit 10 fois le rayon de la charge hémisphérique équivalente.

Le choix du niveau 6, au plus, est fondé. Il correspond implicitement à une déflagration à vitesse constante d'environ 200 m/s.

En conclusion, nous soulignons que la "méthode multi-énergie" ne permet pas de distinguer les différents combustibles. Elle permet d'interpoler les points de dégâts avec une corrélation significative.

Dans notre cas, il apparaît également que le nuage ayant déflagré violemment est de l'ordre de grandeur du volume encombré que l'on peut avoir au niveau du Gas Plant, du Propylène et de la Cryogénie. Un gradient de concentration et la présence d'aérosols ont également pu favoriser cette déflagration violente.

Le volume qui contribue de façon prépondérante aux effets de pression est de l'ordre de 30 000 m³ au minimum et correspondant à une masse participante à la déflagration dimensionnante de l'ordre de 3 tonnes au minimum et plus probablement de l'ordre de 5 tonnes, compte-tenu des dégâts constatés dans le champ lointain.

4.4.3 **EXEMPLE N° 3** UTILISATION DU MODELE MULTI-ENERGIE POUR QUANTIFIER LES EFFORTS SUR LES BATIMENTS.

1 OBJECTIF

En cas d'explosion en raffinerie, il est nécessaire que toutes les unités puissent être amenées et maintenues dans des conditions stables et sûres, pour éviter tout développement, ou extension du sinistre, principalement en dehors des limites de l'établissement.

Pour atteindre cet objectif, tout équipement de contrôle contenu dans la salle de contrôle et son local technique, nécessaire à la mise en condition de sauvegarde des unités, et le personnel en charge de ces équipements, doivent être protégés contre les effets consécutifs engendrés par l'incident.

Le problème traité est de vérifier les charges et contraintes sur la salle de contrôle d'un complexe d'hydrocraquage composé :

- d'une distillation sous vide
- d'un hydrocraqueur (avec fractionnement et gas plant)
- d'une unité de production et de purification d'hydrogène
- d'un traitement aux amines.

Voir figure ME.15.

2 ETAPES SUCCESSIVES

Huit étapes successives sont réalisées pour évaluer les surpressions incidentes sur les bâtiments :

Etape 1 : Identification des zones d'encombrement concernées par le nuage explosible.

Nous découpons le complexe des unités et sections afférents à l'hydrocraqueur en 10 zones :

zone 1 : Unité de distillation sous vide

Cette zone correspond à un quadrilatère de 80 m par 35 m.

La surface concernée est de 2 800 m²

Le volume encombré peut être estimé à 22 400 m³ en prenant une hauteur moyenne d'obstacles de 8 m.

zone 2 : Unité d'Hydrocraquage

Cette zone correspond à deux quadrilatères successifs de 28m par 60m et de 44m par 84m.

La surface concernée est de 5360 m²

Le volume encombré peut être estimé à 42 880 m³ en considérant une hauteur moyenne des obstacles de 8 m.

zone 3 : Unité d'Hydrogène - Section compresseurs

Cette zone correspond à un quadrilatère de 63 m x 15 m.

La surface impliquée est de 945 m²

Le volume encombré peut être estimé à 7 560 m³ en considérant une hauteur moyenne des obstacles de 8 m.

zone 4 : Unité d'Hydrogène - Section Four

Cette zone est limitée par un rectangle de 25 m de longueur et 21 m de largeur.

La surface concernée est de 518 m²

Le volume encombré y correspondant est de 7763 m³ en considérant une hauteur moyenne des obstacles de 15 m.

zone 5 : Unité d'Hydrogène - partie comprise entre la section compresseurs et l'unité de purification de l'hydrogène.

Cette zone est incluse dans un contour polygonal irrégulier de 113 mètres de périmètre.

La surface de cette zone est de 639 m²

Le volume encombré est estimé à 2556 m³, en considérant une hauteur moyenne de 4 m.

zone 6 : Unité d'Hydrogène - Section réaction

Cette zone est comprise dans un quadrilatère de 24m par 24m.

La surface concernée est de 576 m²

Le volume encombré peut être estimé à 4608 m³, en considérant une hauteur moyenne des obstacles de 8 m.

zone 7 : Unité de Purification d'Hydrogène

Cette zone est un secteur s'étendant sur une aire rectangulaire de 18 m x 30 m.

La surface concernée est de 540 m²

Le volume pouvant être concentré sur cette zone peut être évalué à environ 4320 m³, en considérant une hauteur moyenne de 8m.

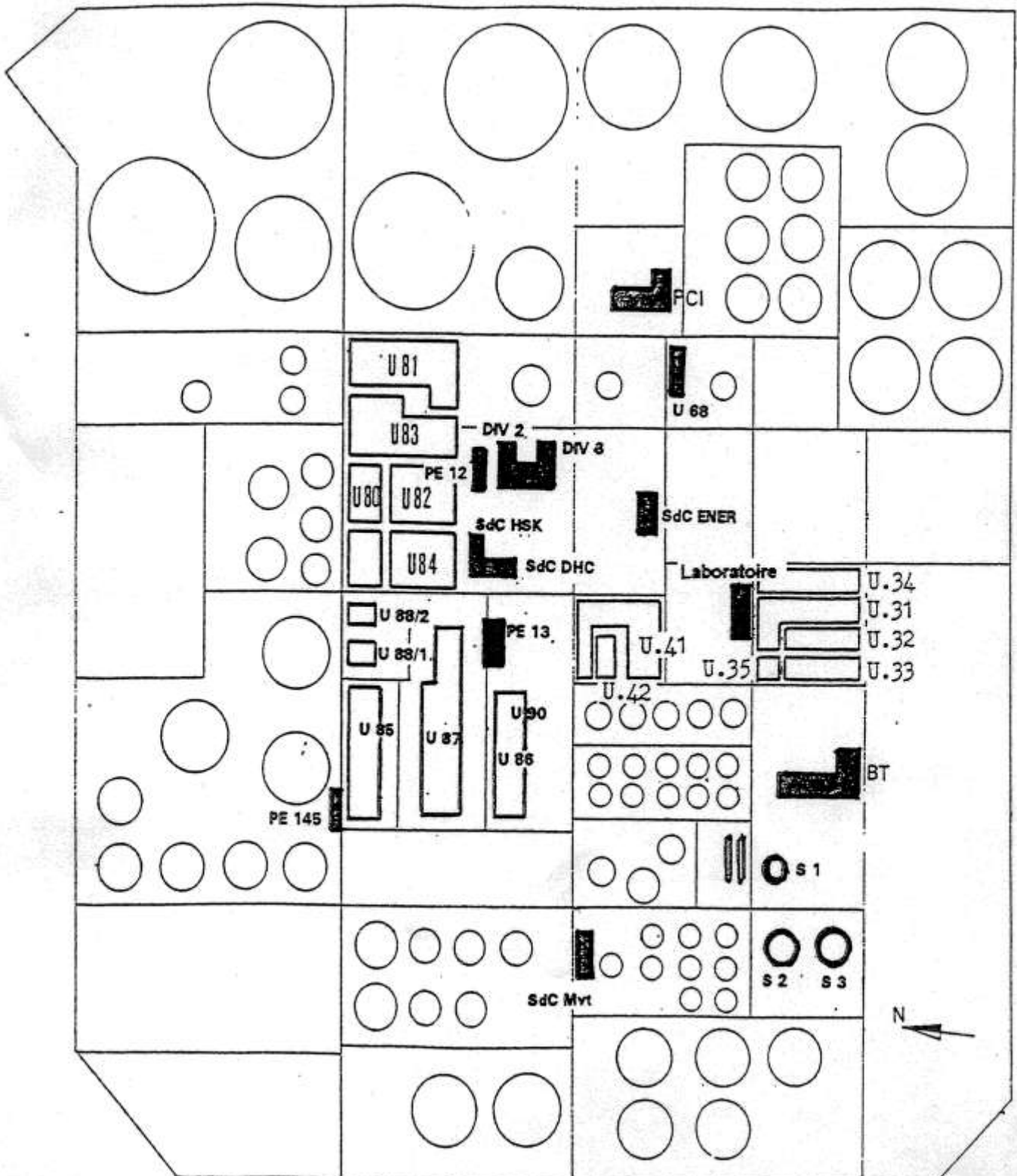
zone 8 : Cumul des zones 3 à 7

Cette zone est incluse dans un contour polygonal irrégulier de 277 mètres de périmètre.

La surface concernée est de 3395 m²

Le volume encombré peut être estimé à 19044 m³.

Figure ME.15.



zone 9 : Unité de traitement aux amines train 1

Cette zone correspond à un quadrilatère de 12 m x 21 m.
La surface concernée est de 252 m²
Le volume encombré est de 2268 m³ en considérant une hauteur moyenne de 9 m.

zone 10 : Unité de traitement aux amines train 2

Cette zone correspond à un quadrilatère de 18 m par 22 m.
La surface concernée est de 396 m² et le volume encombré de 3168 m³, en considérant une hauteur moyenne de 8 m.

Etape 2 : Estimation du volume V du nuage explosible et du rayon de la charge hémisphérique équivalente.

- fonction de la masse MFLUG relâchée
- ramené à la surface de la zone encombrée impliquée pour une épaisseur moyenne de la nappe gazeuse dans ses limites d'inflammabilité prise égale entre 3 m et 6 m suivant la taille moyenne des obstacles.

$$V = \frac{M}{C \times \text{DENS}_G} \quad (\text{m}^3)$$

avec M, la masse participante dans les limites d'explosivité (kg)
C, la concentration du mélange air/HC prise égale à 0,03
DENS_G, la masse spécifique vapeur de l'hydrocarbure prise égale à 2,5 kg/s.

Le volume V est converti en un nuage hémisphérique de rayon Ro, composé d'un mélange combustible homogène de vapeurs d'hydrocarbure et d'air.

$$R_o = \sqrt[3]{\frac{3}{2} V} \quad (\text{m})$$

Nous obtenons pour ces zones identifiées :

Zone		M (kg)	V (m ³)	Ro (m)
zone 1	DSV	3136	22400	22
zone 2	HCR	6003	42880	27.35
zone 3	H2	103	7560	15.34
zone 4	H2	106	7763	15.47
zone 5	H2	35	2556	10.7
zone 6	H2	63	4608	13
zone 7	PSH	59	4320	12.73
zone 8	H2 + PSH	260	19044	20.87
zone 9	DEA/1	317	2268	10.26
zone 10	DEA/2	443	3168	11.48

Etape 3 : Calcul des paramètres réduit de l'approche multi-énergie

1 Energie de combustion du mélange E

Pour les hydrocarbures des coupes C3 → C10 nous retenons la valeur d'énergie de combustion par unité de volume égal à 3,7 10⁶ J/m³.

$$E = 3,7 \cdot 10^6 \times V \quad (\text{J})$$

2 Calcul du rayon caractéristique Rc

$$R_c = (E/P_o)^{1/3} \quad (\text{m})$$

avec Po, la pression atmosphérique en Pa

$$P_o = 101\,325 \text{ Pa}$$

③ Détermination de la distance réduite \bar{R}

$$\bar{R} = x/R_c$$

avec x la distance entre la paroi du bâtiment impliqué et l'épicentre de l'explosion.

Etape 4 : Choix du degré de sévérité de l'explosion

Il s'agit de choisir parmi les 10 courbes (niveaux 1 à 10) du système multi-énergie. Chaque courbe est caractérisée par une surpression positive de pic au sein de l'hémisphère équivalente, donc par une vitesse de déflagration VFLA.

Pour choisir la courbe adéquate nous utilisons l'arbre de décision de la figure ME.2. On obtient :

Zone	courbe multi-énergie	V (m ³)	R _o (m)	E (J)	R _c (m)	M (kg)
zone 1	C6	22400	22	8.288 10 ¹⁰	93.5	3136
zone 2	C6	42880	27.35	1.586 10 ¹¹	116	6003
zone 3	C7	7560	15.34	2.797 10 ¹⁰	65	103
zone 4	C7	7763	15.47	2.872 10 ¹⁰	65.7	106
zone 5	C7	2556	10.7	9.457 10 ⁹	45.3	35
zone 6	C7	4608	13	1.705 10 ¹⁰	55.2	63
zone 7	C7	4230	12.73	1.5984 10 ¹⁰	54	59
zone 8	C7	19044	20.87	7.046 10 ¹⁰	88.6	260
zone 9	C6	2268	10.26	8.39 10 ⁹	43.6	317
zone 10	C6	3168	11.48	1.172 10 ¹⁰	48.7	443

Etape 5 : Calcul de surpression positive incidente de pic au niveau des parois du bâtiment impliqué

① Si on vérifie la condition

$$\bar{R} \geq 2 \quad \text{ou} \quad X \geq 2R_c$$

On peut écrire

$$\ln \bar{\Delta P}_s = a + b \ln \bar{R}$$

avec $\bar{\Delta P}_s = \Delta p^+ / P_0$
 $P_0 = 101\,325 \text{ Pa}$

Pour les différentes courbes de sévérité multi-énergie les valeurs de **a** et **b** sont :

courbes 6,7, 8, 9 et 10	a = -1,23	b = - 0,0969
courbe 5	a = -2.12	b = -1
courbe 4	a = -2.641	b = -1.0255
courbe 3	a = -3.376	b = -1.0313
courbe 2	a = -4.291	b = -0.9885

La surpression positive incidente de pic Δp^+ s'exprime dès lors

$$\bar{\Delta P}_s = \exp a + b \ln \bar{R}$$

$$\Delta p^+ = 101325 \exp a + b \ln \bar{R}$$

② Si on a la condition

$$\bar{R} < 2 \quad \text{ou} \quad X < 2Rc$$

on extrapole la valeur adimensionnelle $\overline{\Delta P_s}$ des courbes multi-énergie impliquées.

$$\overline{\Delta P_s} = f(\bar{R})$$

et $\Delta p^+ = 101\,325 \times \overline{\Delta P_s}$

Etape 6 : Calcul de la durée de la phase positive de l'effet de souffle au niveau des parois du bâtiment

La durée de la phase positive est calculée au départ de la grandeur adimensionnelle \bar{t}^+ , quantité réduite de SACHS, extrapolée des courbes multi-énergie de la figure ME.10 fonctions de la distance réduite \bar{R} .

La durée de la phase positive t^+ de l'effet de souffle s'exprime dès lors :

$$t^+ = \bar{t}^+ \frac{E / P_o^{-4/3}}{C_o} = \bar{t}^+ \frac{Rc}{C_o} \quad (\text{s})$$

avec P_o , la pression atmosphérique

$$P_o = 101\,325 \text{ Pa}$$

$E = 3,7 \cdot 10^6 \text{ J}$, l'énergie de combustion en J

$C_o = 340 \text{ m/s}$, la vitesse du son dans l'atmosphère

t^+ peut également s'exprimer par

$$t^+ = 9,75 \cdot 10^{-3} \bar{t}^+ V^{1/3} \quad (\text{s})$$

avec V , le volume air/HC participant à l'UVCE (m^3)

① Si on vérifie la condition

$$\bar{R} \geq 2 \quad \text{ou} \quad x \geq 2Rc$$

On peut écrire :

$$\ln \bar{t}^+ = c + d \ln \bar{R}$$

Pour les différentes courbes de sévérité multi-énergie les valeurs de c et d sont :

courbe 10	$C = -1,322$	$d = 0,1707$
courbe 9	$C = -1,322$	$d = 0,1707$
courbe 8	$C = -1,1924$	$d = 0,1425$
courbe 7	$C = -1,141$	$d = 0,1313$
courbe 6	$C = -0,983$	$d = 0,0972$
courbe 5	$C = -0,365$	$d = 1,832 \cdot 10^{-3}$
courbe 4	$C = 0,1823$	$d = 0$
courbe 3	$C = 0,693$	$d = 0$
courbe 2	$C = 1,0986$	$d = 0$

La durée de la phase positive peut s'écrire dès lors :

$$t^+ = 9,75 \cdot 10^{-3} V^{1/3} \exp(c + d \ln \bar{R}) \quad (\text{s})$$

② Si on a la condition

$$\bar{R} < 2 \quad \text{ou} \quad x < 2 R_c$$

on extrapole la valeur adimensionnelle \bar{t}^+ des courbes multi-énergie impliquées

$$\bar{t}^+ = f(\bar{R})$$

et $t^+ = f(\bar{t}^+)$

③ CALCUL DES CARACTERISTIQUES DE LA PHASE NEGATIVE DE L'EFFET SOUFFLE

Nous envisageons deux cas :

① Onde de souffle dans le champ lointain

Condition : $x \geq 10 R_o$

Dans le champ lointain le profil d'onde est comparable à celui d'une onde de pression issue d'une détonation : profil triangulaire.

Nous appliquons dès lors les relations tirées du modèle AMEDE qui traite de détonation gazeuse. Ce modèle constitue une approximation acceptable dans notre cas pour le champ lointain :

→ Pic de dépression

$$\ln \frac{\Delta p^-}{P_o} = -0,0341 - 1,3416 \ln (x / R_o) + 0,0354 (\ln x / R_o)^2$$

P_o est la pression atmosphérique

$$P_o = 101\,325 \text{ Pa}$$

et,

$$\Delta p^- = 101\,325 \exp \left[-0,0341 - 1,3416 \ln (x / R_o) + 0,0354 (\ln x / R_o)^2 \right]$$

→ Durée de la phase négative

$$\ln t^- / t_o = 1,7237 - 0,1265 \ln (x / R_o) + 0,0495 (\ln x / R_o)^2$$

$$t_o = R_o / 340 \quad (\text{s})$$

$$\ln t^- / t_o \exp \left[1,7237 - 0,1265 \ln (x / R_o) + 0,0495 (\ln x / R_o)^2 \right]$$

→ Impulsion négative

$$i^- = \frac{\Delta p^- \times t^-}{2} \quad (\text{Pa.s})$$

② Onde de souffle dans le champ proche

Condition : $X < 10 R_o$

Dans le champ proche on a un choc précédant le reste de l'onde de pression, et une phase négative de durée du même ordre de grandeur que celle de la phase positive en R_o .

4 ONDE DE CHOC DE TETE

Lorsque l'on considère la signature d'une déflagration, c'est-à-dire le profil de la surpression positive et négative en fonction du temps, pour une valeur du nombre de Mach de la déflagration supérieure à 0,35, une onde de choc de tête apparaît. L'onde de choc de tête est un pic vertical indéformable se déplaçant suivant une géométrie hémisphérique dans l'espace à une vitesse égale à la vitesse de la déflagration.

Le nombre de Mach de la déflagration vaut :

$$M = VDFL/Co$$

avec

VDFL, la vitesse du front de flammes en régime de déflagration (m/s)
Co, la vitesse du son dans l'air (m/s)

$$Co = 340 \text{ m/s}$$

Le front de flammes agit comme un piston équivalent.

Lorsque le nombre de Mach de la déflagration dépasse 0,7, le profil de pression entre l'onde de choc de tête et le piston équivalent correspondant au pic de surpression positive, est voisin de la solution incompressible, la célérité locale du son sur le piston étant différente de la célérité du son dans le milieu non perturbé, du fait de la compression par l'onde de choc de tête.

Le champ de pression peut donc être calculé à partir du nombre de Mach du piston équivalent au front de flammes :

$$Mp = M (1 - \alpha)^{1/3}$$

avec

α^{-1} , le rapport d'expansion (masse volumique des gaz brûlés/masse volumique des gaz frais)

$(1 - \alpha)$, un terme appelée perméabilité du mélange air/hydrocarbures quantifiant la propension à maintenir la vitesse de flamme.

Le nombre de Mach M_{CH} de l'onde de choc de tête peut être calculé comme suit :

$$\frac{1}{(M_{CH} - 1)} = \left(\frac{2}{3} + \frac{M_p^2}{U^\infty} - f_1 \right)^{-0,5} + \exp \left\{ \frac{1}{(\gamma + 1) M_p^3} \right\} - \left\{ 1 - \left(\frac{1}{M_p^3 (\gamma + 1)} \right) \right\}$$

avec,

$$U^\infty = 2 / (\gamma + 1)^{2/3}$$

$$f_1 = 1,215 - 0,2 \exp \left\{ \frac{0,2}{M_p + 0,397} \right\}$$

Le rapport entre l'onde de choc et la surpression positive de pic est la solution du système d'équation suivant :

➔ Si $0,35 < M \leq 0,5$

Nous définissons une vitesse du son adimensionnelle

$$C = C^+ / C_0$$

avec C^+ la vitesse du son dans l'hydrocarbure en phase vapeur.

$$C^+ = \sqrt{\gamma RT / \text{MOLE}}$$

Alors on a

$$C^2 = 8,65 \cdot 10^{-6} (\gamma RT / \text{MOLE})$$

→ Si $M > 0,5$

$$C^2 = C_p^2 + (\gamma - 1) (2 M_p \sqrt{M_p} \sqrt{u} - 0,5 u^2 - 1,5 M_p^2)$$

où

C_p est la vitesse du son sur le piston équivalent du front de flammes

$$C_p^2 = 1 + (\gamma - 1) M_p^2 \left(\frac{3}{2} - f_2 \left\{ \frac{1,5 U^\infty M_p^2}{U^\infty + 1,5 M_p^2} \right\}^{0,5} \right)$$

$$f_2 = \frac{1,59 + 30 M_p^2}{1 + 30 M_p^2}$$

et u est une solution de l'équation

$$\frac{r}{R_0} M = M_p^{3/2} \left(u + \frac{1}{C_p^2} (M_p^3 - 4,5 M_p^2 u + 4 M_p \sqrt{M_p} \sqrt{u} - 0,5 u^3) \right)$$

avec

r , la distance radiale (m)

R_0 , la longueur de flamme (m)

Le rapport entre l'onde de choc de tête et la surpression positive de pic s'exprime par le paramètre :

$$\mu = \Delta p_{sh} / \Delta p^+$$

$\mu = 1$ dans le champ lointain (onde triangulaire)

$0 \leq \mu \leq 1$ dans le champ proche, selon la valeur du nombre de Mach.

$$\mu = g_1 (M_{CH}) / g_2 (C^2, Ms)$$

$$g_1 (M_{CH}) = \frac{2\gamma}{\gamma + 1} (M_{CH}^2 - 1)$$

$$g_2(C^2, M_{CH}) = \left\{ \frac{C^2 (\gamma + 1) M_{CH}^2}{(\gamma - 1) M_{CH}^2 + 2} \right\}^{\gamma/\gamma-1} \times \left\{ 1 + \frac{2\gamma}{(\gamma + 1)} (M_{CH}^2 - 1) \right\}^{\frac{1}{1-\gamma}}$$

5 APPLICATION POUR DES DEFLAGRATIONS RAPIDES DUES A DES UVCE MINEURS ET MAJEURS

Nous appliquons les équations développées ci-avant à des UVCE correspondant aux courbes multi-énergie C1 à C7.

- vitesse du son dans l'air : $C_0 = 340$ m/s
- Perméabilité du mélange air/HC en phase vapeur : $(1 - \alpha) = 0,87$
- Rapport des chaleurs spécifiques pour le mélange air/HC : $\gamma = 1,4$

	COURBES MULTI-ENERGIE							
	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8→10
VITESSE DE DEFLAGRATION VDFL (m/s)	12	37	56	80	130	220	320	>340
SURPRESSION POSITIVE DE PIC Δp^+ (Pa)	1013	2026	5066	10132	20265	50662	101325	>200000
NOMBRE DE MACH DE LA DEFLAGRATION M	0,035	0,1088	0,1647	0,235	0,382	0,647	0,941	> 1
NOMBRE DE MACH DU PISTON EQUIVALENT M_p	0,0337	0,104	0,157	0,224	0,365	0,618	0,8985	> 1
NOMBRE DE MACH DE L'ONDE DE CHOC M_{CH}	PAS DE CHOC	PAS DE CHOC	PAS DE CHOC	0,423	0,7	1,169	1,661	jusqu'à 7
RAPPORT ONDE DE CHOC/SURPRESSION POSITIVE DE PIC μ	0	0	0	0,25	0,377	0,409	1	1
SURPRESSION D'ONDE DE CHOC Δp_{choc} (Pa)	0	0	0	2533	7640	20730	101325	200000 → 1000000

6 PRESSION REFLECHIE

Les propriétés dimensionnantes de l'onde de pression sont :

- la vitesse de l'onde de choc de tête
- la vitesse des particules ou vitesse de pointe du souffle
- le pic de pression dynamique
- le pic de pression réfléchi.

La vitesse de l'onde de choc est donnée par la relation

$$U = C_0 \left(1 + \frac{\gamma + 1}{2\gamma} \frac{\Delta p^*}{P_{ATM}} \right)^{0,5}$$

avec

C_0 la vitesse du son dans l'air en (m/s)

P_{ATM} la pression absolue ambiante en aval de l'onde de choc de tête en (Pa)

$$\Delta p^* = \frac{1}{2} (\Delta p^+ + \Delta p_{SH}^-)$$

→ dans le champ lointain nous avons

$$\Delta p^* = \frac{2\Delta p^+}{2} = \Delta p^+$$

avec

$$\Delta p_{CH} = \Delta p^+$$

→ dans le champ proche nous avons

$$0,5 \Delta p^+ \leq \Delta p^* \leq \Delta p^+$$

Pour l'air ambiant $\gamma = 1,4$, et dès lors

$$U = C_o \left(1 + \frac{6 \Delta p^*}{7 P_{ATM}} \right)^{0,5}$$

la vitesse des particules u est donnée par l'expression

$$u = \frac{C_o \Delta p^*}{\gamma P_{ATM}} \left(1 + \frac{\gamma + 1}{2 \gamma} \frac{\Delta p^*}{P_{ATM}} \right)^{-0,5}$$

avec $\gamma = 1,4$ cela donne

$$u = \frac{5 C_o \Delta p^*}{7 P_{ATM}} \left(1 + \frac{6 \Delta p^*}{7 P_{ATM}} \right)^{-0,5}$$

La pression dynamique de pic q^o est définie par

$$q^o = \frac{1}{2} \rho u^2$$

où ρ est la masse spécifique de l'air derrière l'onde de choc de tête

Cette expression peut encore s'écrire

$$q^o = \frac{\Delta p^{*2}}{2 \gamma P_{ATM} + (\gamma - 1) \Delta p^*}$$

Pour $\gamma = 1,4$ on obtient dès lors,

$$q^o = \frac{5}{2} \frac{\Delta p^{*2}}{(7 P_{ATM} + \Delta p^*)}$$

Le pic de surpression positive réfléchi, qui se produit si l'onde de surpression rencontre une surface plane suivant une incidence normale, est :

$$Pr = 2 \Delta p^* + (\gamma + 1) q^o$$

avec $\gamma = 1,4$

$$Pr = 2 \Delta p^* + 2,4 q^o$$

Substituant l'expression de q^o nous pouvons écrire

$$Pr = 2 \Delta p^* \left(\frac{7 P_{ATM} + 4 \Delta p^*}{7 P_{ATM} + \Delta p^*} \right)$$

7 RAPPORT MULTIPLICATEUR D'ONDE REFLECHIE INCIDENTE λ

Nous définissons ce paramètre comme le rapport entre la surpression positive réfléchie et la surpression positive incidente de pic :

$$\lambda = \frac{Pr}{\Delta p^+}$$

Nous mettons en exergue les points suivants :

→ $\Delta p^+ = \Delta p_{ch}$
 dans le champ lointain
 $x > 10 R_0$

→ $\Delta p_{ch} = \mu \Delta p^+$
 dans le champ proche
 $x \leq 10 R_0$
 avec $0,2 \leq \mu \leq 1$

Pour les courbes multi-énergie C1 à C7, nous obtenons dans le champ proche ($x \leq 10 R_0$)

	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7
Δp^+ (Pa)	1013	2026	5066	10 132	20 265	50 662	101 325
Δp_{ch} (Pa)	0	0	0	2533	7640	20 730	101 325
Δp^* (Pa)	506	1013	2533	6332	13 952	35 696	101 325
q° (Pa)	1	3,6	22,5	140	673	4276	31 664
Pr (Pa)	1014	2035	5120	13 000	29 519	81 654	278 643
λ (-)	1	1,004	1,01	1,28	1,456	1,611	2,75

Pour des surpressions positives de pic comprises entre les courbes C6 et C7, on obtient :

→ $\Delta p^+ = 60\ 000$ $\lambda = 2,06$

$\Delta p_{ch} = 42\ 841$ Pa
 $\Delta p^* = 51\ 420$ Pa
 Pr = 123 696 Pa

→ $\Delta p^+ = 70\ 000$ $\lambda = 2,135$

$\Delta p_{ch} = 50\ 992$ Pa
 $\Delta p^* = 60\ 496$ Pa
 Pr = 149 519 Pa

→ $\Delta p^+ = 80\ 000$ $\lambda = 2,21$

$\Delta p_{ch} = 59\ 375$ Pa
 $\Delta p^* = 69\ 687$ Pa
 Pr = 176 780 Pa

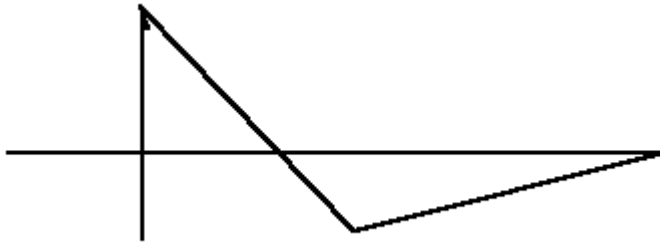
→ $\Delta p^+ = 90\ 000$ $\lambda = 2,28$

$\Delta p_{ch} = 67\ 967$ Pa
 $\Delta p^* = 78\ 983$ Pa
 Pr = 205 452 Pa

Rapport utilisé

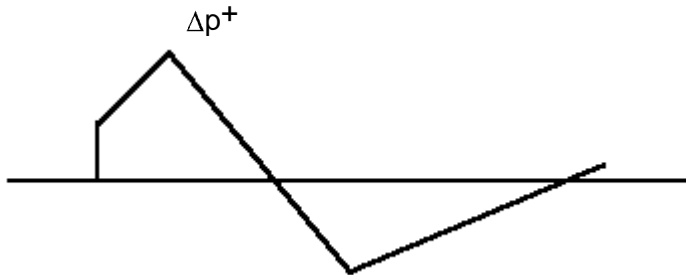
- La signature de l'onde de pression dans le champ lointain présente le profil suivant :

$$\Delta p^+ = \Delta p_{ch}$$



$$\frac{Pr}{\Delta p^+} \geq 2,1 \text{ dans tous les cas}$$

- La signature dans le champ proche est la suivante :



$$\frac{Pr}{\Delta p^+} \approx 1 \text{ pour } \Delta p^+ \leq 5\,066 \text{ Pa}$$

$$\frac{Pr}{\Delta p^+} \approx 1,6 \text{ pour } \Delta p^+ \leq 50\,000 \text{ Pa}$$

$$\frac{Pr}{\Delta p^+} \geq 2,2 \text{ pour } \Delta p^+ \geq 75\,000 \text{ Pa}$$

IDENTIFICATION SYSTEME CIBLE : SALLE DE CONTROLE DHC

1 DONNEES D'ENTREE

Identification UVCE	COURBE MULTI ENERGIE	V (m3)	Ro (m)	E (J)	Rc (m)	X (m)
U85	6	22400	22	$8.288 \cdot 10^{10}$	93.5	189
U87	6	42880	27.35	$1.586 \cdot 10^{11}$	116	141
U86/1	7	7560	15.34	$2.797 \cdot 10^{10}$	65	123
U86/2	7	7763	15.47	$2.872 \cdot 10^{10}$	65.7	207
U86/3	7	2556	10.7	$9.457 \cdot 10^9$	45.3	129
U86/4	7	4608	13	$1.705 \cdot 10^{10}$	55.2	180
U90	7	4320	12.73	$1.5984 \cdot 10^{10}$	54	144
U86/1-3-4+U90	7	19044	20.87	$7.046 \cdot 10^{10}$	88.6	148
U88/1	6	2268	10.26	$8.39 \cdot 10^9$	43.6	135
U88/2	6	3168	11.48	$1.172 \cdot 10^{10}$	48.7	124

② PHASE POSITIVE DE L'EFFET DE SOUFFLE

UVCE	R	t ⁺ (s)	Δp ⁺ (Pa)	i ⁺ (Pa x s)
U85	2.02	0.105	13999	1320
U87	1.22	0.123	24145	2664
U86/1	1.89	0.063	16980	966
U86/2	3.15	0.072	8646	313
U86/3	3.06	0.049	8912	221
U86/4	3.26	0.061	8332	256
U90	2.66	0.057	10692	306
U86/1-3-4+U90	1.67	0.083	20030	1505
U88/1	3.09	0.051	8809	227
U88/2	2.54	0.056	10901	306

③ PHASE NEGATIVE DE L'EFFET DE SOUFFLE

t ⁻ (s)	Δp ⁻ (Pa)	i ⁻ (Pa x s)
0.105	7000	367
0.123	12702	742
0.063	8490	269
0.256	3830	491
0.176	3956	349
0.216	3682	398
0.206	4655	481
0.083	10015	419
0.169	3908	331
0.185	4914	455

④ CHARGES MAXIMALES AGISSANT SUR LES PAROIS FRONTALES

IDENTIFICATION UVCE	Δp _{CH} (Pa)	Δp ⁺ (Pa)	q ^o (Pa)	Pr (Pa)	t ⁺ (s)	Δp ⁻ (Pa)	t ⁻ (s)
U85	5726	13999	338	20537	0.105	7000	0.105
U87	9875	24145	996	36411	0.123	12702	0.123
U86/1	6945	16980	496	25115	0.063	8490	0.063
U86/2	8646	8646	260	17917	0.072	2830	0.256
U86/3	8912	8912	276	18488	0.049	3956	0.176
U86/4	8332	8332	242	17245	0.061	3682	0.216
U90	10692	10692	397	22337	0.057	4655	0.206
U86/1-3-4+U90	8192	20030	688	29874	0.083	10015	0.083
U88/1	8809	8809	270	18267	0.051	3908	0.169
U88/2	10901	10901	412	22793	0.056	4914	0.185

⑤ CHARGES MAXIMALES AGISSANT SUR LE TOIT

UVCE	Δp ⁺ (Pa)	t ⁺ (s)	Δp ⁻ (Pa)	t ⁻ (s)
U85	13999	0.105	7000	0.105
U87	24145	0.123	12072	0.123
U86/1	16980	0.063	8490	0.063
U86/2	8646	0.072	3830	0.256
U86/3	8912	0.049	3956	0.176
U86/4	8332	0.061	3682	0.216
U90	10692	0.057	4655	0.206
U86/1-3-4+U90	20030	0.083	10015	0.083
U88/1	8809	0.051	3908	0.169
U88/2	10901	0.056	4914	0.185

⑥ CRITERES DE SURPRESSION DEVANT ETRE SUPPORTES PAR LE SYSTEME OU BATIMENT

paroi frontale	:	36 411 Pa pendant 0,123 s
toit	:	24 145 Pa pendant 0,123 s

5. ECLATEMENT DE CAPACITES ET DE RESERVOIRS ATMOSPHERIQUES

5.1. SYSTEMES CONCERNÉS

Par capacités sous pression on entend les équipements suivants :

- 1) les réacteurs
- 2) les capacités telles que colonnes, tours, séparateurs ballons, calandres d'échangeur.
- 3) les réservoirs de stockage sous faible pression.

Les stockages de GPL sous pression sont discutés quant à eux dans la quantification du BLEVE.

Le relâchement brutal d'énergie consécutif à la rupture d'une capacité sous pression ou d'un réservoir, va engendrer des ondes de pression et générer des fragments animés de vitesses élevées, pouvant causer des dommages à l'homme et des dégâts aux biens.

Un éclatement d'une capacité sous pression ou d'un réservoir peut être le fait de phénomènes physiques totalement différents :

- 1) réaction d'emballement d'un réacteur : nous parlerons **d'explosion confinée**
- 2) conséquence d'une surchauffe excessive d'une capacité soumise au feu, par exemple : nous parlerons **d'explosion physique** pour laquelle il n'y a pas de combustion interne; la condition est d'avoir une phase vapeur ou gazeuse, ou une phase liquide surchauffée.
- 3) réaction de combustion dans une capacité : il s'agit à nouveau d'une explosion confinée.
- 4) inflammation d'un mélange de vapeurs dans ses limites d'inflammabilité : nous parlerons **d'explosion thermique** ; c'est le cas de l'explosion des réservoirs de stockage atmosphérique.

5.2. ENERGIE INTERNE

Dans le cas d'une explosion physique l'énergie interne est de deux ordres :

- Si la capacité contient des gaz comprimés, l'énergie interne sera l'énergie de détente adiabatique des gaz jusqu'à la pression atmosphérique, et peut être calculée par la formule de BRODE :

$$E_{1i} = \frac{\Delta p V_0}{(\gamma - 1)} \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.ECL.1})$$

- Si la capacité contient un liquide surchauffé, l'énergie interne sera l'énergie de vaporisation du liquide après rupture de la capacité.

Soit e_i le travail effectué par la vaporisation du liquide :

$$e_i = u_1 - u_2 \quad (\text{J/kg}) \quad (\text{eq.ECL.2})$$

$$u_i = h_i - p_i v_i \quad (\text{J/kg}) \quad (\text{eq.ECL.3})$$

$$h_i = c_p \times T_i \quad (\text{J/kg}) \quad (\text{eq.ECL.4})$$

$$u_1 = \text{CSPE}(T) \times (T) - (\Delta p \times V_{\text{LIQ}}) \quad (\text{eq.ECL.4})$$

$$u_2 = (1 - X) h_l + X h_g - (1 - X) P_{\text{ATM}} v_l - X P_{\text{ATM}} v_g \quad (\text{eq.ECL.5})$$

avec u , l'énergie interne spécifique (J/kg)
 h , l'enthalpie spécifique (J/kg)
 p , la pression absolue (Pa)
 V , le volume spécifique (m^3/kg)
 CSPE, C_p , la chaleur spécifique (J/kg K)
 l'indice l s'applique à la phase liquide
 l'indice g s'applique à la phase gazeuse

$$T = T_{SER} + \Delta T \quad (K) \quad (eq.ECL.6)$$

ΔT est la surchauffe accidentelle

$$X = 1 - \exp \left\{ \frac{CSPE(T)}{CVAP(TBUL)} (TBUL - T) \right\} \quad (eq.ECL.7)$$

X est la fraction vaporisant

$$h_l = CSPE(T') \times T' \quad (J/kg) \quad (eq.ECL.8)$$

l'enthalpie et la fraction liquide après le flash

$$T' = \sqrt{T \times T_{AMB}} \quad (eq.ECL.9)$$

$$h_g = C_{pg}(T_{AMB}) \times T_{AMB} \quad (J/kg) \quad (eq.ECL.10)$$

l'enthalpie de la fraction flashée

$$v_l = (1 - x) / DENS_L(T') \quad (m^3/kg) \quad (eq.ECL.11)$$

le volume spécifique liquide après flash

$$v_g = \frac{X \times T_{AMB} \times R}{P_{ATM}} \quad (m^3/kg) \quad (eq.ECL.12)$$

le volume spécifique gazeux après flash

avec R la constante de gaz parfait en J/kg K

$$E_{2i} = e_i \times V_{LIQ} \times DENS_L(T) \quad (J) \quad (eq.ECL.13)$$

Pour une explosion physique on peut bien entendu avoir :

$$E_i = E_{1i} + E_{2i} \quad (J) \quad (eq.ECL.14)$$

Plus les pressions auxquelles cèdent les contenants sont importantes en nombre d'atmosphères, plus les résultats obtenus sont plausiblement physiques.

A contrario, plus les contenants considérés travaillent à une pression voisine de l'atmosphère, moins les résultats obtenus sont fiables.

Ceci est dû notamment au fait que, dans le cas d'une explosion thermique par exemple, moins la surpression (par rapport à l'atmosphère) à laquelle cède l'enceinte est importante, moins il est possible de faire la part de l'onde de choc due à l'éclatement de l'enceinte elle-même par rapport à l'onde de choc de l'explosion non confinée résiduelle du produit mis à l'atmosphère et non consommé par l'explosion initiale, celle qui a conduit à l'éclatement de l'enceinte.

5.3. EFFETS CONSEQUENCES

Deux effets sont quantifiés :

- L'onde de surpression positive due à la détente adiabatique de la phase gazeuse ou vapeur et/ou du flash du liquide surchauffé contenu dans la capacité,
- L'effet missiles consécutif à la fragmentation de la capacité.

L'énergie du système, disponible pour les effets conséquences, est définie comme l'énergie résiduelle après rupture de l'enceinte, c'est-à-dire l'énergie pouvant participer à la production de missiles, d'ondes de surpression ou de flux thermique.

$$ENER = E_i - E_i' - E_{DP} - E_{fr} \quad (J) \quad (eq.ECL.17)$$

avec

E_i l'énergie interne du système
 E_i' l'énergie interne du système perdue dans la détente adiabatique
 E_{DP} l'énergie de déformation plastique de l'enceinte
 E_{fr} l'énergie de fracture de l'enceinte

Avec une détente adiabatique une partie de l'énergie interne est perdue, soit :

$$E_i' = \frac{P_{ATM} \times V_{REF}}{\gamma - 1} \quad (J) \quad (eq.ECL.18)$$

Avec P_{ATM} : la pression atmosphérique
 V_{REF} : le volume ramené aux conditions de référence.

Dans le cas d'une fracture ductile, de l'énergie supplémentaire est perdue dans une détente des gaz due à la variation de volume du composant en fracture (énergie absorbée par l'enceinte sous pression).

Le volume du composant en fracture s'exprime :

$$V_{GAZF} = V_{GAZ} (1 + \epsilon_{fr}) \quad (m^3) \quad (eq.ECL.19)$$

ϵ_{fr} est la fraction de déformation du matériau de l'enceinte à la rupture.

$\epsilon_{fr} = 0,06$ à $0,1$ pour les aciers alliés
 $\epsilon_{fr} = 0,38$ pour les aciers au carbone

Posant

$$E_i'' = \frac{1}{(1 + \epsilon_{fr})^{3\gamma-3}} (E_i - E_i') \quad (J) \quad (eq.ECL.20)$$

et calculant l'énergie de déformation plastique :

$$E_{DP} = \frac{1}{(1 + \epsilon_{fr})^{3\gamma-3}} \left\{ \frac{PECL \times V_{GAZ}}{\gamma - 1} - \frac{P_{ATM} \times V_{REF}}{\gamma - 1} \right\} \quad (J) \quad (eq.ECL.21)$$

l'énergie résiduelle ENER se répartit dès lors en énergie de fragmentation (missiles) et en énergie d'onde de choc :

$$ENER = E_i'' - E_{DP} - E_{FR} = EMIS + ECHO \quad (J) \quad (eq.ECL.22)$$

$$EMIS = F \cdot ENER \quad (J) \quad (eq.ECL.23)$$

$$ECHO = (1 - F) \cdot ENER \quad (J) \quad (eq.ECL.24)$$

avec $F = 0,6$ pour une rupture ductile
 $F = 0,2$ pour une rupture fragile

Pour une explosion confinée, thermique ou physique (cas détente adiabatique seul) on peut écrire :

$$E_{CHO} = (1 - F) \frac{\Delta p \times V}{K_1} \quad (J) \quad (\text{eq.ECL.25})$$

$$E_{MIS} = F \frac{\Delta p \times V}{K_1} \quad (J) \quad (\text{eq.ECL.26})$$

	Δp	K_1	F
Explosion physique			
→ rupture fragile	P SER - PATM	$(\gamma - 1)$	0.2
→ rupture ductile	1.1 PTAR*	$(\gamma - 1) (1 + \varepsilon_{fr})^{3\gamma-3}$	0.6
Explosion confinée			
→ rupture fragile	6.5 P SER	$(\gamma - 1)$	0.2
→ rupture ductile	7.5 P SER	$(\gamma - 1) (1 + \varepsilon_{fr})^{3\gamma-3}$	0.6
explosion thermique			
→ réservoir à toit frangible	10 x P FR*	$(\gamma - 1)$	0.6
→ rupture non frangible	1.5 P SER	$(\gamma - 1) (1 + \varepsilon_{fr})^{3\gamma-3}$	0.6

- PTAR est la pression de tarage de la soupape
- PFR est la valeur de rupture de la liaison frangible.

5.4. QUANTIFICATION DE L'ONDE DE SURPRESSION POSITIVE POUR LES CAPACITES SOUS PRESSION.

5.4.1 ENERGIE DE DETENTE ADIABATIQUE DE LA PHASE GAZEUSE OU VAPEUR

Nous utilisons le concept d'équivalent TNT :

$$M_{TNT} \times Q_{TNT} = (1 - F) \frac{\Delta p \times V}{K_1} \quad (J) \quad (\text{eq.ECL.27})$$

$$M_{TNT} \times = \left(\frac{1 - F}{Q_{TNT}} \right) \frac{\Delta p \times V}{K_1} \quad (kg) \quad (\text{eq.ECL.28})$$

avec Q_{TNT} la chaleur de combustion de TNT
soit $Q_{TNT} = 4,69 \cdot 10^6 \text{ J/kg}$

Appliquant la courbe TNT TM5-1300 de la figure ECL.1. nous obtenons la relation :

$$R_{11} = \lambda (M_{TNT})^{1/3} \quad (m) \quad (\text{eq.ECL.29})$$

avec $\lambda = f(\Delta p^+)$ le paramètre distance réduite

Pour les seuils UFIP et SEI nous obtenons :

$\Delta p^+ = 70\,000 \text{ Pa}$	risque létal direct (seuil UFIP)	→	$\lambda = 3,8$
$\Delta p^+ = 30\,000 \text{ Pa}$	destructions et dégâts lourds (seuil UFIP)	→	$\lambda = 6,1$
$\Delta p^+ = 17\,000 \text{ Pa}$	risque létal indirect (seuil SEI)	→	$\lambda = 7,83$
$\Delta p^+ = 14\,000 \text{ Pa}$	(parfois demandée par la DRIRE) (seuil UFIP et SEI)	→	$\lambda = 10,05$
$\Delta p^+ = 5\,000 \text{ Pa}$	Blessures et dégâts réparables (seuil UFIP et SEI)	→	$\lambda = 25,5$

et

$$R_{11} = 0,0227x \left[(1-F) \frac{\Delta p \times V_{GAZ}}{K_1} \right]^{1/3}$$

$$\Delta p^+ = 70\ 000\ \text{Pa} \quad (\text{eq.ECL.17})$$

Risque létal direct

$$R_{11} = 0,04677 \times \left[(1-F) \frac{\Delta p \times V_{GAZ}}{K_1} \right]^{1/3}$$

$$\Delta p^+ = 17\ 000\ \text{Pa} \quad (\text{eq.ECL.18})$$

Risque létal indirect

$$R_{13} = 0,06 \times \left[(1-F) \frac{\Delta p \times V_{GAZ}}{K_1} \right]^{1/3}$$

$$\Delta p^+ = 14\ 000\ \text{Pa (DRIRE)} \quad (\text{eq.ECL.19})$$

pour risque létal indirect

$$R_{21} = 0,0364x \left[(1-F) \frac{\Delta p \times V_{GAZ}}{K_1} \right]^{1/3}$$

$$\Delta p^+ = 30\ 000\ \text{Pa} \quad (\text{eq.ECL.20})$$

Destruction

$$R_{31} = 0,1523 \times \left[(1-F) \frac{\Delta p \times V_{GAZ}}{K_1} \right]^{1/3}$$

$$\Delta p^+ = 5\ 000\ \text{Pa} \quad (\text{eq.ECL.21})$$

Blessures et dégâts réparables.

5.4.2 EFFET DE SOUFFLE DU AU FLASH ADIABATIQUE

La figure ECL.2 propose un faisceau de courbes donnant la surpression positive Δp^+ en fonction de la distance réduite λ . Chaque courbe a pour identifiant la valeur de la surchauffe ΔT de la phase liquide contenue dans la capacité.

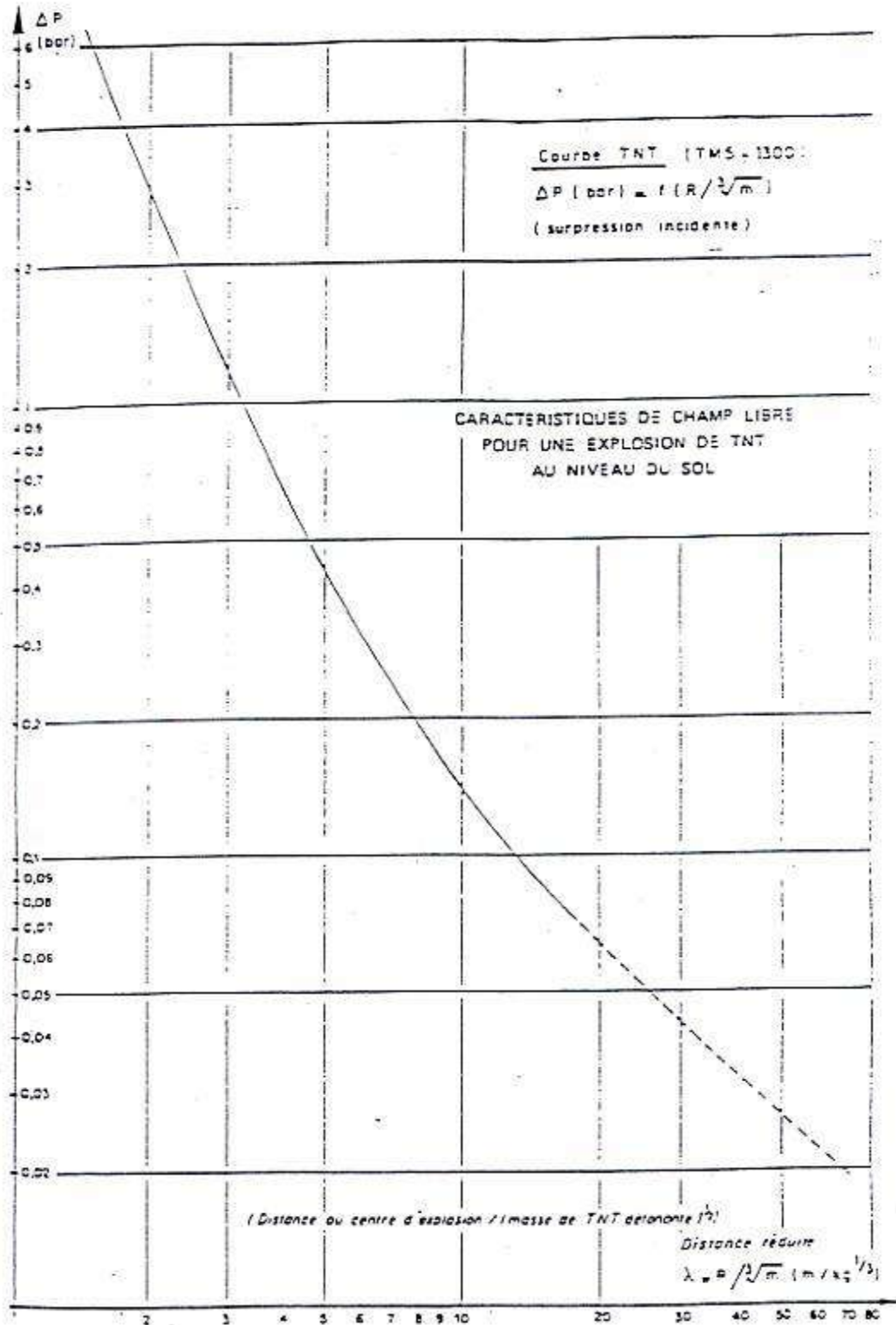
La surchauffe ΔT est une donnée procédé.

On choisit la courbe correspondant à la surchauffe directement supérieure à la ΔT .

Pour un seuil Δp^+_i prédéterminé on extrapole le λ_i
avec

$$\lambda = R / (2 \times MFLU)^{1/3} \quad (\text{eq.ECL.34})$$

Figure ECL.1
 Courbes TNT TMS - 1300



et

$$R_{i2} = \lambda_{i2} (2 \times \text{MFLU})^{1/3} \text{ (m)}$$

(eq.ECL.35)

Paramétrisation des courbes $\Delta p^+ = f(\Delta T)$

	$\Delta T = 10$		$\Delta T = 20$		$\Delta T = 50$		$\Delta T = 100$		$\Delta T = 150$		$\Delta T = 200$	
	X	Y	X	Y	X	Y	X	Y	X	Y	X	Y
1	0,22	0,4	0,42	0,7	0,26	2	0,3	3	0,33	4	0,4	4
2	1,5	0,03	1,45	0,07	1,25	0,2	1,04	0,5	1,1	0,7	1,1	0,9
3	3	0,01	2,45	0,03	1,7	0,12	2	0,2	2	0,3	2	0,4
4	4	0,006	3,55	0,013	2,45	0,07	3	0,12	3,8	0,12	3,7	0,17
5	4,6	0,004	5,25	0,006	4	0,03	5	0,05	6	0,06	5,3	0,09
6	6	0,002	6,8	0,004	7	0,01	8,2	0,03	9	0,03	8,7	0,04
7			8	0,002	8,3	0,006	10,1	0,01	15	0,01	12	0,02
8					9,8	0,004	10,4	0,006	17,5	0,006	18,5	0,01
9					11	0,002	15	0,004	20	0,004	22	0,005
10							17	0,002	22	0,002	29	0,002

- Pour une courbe $\Delta T = 10, 20, 50, 100, 150$ ou 200 , entre 2 points (X_i, Y_i) et (x_{i+1}, Y_{i+1}) on extrapole linéairement en coordonnées logarithmiques (ln/ln), soit, y , tel que $y_{i+1} < y < y_i$
 $\ln y = a \ln x + b$

$$a = \frac{\ln y_{i+1} - \ln y_i}{\ln x_{i+1} - \ln x_i} \quad (\text{eq.ECL.36})$$

$$b = \ln y_i - a \ln x_i \quad (\text{eq.ECL.37})$$

$$y = \frac{\Delta p_j^+}{10^5} \quad (\text{eq.ECL.38})$$

$$\lambda_j = x = \exp \left\{ \frac{\ln y - b}{a} \right\} \quad (\text{eq.ECL.39})$$

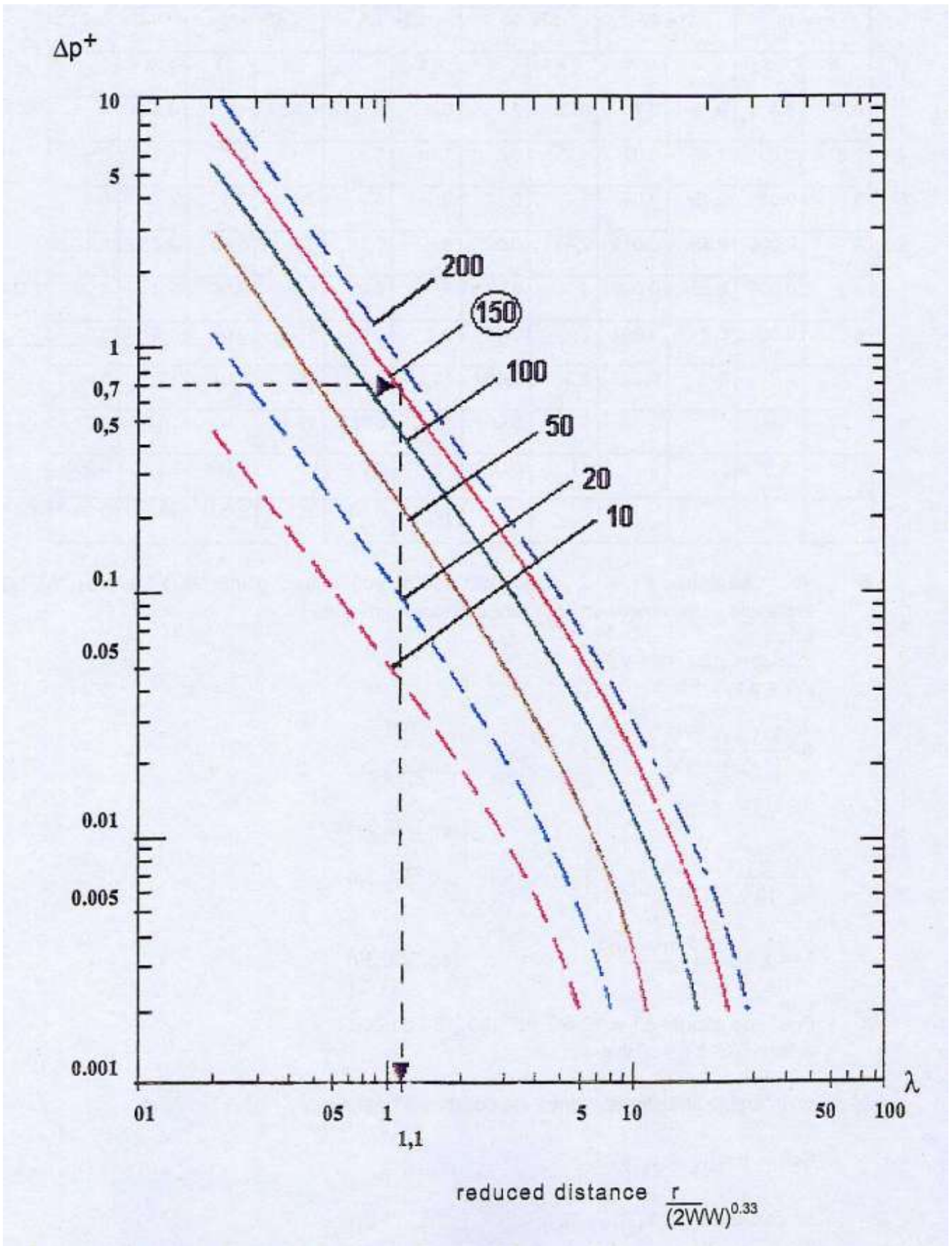
- Pour une courbe $\Delta T \neq 10, 20, 50, 100, 150$ ou 200 , avec $\Delta T_k < \Delta T < \Delta T_{k+1}$

on interpole linéairement entre les courbes ΔT_k et ΔT_{k+1}

Soit $y = y_k = y_{k+1}$

on calcule x_k et x_{k+1}

Figure ECL.2



$$x_k = \exp\left(\frac{\ln y - b_k}{a_k}\right) \quad (\text{eq.ECL.40})$$

$$x_{k+1} = \exp\left(\frac{\ln y - b_{k+1}}{a_{k+1}}\right) \quad (\text{eq.ECL.41})$$

$$K = \frac{X_{k+1} - X_k}{\Delta T_{k+1} - \Delta T_k} \quad (\text{eq.ECL.42})$$

$$\lambda = x_k + K(\Delta T - \Delta T_k) \quad (\text{eq.ECL.43})$$

5.4.3 VALEUR RETENUE

Pour un seuil Δp_i^+

On prend :

$$R_i = M_{\text{ax}}(R_{i1}; R_{i2}) \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.44})$$

5.5. PHYSIQUE DE LA SEQUENCE D'ECLATEMENT DES RESERVOIRS ATMOSPHERIQUES A TOIT FIXE

Pour un réservoir atmosphérique, la pression de service est la pression atmosphérique soit 101 325 Pa.

Dans le cas où le réservoir de stockage contient de l'air (respiration, entrée d'air...), la tension de vapeur peut être suffisante pour que le mélange air/vapeur, ou tout au moins une fraction du ciel gazeux, soit à l'intérieur des limites d'inflammabilité. Ceci ne concerne que les réservoirs à toit fixe sans écran flottant.

Dès cette condition réalisée, l'inflammation du mélange devient alors possible compte tenu du nombre de sources potentielles d'allumage :

- foudre,
- étincelle électrostatique,
- étincelle mécanique,
- étincelle électrique,
- source chaude (supérieure à la température d'auto-inflammation du mélange vapeur) comme paroi du réservoir chauffée lors d'un incendie, travail par points chauds.

La montée en pression consécutive à la combustion, peut entraîner dans certains cas, la rupture du réservoir suivie de la génération d'une onde de choc et expulsion du toit ou production de missiles.

En pratique toutefois, cette combustion est suffisamment lente pour qu'on puisse considérer :

- que la pression à l'intérieur du réservoir augmente de façon uniforme dans l'espace,
- que les effets de pression engendrés dans le milieu extérieur après la rupture de l'enceinte ne sont plus influencés par les phénomènes de combustion.

En conséquence, on peut considérer que les paramètres de l'explosion se trouvent exclusivement déterminés par la pression de rupture des parois du réservoir et par les caractéristiques des vapeurs comprimées.

5.6. MODELE DE QUANTIFICATION DE L'ONDE DE SURPRESSION POSITIVE POUR LES RESERVOIRS ATMOSPHERIQUES

Nous considérons pour des réservoirs atmosphériques (ou sous faible pression) le modèle du TNO.

5.6.1. Modèle TNO

Le modèle TNO fournit un faisceau de courbes liant la surpression positive à la distance réduite pour l'éclatement d'enceintes, avec pour paramètres la pression d'éclatement et le rapport des vitesses du son à pression d'éclatement et à pression atmosphérique (Cf. figure ECL.3.).

On en extrapole : $r'' = \lambda \cdot r_0$

avec $\lambda = \frac{r''}{r_0}$ la distance réduite (eq.ECL.55)

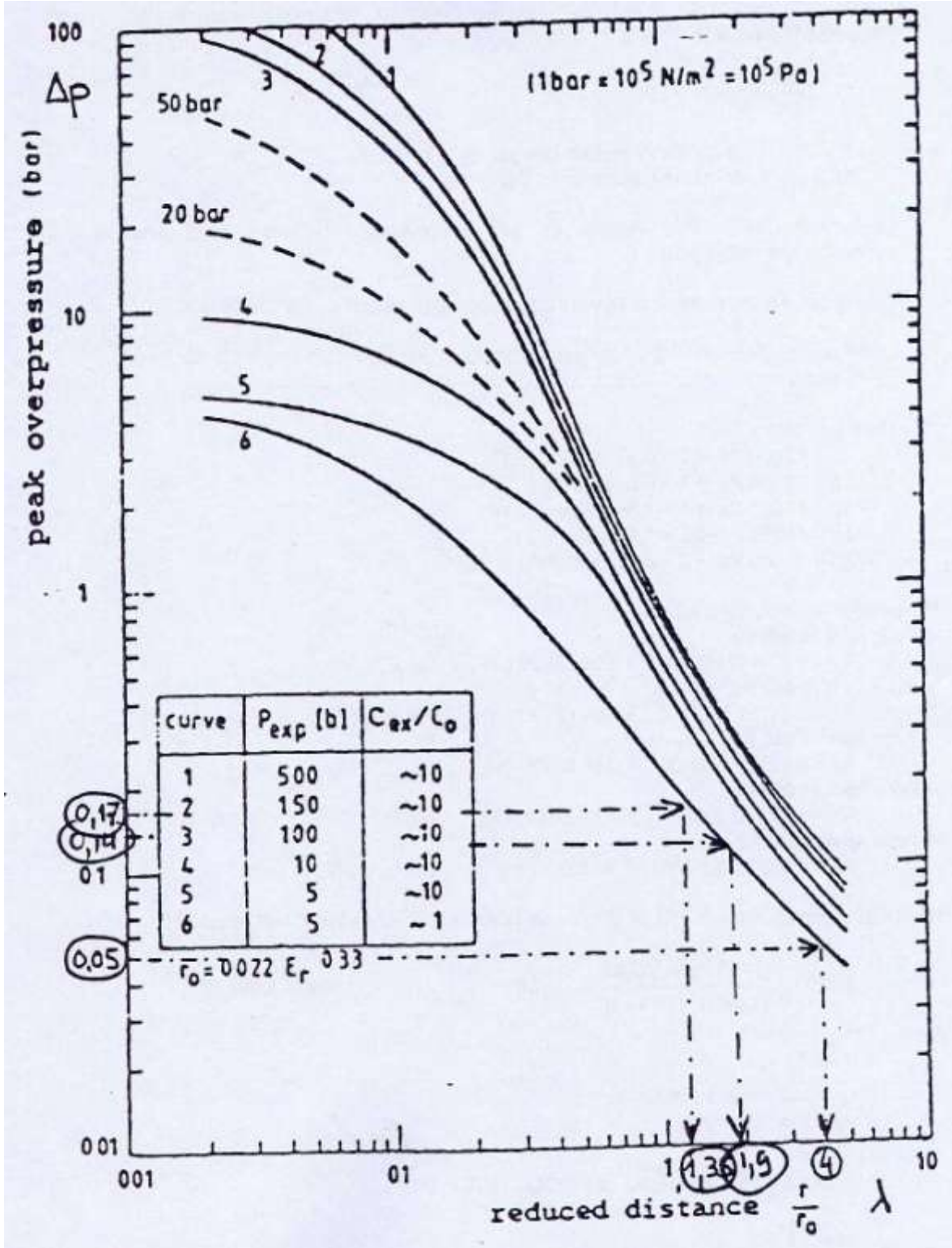
$$r'' = d - \frac{DEQU}{2} \left(1 + \varepsilon_{fr} \right) \quad (m) \quad (eq.ECL.56)$$

la distance à la paroi en déformation :

$$r_0 = \left[\frac{ECHO}{PATM} \right]^{1/3} \quad (eq.ECL.57)$$

$$= 0,0214 (ECHO)^{1/3} \quad (m)$$

Figure ECL.4. – Courbes TNO



et $R_i = \lambda_i \times 0,0214 (\text{ECHO})^{1/3} + 0,69 \text{ DEQU} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.58})$

Les courbes du TNO considèrent les pression d'éclatement allant de $5 \cdot 10^7 \text{ Pa}$ à $5 \cdot 10^5 \text{ Pa}$.

La vitesse du son s'exprime :

$$C = \left[\frac{\gamma RT}{\text{MOLE}} \right]^{0,5} \quad (\text{eq.ECL.59})$$

avec R, la constante molaire des gaz en (J/kmole °K)
MOLE, la masse molaire en kg (kg/kmole)

Le rapport C_{ex}/C_o des vitesses du son à pression d'éclatement et à pression atmosphérique varie de 10 à 1.

Pour le cas d'éclatement de réservoirs atmosphériques on applique la courbe 6 :

Pression d'explosion $2,5 \cdot 10^5 \text{ Pa}$ (très majorant) correspondant à $\Delta p = 1,5 \cdot 10^5 \text{ Pa}$
 $C_{ex}/C_o = 1$

On obtient les valeurs des λ_i :

- Pour $\Delta p = 70\,000 \text{ Pa} \Rightarrow \lambda = 0,35$ (distance R1)
 $\Delta p = 30\,000 \text{ Pa} \Rightarrow \lambda = 0,8$ (distance R2)
 $\Delta p = 17\,000 \text{ Pa} \Rightarrow \lambda = 1,35$ (distance Z1)
 $\Delta p = 14\,000 \text{ Pa} \Rightarrow \lambda = 1,9$ (distance Z1)
 $\Delta p = 5\,000 \text{ Pa} \Rightarrow \lambda = 4$ (distances R3 et Z2).

Et l'équation (eq.ECL.58) s'écrit :

- ↪ Pour $\Delta p = 70\,000 \text{ Pa}$**
 $R1 = 0,00749 (\text{ECHO})^{1/3} + 0,69 \text{ DEQU} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.60})$
- ↪ Pour $\Delta p = 30\,000 \text{ Pa}$**
 $R1 = 0,01712 (\text{ECHO})^{1/3} + 0,69 \text{ DEQU} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.61})$
- ↪ Pour $\Delta p = 17\,000 \text{ Pa}$**
 $R1 = 0,02889 (\text{ECHO})^{1/3} + 0,69 \text{ DEQU} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.62})$
- ↪ Pour $\Delta p = 14\,000 \text{ Pa}$**
 $R1' = 0,04066 (\text{ECHO})^{1/3} + 0,69 \text{ DEQU} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.63})$
- ↪ Pour $\Delta p = 5\,000 \text{ Pa}$**
 $R3 = 0,0856 (\text{ECHO})^{1/3} + 0,69 \text{ DEQU} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.64})$

Nous exprimons l'énergie ECHO en fonction de HEQU et DEQU en appliquant l'équation :

$$\text{ECHO} = \frac{(1-F) \Delta p \times \text{VGAZ}}{(1 + \varepsilon_{fr})^{3\gamma-3} (\gamma - 1)} \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.ECL.65})$$

avec

- $F = 0,6$
- $\varepsilon_{fr} = 0,38$ (acier au carbone)
- $\gamma = 1,314$

$$\text{VGAZ} = 0,25 \times \pi \times \overline{\text{DEQU}}^2 \times (\text{HEQU} - \text{HLIQ}) \quad (\text{m}^3)$$

$$\Delta p = 1,5^5 \text{ Pa}$$

$$\text{ECHO} = 110799 \times \text{DEQU}^2 \times (\text{HEQU} - \text{HLIQ}) \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.ECL.66})$$

Cela donne pour HLIQ = 0 (réservoir vide non dégazé) :

$$\text{ECHO} = 110799 \times \text{DEQU}^2 \times \text{HEQU} \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.ECL.67})$$

pour HLIQ = 0,25 HEQU (réservoir quart plein) :

$$\text{ECHO} = 81100 \times \text{DEQU}^2 \times \text{HEQU} \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.ECL.68})$$

pour HLIQ = 0,5 HEQU (réservoir mi-plein) :

$$\text{ECHO} = 55400 \times \text{DEQU}^2 \times \text{HEQU} \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.ECL.69})$$

Injectant les valeurs de ECHO dans les équations (eq.ECL.60) à (eq.ECL.64) on obtient :

Cas HLIQ = 0 (réservoir vide non dégazé)

$$\begin{aligned} \Delta p &= 70\,000 \text{ Pa} \\ R_1 &= 0,359 (\text{DEQU}^2 \times \text{HEQU})^{1/3} + 0,69 \text{ DEQU} \end{aligned} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.70})$$

$$\begin{aligned} \Delta p &= 30\,000 \text{ Pa} \\ R_2 &= 0,821 (\text{DEQU}^2 \times \text{HEQU})^{1/3} + 0,69 \text{ DEQU} \end{aligned} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.71})$$

$$\begin{aligned} \Delta p &= 17\,000 \text{ Pa} \\ R_1 &= 1,387 (\text{DEQU}^2 \times \text{HEQU})^{1/3} + 0,69 \text{ DEQU} \end{aligned} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.72})$$

$$\begin{aligned} \Delta p &= 14\,000 \text{ Pa} \\ R_1 &= 1,952 (\text{DEQU}^2 \times \text{HEQU})^{1/3} + 0,69 \text{ DEQU} \end{aligned} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.73})$$

$$\begin{aligned} \Delta p &= 5\,000 \text{ Pa} \\ R_3 &= 4,11 (\text{DEQU}^2 \times \text{HEQU})^{1/3} + 0,69 \text{ DEQU} \end{aligned} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.74})$$

Cas HLIQ = 0,25 HEQU (réservoir quart plein)

$$\begin{aligned} \Delta p &= 70\,000 \text{ Pa} \\ R_1 &= 0,327 (\text{DEQU}^2 \times \text{HEQU})^{1/3} + 0,69 \text{ DEQU} \end{aligned} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.75})$$

$$\begin{aligned} \Delta p &= 30\,000 \text{ Pa} \\ R_2 &= 0,747 (\text{DEQU}^2 \times \text{HEQU})^{1/3} + 0,69 \text{ DEQU} \end{aligned} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.76})$$

$$\begin{aligned} \Delta p &= 17\,000 \text{ Pa} \\ R_1 &= 1,26 (\text{DEQU}^2 \times \text{HEQU})^{1/3} + 0,69 \text{ DEQU} \end{aligned} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.77})$$

$$\begin{aligned} \Delta p &= 14\,000 \text{ Pa} \\ R_1 &= 1,774 (\text{DEQU}^2 \times \text{HEQU})^{1/3} + 0,69 \text{ DEQU} \end{aligned} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.78})$$

$$\begin{aligned} \Delta p &= 5\,000 \text{ Pa} \\ R_3 &= 3,735 (\text{DEQU}^2 \times \text{HEQU})^{1/3} + 0,69 \text{ DEQU} \end{aligned} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.79})$$

□ **Cas HLIQ = 0,5 + HEQU (réservoir mi plein)**

$$\Delta p = 70\,000 \text{ Pa} \\ R_1 = 0,286 (DEQU^2 \times HEQU)^{1/3} + 0,69 DEQU \quad (m) \quad (\text{eq.ECL.80})$$

$$\Delta p = 30\,000 \text{ Pa} \\ R_2 = 0,653 (DEQU^2 \times HEQU)^{1/3} + 0,69 DEQU \quad (m) \quad (\text{eq.ECL.81})$$

$$\Delta p = 17\,000 \text{ Pa} \\ R_1 = 1,101 (DEQU^2 \times HEQU)^{1/3} + 0,69 DEQU \quad (m) \quad (\text{eq.ECL.82})$$

$$\Delta p = 14\,000 \text{ Pa} \\ R''_1 = 1,55 (DEQU^2 \times HEQU)^{1/3} + 0,69 DEQU \quad (m) \quad (\text{eq.ECL.83})$$

$$\Delta p = 5\,000 \text{ Pa} \\ R_3 = 3,263 (DEQU^2 \times HEQU)^{1/3} + 0,69 DEQU \quad (m) \quad (\text{eq.ECL.84})$$

5.7. VITESSE D'EJECTION DES FRAGMENTS OU MISSILES EN CAS D'ECLATEMENT D'UN BAC OU D'UNE CAPACITE SOUS PRESSION

Un autre aspect concerne directement les conséquences en termes de missiles, qu'il s'agisse tant d'une capacité qui travaille sous une pression importante que d'une autre à pression voisine de l'atmosphère.

Il doit d'abord être clairement souligné que la détermination de l'énergie disponible pour mouvoir ces missiles, donc leur vitesse d'éjection, repose faute de mieux, sur l'hypothèse relative à la masse du missile que l'on n'est pas à même d'appréhender finement. En d'autres termes, la méthode employée se cantonne à un point singulier selon lequel soit les morceaux ont tous même masse, soit il n'y en a qu'un, ce qui est somme toute assez réducteur.

Il faut souligner que l'approche proposée est purement énergétique et ne parle pas en termes d'impulsion. Or, c'est l'impulsion fonction du temps qui caractérise le mouvement du projectile, en l'occurrence du toit d'un réservoir par exemple. La pression monte dans le réservoir, le toit décolle, la pression monte encore puis retombe. Le toit qui reçoit une impulsion d'abord forte en reçoit ensuite de moins en moins. Il est freiné par l'air et soumis à la gravité.

Il est clair que la démarche qui consisterait à calculer le mouvement à partir de l'impulsion, est très difficile à mettre en œuvre dans une étude de danger surtout parce qu'il n'est pas possible de calculer finement l'explosion interne.

→ L'énergie disponible pour l'effet missile s'exprime de façon générale par :

$$EMIS = F \frac{\Delta p \times V}{K_1} \quad (J) \quad (\text{eq.ECL.100})$$

Cette énergie est entièrement convertie en énergie cinétique ; on peut écrire :

$$EMIS = \frac{MMIS \times VMIS^2}{2} \quad (J) \quad (\text{eq.ECL.101})$$

→ La vitesse initiale ou vitesse d'éjection s'exprime dès lors,

$$VMIS = \left[\frac{2 \times EMIS}{MMIS} \right]^{0.5} \quad (m/s) \quad (\text{eq.ECL.102})$$

5.8. CARACTERISTIQUES DES MISSILES

5.8.1. CAS D'UN TOIT DE BAC ATMOSPHERIQUE

1) La surface du toit se calcule par les formules ci-après :

→ **toit en forme de calotte hémisphérique,**

$$St = \pi (f^2 + 0,25 \cdot DEQU^2) \quad (m^2) \quad (eq.ECL.103)$$

avec f, la flèche du toit (m)

→ **toit conique,**

$$St = 0,5 \times \pi \text{ DEQU} \times G \quad (m^2) \quad (eq.ECL.104)$$

avec G, la génératrice du toit.

$$G = 0,5 \text{ DEQU} / \cos(\text{arc tan } \delta) \quad (m) \quad (eq.ECL.105)$$

δ , la pente du toit.

2) La masse du missile se calcule comme suit :

→ **Masse du toit**

$$MMIS = St \times EP1 \times \rho_{AC} \quad (kg) \quad (eq.ECL.106)$$

avec EP1, l'épaisseur du toit, (m)
 ρ_{AC} , la masse spécifique de l'acier du toit, (kg/m³)

3) Pression de rupture

3.1 Pour les bacs sans pression selon "CODRES"

La rupture s'effectue pour une pression de :

$$\begin{aligned} PRUP &= 101\,325 \text{ Pa} + (1,5 \times 500) \text{ Pa} && (eq.ECL.108) \\ &= 102\,075 \text{ Pa} \end{aligned}$$

soit un $\Delta p = 750 \text{ Pa}$.

3.2 Pour les bacs basse pression selon "CODRES"

La rupture s'effectue pour une pression de :

$$\begin{aligned} PRUP &= 101\,325 \text{ Pa} + (1,5 \times 500) \text{ Pa} && (eq.ECL.108) \\ &= 102\,075 \text{ Pa} \end{aligned}$$

soit un $\Delta p = 3\,750 \text{ Pa}$.

3.3 Pour les bacs moyenne pression selon "CODRES"

La rupture s'effectue pour une pression de :

$$\begin{aligned} PRUP &= 101\,325 \text{ Pa} + (1,5 \times 5\,600) \text{ Pa} && (eq.ECL.108bis) \\ &= 109\,725 \text{ Pa} \end{aligned}$$

soit un $\Delta p = 8\,400 \text{ Pa}$.

En réalité le temps de montée en pression du phénomène d'explosion thermique est beaucoup plus rapide que la réponse en fracture ductile de la soudure (phénomène d'hystérésis).

Dès lors il est plausible d'admettre de façon conservatrice un multiplicateur 10 pour tenir compte du phénomène d'hystérésis et :

$$\begin{aligned} \Delta p &= 750 \text{ Pa en cas d'éclatement du bac sans pression} \\ \Delta p &= 3\,750 \text{ Pa en cas d'éclatement du bac basse pression} \\ \Delta p &= 8\,400 \text{ Pa en cas d'éclatement du bac moyenne pression} \end{aligned}$$

5.8.2. MISSILES OU FRAGMENTS D'ÉCLATEMENT D'UNE CAPACITÉ SOUS PRESSION

Il s'agit de fragments consécutifs à l'éclatement par explosion physique des capacités sous pression.

Les types de fragments sont de deux sortes :

- Des fragments lourds en faible nombre, comme par exemple la calotte supérieure d'un réacteur ou le fond bombé d'un ballon. Nous les appellerons fragments de type 1.
- Des fragments de masse variant de 34 kg (le plus probable) à quelques centaines de kilos. Ces fragments sont le résultat de l'éclatement des capacités en projectiles multiples. Nous les appellerons fragments de type 2.



CAS D'UN FRAGMENT DE TYPE 1

Dans le cas de la fragmentation d'une capacité sous pression cylindrique, horizontale ou verticale, la configuration des fragments peut être supposée constituée d'un fond (rupture suivant soudure circonférentielle), ou de la virole et l'autre fond.

Dès lors la masse du missile est calculable :

Pour un fond

- Hémisphériques :

$$MMIS = 0,25 (d^2 + 4h^2) \times ep \times \rho_{\text{acier}} \text{ (kg)} \quad (\text{eq.ECL.109})$$

$$\begin{aligned} d &= DEQU, \text{ le diamètre du cylindre (m)} \\ h &= 0,5 DEQU \text{ (m)} \end{aligned}$$

et

$$MMIS = 0,5 \times \pi \times \overline{DEQU}^2 \times ep \times \rho_{\text{acier}} \text{ (kg)} \quad (\text{eq.ECL.110})$$

avec ep l'épaisseur du fond (m)

$$\rho_{\text{acier}} = 7800 \text{ kg/m}^3$$

$$\boxed{MMIS = 12252 \times \overline{DEQU}^2 \times ep} \text{ (kg)} \quad (\text{eq.ECL.111})$$

- Calotte sphérique ou fond bombé

$$\begin{aligned} d &= DEQU, \text{ le diamètre du cylindre (m)} \\ h &= f, \text{ la flèche (m)} \end{aligned}$$

et

$$MMIS = 0,25 \pi \left(\overline{DEQU}^2 + 4f^2 \right) \times ep \times \rho_{\text{acier}} \text{ (kg)}$$

$$MMIS = 6126 \times \{ \overline{DEQU}^2 + 4f^2 \} \times ep \text{ (kg)} \quad (\text{eq.ECL.112})$$

Pour un fragment de type 1 la surface au contact de l'air se calcule aisément :

$$SMIS = MMIS / (ep \times \rho_{acier}) \quad (m^2) \quad (eq.ECL.113)$$

 **Pour une virole et un fond**

$$MMIS = \rho_{acier} ((SF \times EP1) + (\pi \text{ DEQU} \times \text{HEQU} \times EP2)) \quad (kg) \quad (eq.ECL.114)$$

avec SF , la surface du fond (m)
 EP1 , l'épaisseur du fond (m)
 DEQU , le diamètre de la virole (m)
 HEQU , la hauteur ou longueur de la virole (m)
 EP2 , l'épaisseur de la virole (m)

La surface sera $SMIS = \text{Min} \left[SF; \frac{\pi \text{ DEQU} \times \text{HEQU}}{2} \right]$ (eq.ECL.115)

 **CAS D'UN FRAGMENT DE TYPE 2**

Dans ce cas la masse MMIS est définie par hypothèse.

La surface s'exprime dès lors par

$$SMIS = MMIS / (ep \times \rho_{acier}) \quad m^2$$

La dimension L du fragment se calcule par

$$L = \sqrt{SMIS} \quad (m) \quad (eq.ECL.116)$$

si $ep \approx L$: on a affaire à un fragment concentré dans la forme est comprise entre une sphère et un cube ;

si $ep < L$: on aura un fragment du type plaque ou disque ;

si $ep > L$: on aura un fragment du type barre ou boulon.

5.8.3. PROCESSUS DE DETERMINATION DU COEFFICIENT DE TRAINEE

On se réfère aux études de BAKKER & HOENER donnant jusqu'à une valeur de traînée allant de $a = 0,47$ pour une sphère parfaite jusqu'à $a = 2,05$ pour un fragment rectangulaire long se déplaçant perpendiculairement à sa face de plus grande surface.

Pour un fragment de masse MMIS, d'épaisseur ep et de surface SMIS on procède comme suit :

1) Soit $L = \sqrt{SMIS}$

si $L > 1 \text{ m}$

$$L1 = 1 \text{ m}$$

$$L2 = SMIS / L1$$

2) Si $L \approx ep$ et $L \leq 1 \text{ m}$

et si $L/0,5 \text{ DEQU} > 1,5$

alors $a = 1,05$

et si $L/0,5 \text{ DEQU} \leq 1,5$

alors $a = 0,47$

- 3) Si $L < e_p$
alors $a = 0,82$
- 4) Si $L > e_p$ et $L \leq 1$ m
alors $a = 1,05$
- 5) Si $L > e_p$ et $L > 1$ m
et si $e_p \geq 0,02$ m
alors $a = 2,05$
si $e_p < 0,02$ m
alors $a = 1,9$.

5.8.4. ANGLE DE TIR

Nous recommandons :

- $\alpha = 45^\circ$ pour une capacité sous pression
 $80^\circ \leq \alpha \leq 70^\circ$ pour un réservoir atmosphérique.

5.9. CALCUL DE LA TRAJECTOIRE

L'étude de la trajectoire comprend deux phases : le parcours jusqu'au point d'inflexion (partie ascensionnelle), et la chute depuis l'apogée de la trajectoire.

Il s'agit du mouvement d'un corps solide lancé sous un certain angle dans un champ de pesanteur uniforme et dans un milieu offrant une résistance.

Une fois que le fragment de toit a acquis sa vitesse d'éjection initiale VMIS, les calculs balistiques prennent en compte les forces de gravité et les forces de dynamique des fluides que sont la traînée et la portance.

Le coefficient de traînée CD est quantifié en utilisant la relation de CLANCEY.

Le coefficient de portance CL est développé en fonction de l'angle d'attaque du mobile.

Les équations du mouvement sont développées pour les composantes de l'accélération dans les directions verticales et horizontales.

$$\ddot{Y} = -g - \frac{SMIS C_D \rho_{air} \left(\dot{X}^2 + \dot{Y}^2 \right) \sin \alpha}{2 MMIS} + \frac{SMIS C_L \rho_{air} \left(\dot{X}^2 + \dot{Y}^2 \right) \cos \alpha}{2 MMIS} \quad (\text{eq.ECL.117})$$

$$\ddot{X} = - \frac{SMIS C_D \rho_{air} \left(\dot{X}^2 + \dot{Y}^2 \right) \cos \alpha}{2 MMIS} + \frac{SMIS C_L \rho_{air} \left(\dot{X}^2 + \dot{Y}^2 \right) \sin \alpha}{2 MMIS} \quad (\text{eq.ECL.118})$$

avec pour $t = 0$

$$\dot{X} = VMIS \cos 80^\circ \quad (\text{eq.ECL.119})$$

$$\dot{Y} = VMIS \sin 80^\circ \quad (\text{eq.ECL.120})$$

La solution de ces équations différentielles est obtenue par les méthodes de **RUNGE-KUTTA** ou de **EULER-CAUCHY**.

Une solution majorante peut être aisément calculée si on néglige le coefficient de portance.

Soit,

- x qui caractérise la direction horizontale pour laquelle la composante de la vitesse est U (m/s)
- z qui caractérise la direction verticale pour laquelle la composante de la vitesse est V (m/s)
- t le temps exprimé en s.

l'indice 0 caractérise les conditions initiales

l'indice 1 caractérise les conditions correspondant à l'apogée de la trajectoire (point d'inflexion de la trajectoire)

l'indice 2 caractérise les conditions d'impact au sol.

① **Mouvement ascendant**

En direction verticale pour $t < t_1$, on a :

$$\frac{dV}{dt} = -g - C_D V^2 \quad (\text{eq.ECL.121})$$

$$\frac{1}{C_D} \frac{dV}{dt} = \frac{g - V^2}{C_D} \quad (\text{eq.ECL.122})$$

On pose $a^2 = \frac{g}{C_D}$, et on sépare les variables :

$$\frac{dV}{a^2 + V^2} = -C_D dt \quad (\text{eq.ECL.123})$$

Après avoir pris les intégrales des deux membres de l'égalité, on obtient :

$$\frac{1}{a} \tan^{-1} \frac{V}{a} + C_1 = -C_D t \quad (\text{eq.ECL.124})$$

Pour $t = 0$, $V = V_0 = VMIS \sin a$ et la constante C_1 vaut (eq.ECL.125)

$$C_1 = \frac{1}{a} \tan^{-1} \frac{V_0}{a} \quad (\text{eq.ECL.126})$$

Le temps t s'exprime dès lors :

$$t = \frac{1}{C_D \times a} \left\{ \tan^{-1} \frac{V_0}{a} - \tan^{-1} \frac{V}{a} \right\} \quad (\text{eq.ECL.127})$$

Le temps t_1 pour monter à l'apogée vaut dès lors :

$$t_1 = \frac{1}{C_D \times a} \tan^{-1} \frac{V_0}{a} \quad (\text{eq.ECL.128})$$

car t pour t_1 , $V = 0$ (point d'inflexion)

Posons $C_{DG} = C_D/g$

On peut dès lors écrire l'équation (eq.ECL.128) comme suit :

$$t_1 = \frac{1}{g} \frac{1}{(C_{DG})^{0,5}} \tan^{-1} (Vo C_{DG}^{0,5}) \quad (\text{eq.ECL.129})$$

$$t_1 = \left\{ 0,102/ (CDG)^{0,5} \right\} \tan^{-1} \left\{ Vo \times (C_{DG})^{0,5} \right\} \quad (\text{eq.ECL.130})$$

Notons que \tan^{-1} est exprimé en radians !

- Pour calculer la hauteur maximale Z_1 de la trajectoire, on exprime la dépendance entre V et z en écrivant l'équation différentielle du mouvement sous la forme :

$$\frac{1}{g} V \frac{dV}{dz} = -g - C_D V^2 \quad (\text{eq.ECL.131})$$

soit en reprenant la notation en a^2 , avec $a^2 = g/C_D$ on peut écrire :

$$V \frac{dV}{dz} = -g \left(1 + \frac{V^2}{a^2} \right) \quad (\text{eq.ECL.132})$$

et, après la séparation des variables,

$$\frac{VdV}{a^2 + V^2} = - \frac{g}{a^2} dz \quad (\text{eq.ECL.133})$$

Après intégration des deux membres, on obtient :

$$\ln (a^2 + V^2) = -2 \frac{gz}{a^2} + C_2 \quad (\text{eq.ECL.134})$$

Au point 0, on a les conditions :

$$V = Vo = VMIS \sin a$$

$z = \text{HEQU}$, la hauteur du bac

et,

$$C_2 = \ln (a^2 + Vo^2) + \frac{2g}{a^2} \text{HEQU} \quad (\text{eq.ECL.135})$$

Substituant cette valeur de C_2 dans l'équation (eq.ECL.134), on obtient :

$$z = \left\{ \ln \left[\frac{(a^2 + Vo^2)}{(a^2 + V^2)} \right] + \frac{2g}{a^2} \text{HEQU} \right\} (a^2/2g) \quad (\text{eq.ECL.136})$$

A l'apogée de la trajectoire on a la condition $V = 0$ et,

$$Z_1 = (a^2/2g) \ln \left\{ (a^2 + Vo^2)/a^2 \right\} + \text{HEQU} \quad (\text{eq.ECL.137})$$

Introduisant $C_{DG} = C_D/g$ on peut écrire,

$$Z_1 = \frac{1}{2g C_{DG}} \ln (1 + (Vo^2 C_{DG})) + \text{HEQU} \quad (\text{eq.ECL.138})$$

$$Z_1 = \frac{0,051 \ln(1 + Vo^2 C_{DG}) + \text{HEQU}}{C_{DG}} \quad (\text{eq.ECL.139})$$

■ **Mouvement descendant**

Lorsque $t > t_1$, le paramètre C_D change de signe et on a :

$$\frac{dV}{dt} = -g + C_D V^2 \quad (\text{eq.ECL.140})$$

L'équation différentielle du mouvement peut s'écrire sous la forme :

$$V \frac{dV}{dz} = -g + C_D V^2 \quad (\text{eq.ECL.141})$$

ou,

$$V \frac{dV}{dz} = -g \left(\frac{1}{a^2} - V^2 \right) \quad (\text{eq.ECL.142})$$

et, après séparations des variables :

$$\frac{VdV}{a^2 - V^2} = -\frac{g}{a^2} dz \quad (\text{eq.ECL.143})$$

L'intégration des deux membres de l'égalité donne,

$$\ln(a^2 - V^2) = -2 \frac{gz}{a^2} + C_3 \quad (\text{eq.ECL.144})$$

Prenant comme conditions aux limites, celles correspondant au point d'inflexion soit,

$$V = 0 \text{ et } z = z_1 + \text{HEQU}$$

la valeur de la constante d'intégration C_3 se calcule par :

$$C_3 = \ln a^2 + \frac{2g}{a^2} z_1 + \text{HEQU} \quad (\text{eq.ECL.145})$$

Substituant cette constante dans l'équation (eq.ECL.144) on obtient :

$$\ln \left\{ \frac{a^2 - V^2}{a^2} \right\} = \frac{2g}{a^2} (z_1 - z) + \text{HEQU} \quad (\text{eq.ECL.146})$$

$$\frac{a^2 - V^2}{a^2} = \exp \left\{ \frac{2g}{a^2} (z_1 - z + \text{HEQU}) \right\} \quad (\text{eq.ECL.147})$$

La composante verticale de la vitesse d'impact s'obtient par l'équation (eq.ECL.147) avec la condition au point d'impact $z = 0$

$$\frac{a^2 - V_2^2}{a^2} = \exp \left\{ \frac{2g}{a^2} (z_1 + \text{HEQU}) \right\} \quad (\text{eq.ECL.148})$$

$$V_2^2 = g / C_D \left[1 - \exp 2C_D (Z_1 + \text{HEQU})^{-0,5} \right] \quad (\text{eq.ECL.149})$$

et

$$U_2 = \frac{U_0}{1 + C_D U_0 t^2} \quad (\text{eq.ECL.161})$$

Pour obtenir l'expression directe de la dépendance entre U et x, on exprime l'équation différentielle du mouvement sous la forme :

$$U \frac{dU}{dx} = - C_D U^2 \quad (\text{eq.ECL.162})$$

ou, après la séparation des variables,

$$\frac{dU}{U} = - C_D dx \quad (\text{eq.ECL.163})$$

Après avoir pris les intégrales des deux membres de l'égalité, on aura :

$$\ln U = C_D x + C_6 \quad (\text{eq.ECL.164})$$

$$\text{pour } x = 0, U = U_0 = VMIS \cos \alpha \quad (\text{eq.ECL.165})$$

$$C_6 = \ln U_0 \quad (\text{eq.ECL.166})$$

$$\text{et } x = \frac{1}{C_D} \ln \frac{U_0}{U} \quad (\text{eq.ECL.167})$$

La distance d'impact au sol ou distance maximale d'éjection s'exprime dès lors :

$$RMIS_2 = \frac{1}{C_D} \ln \frac{U_0}{U_2} \quad (\text{eq.ECL.168})$$

$$= \frac{1}{C_D} \ln (1 + \cos \alpha C_D t^2 VMIS) \quad (\text{eq.ECL.169})$$

$$\text{Introduisant } C_{DG} = C_D/g$$

on obtient,

$$RMIS = \frac{0,102 \ln (1 + 9,81 C_{DG} t^2 U_0)}{C_{DG}} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.170})$$

■ Calcul du paramètre de traînée

Nous utilisons la relation de CLANCEY :

$$RMIS = \frac{MMIS^{1/3}}{Ka} \ln \left\{ \frac{U_0}{U} \right\} \quad (\text{eq.ECL.171})$$

Avec K, une constante empirique qui vaut :

0,0014 (m^{-1/3}) pour un missile subsonique

a, le coefficient de traînée prenant des valeurs comprises entre 1,5 et 2.

Comparant l'équation (eq.ECL.171) avec l'équation (eq.ECL.168)

$$\text{soit, } RMIS = 1/C_D \ln \frac{U_0}{U}$$

et en les combinant, on extrapole

$$C_D = Ka / MMIS^{1/3} \quad (\text{eq.ECL.172})$$

et

$$\begin{aligned} C_{DG} &= Ka / g (MMIS)^{1/3} \\ &= 1,4271 \times a \times 10^{-4} / MMIS^{1/3} \text{ (vitesse subsonique)} \end{aligned} \quad (\text{eq.ECL.173})$$

■ Equations simplifiées

Les équations (eq.ECL.120) à (eq.ECL.173) peuvent se ramener aux seules équations simplifiées ci-après pour calculer la distance correspondant à l'impact au sol du missile réservoir suite à l'éclatement de ce dernier :

→ Le paramètre de traînée divisé par l'accélération de la pesanteur vaut :

$$C_{DG} = C_D/g = 1,4271 \times a \times 10^{-4} / MMIS^{1/3} \quad (\text{eq.ECL.174})$$

si VMIS est subsonique

→ Le temps t_1 pour monter à l'apogée se calcule par :

$$t_1 = 0,102 \tan^{-1} (C_{DG}^{0,5} \times V_0) / C_{DG}^{0,5} \quad (\text{s})(\text{eq.ECL.176})$$

→ La hauteur maximale de la trajectoire Z_1 vaut :

$$Z_1 = 0,051 \ln (1 + C_{DG} V_0^2) / C_{DG} + HEQU \quad (\text{m})(\text{eq.ECL.177})$$

→ La composante verticale de la vitesse d'impact au sol se calcule par :

$$V_2 = \left\{ \frac{1 - \exp(-19,62 C_{DG} Z_1)}{C_{DG}} \right\}^{0,5} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.ECL.178})$$

→ Le temps pour arriver au point d'impact au sol s'écrit :

$$t_2 = t_1 + (0,051 / C_{DG}^{0,5}) \ln \{(1 + V_2 C_{DG}^{0,5}) / (1 - V_2 C_{DG}^{0,5})\} \quad (s) \text{ (eq.ECL.179)}$$

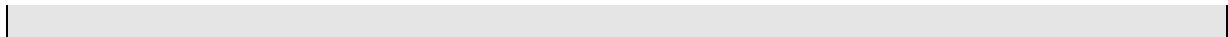
→ La vitesse d'impact au sol s'exprime par :

$$VIMP2 = \{ U_o^2 / (1 + 9,81 U_o t_2 C_{DG})^2 + V_2^2 \}^{0,5} \quad (m/s) \text{ (eq.ECL.180)}$$

→ La distance maximale d'éjection devient finalement :

$$RMIS = 0,102 \ln \left[\frac{1 + 9,81 U_o t_2 C_{DG}}{C_{DG}} \right] \quad (m) \text{ (eq.ECL.181)}$$





6. BLEVE

6.1. DEFINITIONS ET THEORIE

① DEFINITION DU BLEVE

Le terme BLEVE est l'acronyme de l'anglais *Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion*.

La définition d'un BLEVE est la vaporisation brutale d'un liquide surchauffé sous pression lorsque la capacité le contenant est dépressurisée à la pression atmosphérique de façon quasi instantanée.

Le phénomène de vaporisation instantanée est assimilable à une violente déflagration provenant de la brutale détente de la masse liquide passant à l'état vapeur, et multipliant son volume par 1700 fois pour de l'eau pressurisée, et par 280 pour du propane liquéfié sous pression.

Une onde de choc est générée et la capacité se fragmente en missiles. Les mécanismes impliqués sont strictement physiques ; l'activité chimique telle la combustion n'est pas obligatoire. Néanmoins, si le produit contenu est inflammable, il peut s'enflammer et exploser ou brûler en boule de feu après la vaporisation et la formation d'un mélange inflammable avec l'air si une source d'ignition est présente.

Trois conditions sont nécessaires pour qu'il y ait BLEVE :

- ① surchauffe du liquide en cause ;
- ② baisse rapide de pression dans le réservoir ;
- ③ nucléation spontanée.

L'analyse du retour d'expérience permet de tirer quelques traits essentiels quant aux accidents ayant donné matière à des BLEVE :

⇒ Il existe des produits non inflammables, tels par exemple le dioxyde de carbone et l'oxygène liquide, l'eau chaude sous pression, le chlore, qui ont donné matière à des BLEVE.

C'est notamment le cas de l'accident qui s'est produit à Repcelak (Hongrie) en 1969, au cours duquel un réservoir de stockage de dioxyde de carbone a explosé, ainsi que celui de New-York (Etats-Unis) en 1970, lors de la ruine d'un camion citerne contenant de l'oxygène liquide. Les caractéristiques essentielles du BLEVE sont alors l'explosion physique et l'onde de choc qui lui est associée. Cette onde de choc peut s'accompagner de l'émission de fragments ou missiles.

⇒ Lorsque le produit mis en œuvre est inflammable (butane, propane, propylène...), le BLEVE peut donner matière à une boule de feu.

C'est le cas du déraillement de wagons de GPL à Crescent City (Etats-Unis) en 1970, de l'accident de Los Alfaques (Espagne) en 1978, au cours duquel un camion citerne contenant du propylène donne matière à un BLEVE entraînant la mort de plus de 200 campeurs. Il faut bien sûr, encore citer l'accident de Mexico (Mexique) qui en 1984, entraîna le décès de 500 personnes au voisinage d'un dépôt de GPL.

C'est ce type de BLEVE qui s'avère le plus meurtrier.

⇒ Les fragments peuvent impacter le sol à plusieurs centaines de mètres du lieu de l'accident (lors de l'accident de Mexico des fragments furent retrouvés à plus de 1200 mètres du lieu de l'accident).

⇒ Un BLEVE peut par synergie d'accident engendrer d'autres.

⇒ Le BLEVE n'est en aucune façon un phénomène retardé. Les temps d'occurrence sont ainsi de l'ordre de la dizaine de minutes dans le cas de l'exposition du réservoir à un flux thermique important. Ils peuvent toutefois être moindres, notamment en cas de sollicitation mécanique du réservoir.

⇒ Lorsque localement un jet enflammé vient impacter un réservoir, un BLEVE peut s'ensuivre, si l'extinction du jet n'est pas assurée dans un délai très bref.

Température limite de surchauffe

La définition du phénomène de BLEVE a longtemps fait appel à la notion de Température Limite de Surchauffe (TLS) présentée ci-dessous.

Lorsqu'on transfère, à pression donnée, de la chaleur à un liquide, celui-ci subit une augmentation de température, jusqu'à atteindre son point d'ébullition et à former des bulles de vapeur qui se développent sur les sites actifs que sont les impuretés et les interfaces avec les solides. Lorsqu'il n'y a pas suffisamment de sites de nucléation dans le liquide, le point d'ébullition peut être dépassé sans qu'il y ait d'ébullition. Dans ce cas, le liquide est dit surchauffé. Il existe cependant une limite de température, à une pression donnée, au-delà de laquelle se développent des bulles de vapeur dans tout le liquide, même en l'absence de sites de nucléation. Cette limite est la limite de surchauffe d'un liquide, appelée encore température de nucléation homogène.

Ceci est illustré sur la figure suivante qui donne, à titre d'exemple, la température limite de surchauffe en fonction de la pression d'un gaz liquéfié pur.

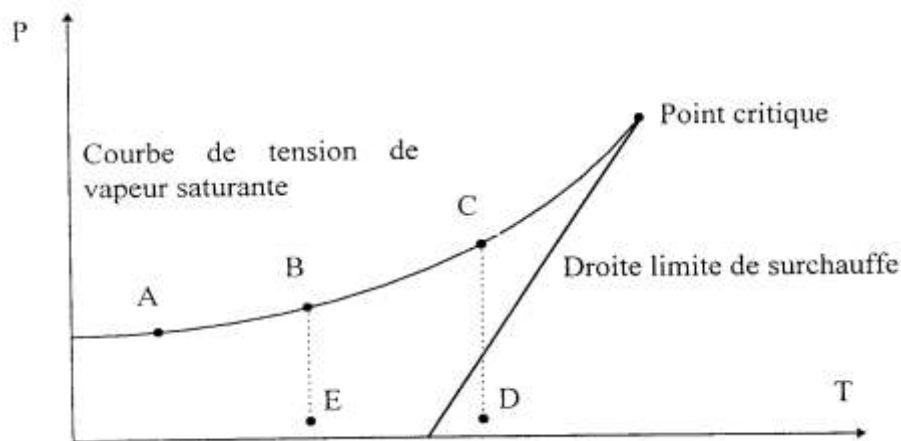


Figure 1 : température limite de surchauffe en fonction de la pression

Considérons, par exemple, un gaz liquéfié pur à l'équilibre thermodynamique dont l'état est représenté par le point A de la figure précédente. Si on lui fournit de la chaleur, le point représentatif de son état se déplace sur la courbe de tension de vapeur saturante jusqu'à rejoindre le point B. Le gaz liquéfié peut alors passer, par dépressurisation brutale, à l'état représenté par le point E en restant, au moins momentanément, surchauffé, à l'état liquide avant de se vaporiser plus ou moins rapidement. En revanche, du gaz liquéfié dont l'état est représenté par le point C de la courbe de tension de vapeur, ne peut subir une dépressurisation brutale amenant la droite verticale représentative de cette transformation à couper la droite limite de surchauffe sans subir une vaporisation homogène et rapide, pouvant même avoir un caractère explosif.

✧ THEORIE DU **BLEVE**

La théorie considère qu'un liquide, dont la température est supérieure à sa température limite de surchauffe à la pression atmosphérique et qui est dépressurisé à la pression atmosphérique, donne matière à un BLEVE. En effet, presque immédiatement après la dépressurisation, des bulles se forment, se développent, et en quelques millisecondes, une importante fraction de liquide se transforme en vapeur. Le volume massique de la vapeur étant de plusieurs centaines de fois supérieur à celui du liquide, ce phénomène assimilable à une explosion, est susceptible d'engendrer une onde de choc.

Cette explosion peut être qualifiée de physique en ce sens qu'elle correspond à un changement de phase, par opposition à une explosion "classique" qui correspondrait à une réaction d'oxydation (combustion).

Un BLEVE peut se produire lorsqu'un réservoir partiellement rempli avec un liquide surchauffé sous pression, se trouve exposé à un feu. Le scénario peut être décrit comme suit :

- 1) Une capacité sous pression (par ex.: une sphère ou un cylindre sous pression), partiellement remplie avec un liquide surchauffé (propane, propylène) est exposée au flux thermique élevé d'un feu.
- 2) La température du liquide va augmenter progressivement engendrant une élévation de la pression dans le réservoir. Lorsque la tension de vapeur correspondant à la température du liquide atteint la valeur de la pression de tarage des soupapes, ces dernières vont s'ouvrir et relâcher une masse de vapeur (ou de liquide) à l'atmosphère.
- 3) Dans le même temps, la température de la coque du réservoir non en contact avec le liquide, c'est-à-dire l'enveloppe de la phase vapeur, augmente de façon dramatique.
- 4) Le métal en contact avec la phase vapeur est affaibli par le flux thermique et des tensions internes élevées prennent naissance dans la structure du réservoir à l'interface vapeur/liquide.
- 5) La combinaison des tensions d'origine thermique, de la dégradation des caractéristiques mécaniques de l'acier avec la température croissante (au contact de la phase vapeur), et de l'augmentation de la pression interne du réservoir, est à l'origine de la rupture du réservoir.
- 6) La mise à l'atmosphère du contenu du réservoir après sa rupture entraîne deux phénomènes de surpression (effet de souffle) successifs :
 - ➔ le premier dû à la détente adiabatique du volume vapeur contenu dans le réservoir de la pression de tarage à la pression atmosphérique,
 - ➔ le second engendré par le flash d'une fraction non négligeable du liquide surchauffé.
- 7) Des fragments du réservoir sont projetés très loin, conséquence du seul phénomène de détente adiabatique du volume gazeux.
- 8) Une masse de fluide est libérée à l'atmosphère, comprenant :
 - la phase vapeur du réservoir
 - la vapeur générée par le flash d'une fraction non négligeable du liquide surchauffé
 - le solde de liquide atomisé mécaniquement sous forme de fines gouttelettes par la force de l'explosion.
- 9) Une boule de feu se développe par la combustion de la masse fluide inflammable relâchée à l'atmosphère.

6.2. MODELISATION DES EFFETS D'UN BLEVE

6.2.1. ONDES DE CHOC

Un BLEVE peut produire une succession d'ondes de chocs.

C'est ainsi que consécutivement à l'occurrence d'un BLEVE, il se forme une première onde de surpression résultant de la brusque détente de la phase vapeur. Cette onde de surpression est immédiatement suivie d'une onde de dépression. Une seconde onde de surpression résulte de la vaporisation brutale de la phase liquide du réservoir. Enfin, une autre onde de choc peut être engendrée par une combustion explosive du mélange air-produit rejeté si ce dernier est inflammable.

Les modélisations des effets des ondes de choc reposent sur la quantification de l'énergie disponible dans le réservoir au moment de sa rupture. Pour les GPL, les effets de surpression sont moindres que les effets thermiques de la boule de feu susceptible d'être formée.

6.2.2. PRODUCTION DE FRAGMENTS

Bien que la boule de feu constitue la principale menace du BLEVE, il convient de remarquer qu'une part notable des décès, lors d'accidents survenus aux Etats-Unis, a été attribuée aux fragments.

Tous types de réservoirs confondus, on rappelle ci-dessous les distances maximales de projection :

- 80% des fragments à moins de 250 mètres,
- 90% des fragments à moins de 400 mètres,
- distance maximale de projection observée de l'ordre de 1200 mètres.

Par ailleurs, il ne faut pas négliger le fait que les fragments présentent une forte potentialité d'effets dominos. Parmi les principaux risques, on peut citer :

- rupture des systèmes fixes d'arrosage, des canalisations (fuite, risque de dispersion de produits toxiques ou inflammables),
- perforation de réservoirs voisins,
- destruction des moyens d'intervention des pompiers (quelques cas répertoriés de perforations de citernes d'eau, de tuyaux, etc.),
- extension de l'incendie ou génération de nouveaux feux, les fragments ayant souvent tendance à entraîner une masse liquide dans leur sillage.

D'une manière générale, l'estimation des conséquences de l'émission de fragments peut se décomposer en trois phases :

- la génération du fragment,
- sa balistique,
- ses conditions d'impact. Pour évaluer ce dernier aspect, il conviendrait de tenir notamment compte :
 - des conditions d'impact,
 - de la forme du fragment,
 - du matériau constituant l'obstacle,
 - de la résistance mécanique de l'obstacle,...

6.2.3. EFFETS THERMIQUES

Dans le cas d'un BLEVE mettant en jeu un produit inflammable, la boule de feu peut être le phénomène ayant les conséquences les plus importantes, notamment du fait de ses effets radiatifs.

Plusieurs théories ont été développées pour déterminer les effets des boules de feu. Elles procèdent toutes selon une démarche similaire et s'articulent autour des étapes suivantes :

- détermination du diamètre de la boule de feu,
- détermination de sa durée de combustion,
- estimation de son élévation,
- calcul de la densité de flux thermique radiatif reçu par une personne exposée à son rayonnement,
- détermination des effets sur l'homme.

Les effets thermiques du rayonnement d'une boule de feu sur une population donnée dépendent de l'intensité des radiations qu'elle reçoit, ainsi que de la durée pendant laquelle elle s'y trouve exposée.

Il est clair que l'estimation des effets sur l'homme de l'exposition à un flux thermique rayonné est complexe car dépendant de très nombreux facteurs, dont notamment la nature et l'importance des surfaces brûlées, l'âge des personnes exposées, leurs facultés d'adaptation et de résistance, les obstacles au rayonnement pouvant constituer autant d'abris,... Bien évidemment, la rapidité d'accès à des soins est également d'importance.

6.3. PARAMETRES CARACTERISTIQUES DE L'EFFET BLEVE

Pour calculer les effets conséquences, missiles, onde de choc, boule de feu, un certain nombre de données et paramètres doivent être connus, à savoir :

6.3.1. DONNEES

① Définition des paramètres utilisés et unités

ANTA	Constante d'Antoine
ANTB	Constante d'Antoine
ANTC	Constante d'Antoine
Charge	Charge thermique reçue pendant l'exposition au BLEVE (kW/m ²) ^(4/3) .s
Cpa	Chaleur spécifique de l'air à pression constante (KJ Kg °K)
Cplt	Chaleur spécifique du liquide à température de rupture T1 (KJ Kg °K)
Cpl (288)	Chaleur spécifique du liquide à 15° C (KJ Kg °K)
CplT	Chaleur spécifique du liquide à température T (KJ Kg °K)
Cpv	Chaleur spécifique de la vapeur à pression constante (KJ Kg °K)
d	Distance au sol de la cible (m)
D _{BF}	Diamètre de la boule de feu (m)
D goût	Diamètre des gouttelettes (m)
EL	Longueur caractéristique des tourbillons (m)
EN	Nombre de tourbillons dans le nuage
hc	Enthalpie de combustion du produit à T1 (KJ/Kg)
H _{BF}	Hauteur du centre de la boule de feu
HR	Humidité relative de l'air (%)
M	Masse totale initiale de produit dans le réservoir (M = M L + MG) (Kg)
ML	Masse initiale de liquide dans le réservoir (Kg)
MG	Masse initiale de gaz dans le réservoir (Kg)
Ma	Masse d'air (Kg)
MOLE	Masse molaire (g/mole)
N	Nombre de tourbillons produits
Po	Pression atmosphérique (bar)
P1	Pression de rupture du réservoir (bar)
R _{BF}	Rayon de la boule de feu (m)
SEP	Surface émissive Power (radiation de la boule de feu) KW/m ²
Télév	Durée d'élévation de la boule de feu
texp	Durée de la phase d'expansion (seconde)
tcomb	Durée de combustion de la boule de feu (secondes)
tfb	Durée totale du Bleve (secondes)
tp	Temps caractéristique de production des tourbillons
TA	Température ambiante (°K)
T _{BF}	Température moyenne de la boule de feu (°K)
TM	Température moyenne du nuage après son expansion (°K)
To	Température d'ébullition du liquide à Po (°K)
TCRI	Température critique du liquide °K
T ₁	Température du liquide à la pression de rupture (°K)
Tser	Température de stockage du produit (°K)
T	Température moyenne (To x T ₁) ^{0.5} (°K)
T end	Température en fin de combustion (°K)
UL	Vitesse turbulante (m/s)
U élév	Vitesse d'élévation de la boule de feu (m/s)
V	Volume du réservoir (m ³)
V _{BF}	Volume de la boule de feu (m ³)
Va	Volume de l'air dans le nuage (m ³)
Vc	Volume du nuage avant inflammation (m ³)
Vn	Volume de produit vaporisé (m ³)
X	Fraction de remplissage du réservoir
α	Fraction initiale de liquide dans le réservoir
β	Fraction de liquide qui se vaporise instantanément lors de la détente à P ₀
ΔHvap	Enthalpie de vaporisation KJ/Kg à T1
ΔHtbul	Enthalpie de vaporisation KJ/Kg à température d'ébullition
ε _{fr}	taux d'élongation du matériau

γ	le rapport des chaleurs spécifiques du gaz.
ρ_{Aa}	Masse volumique de l'air à P_o et T_A (Kg/m ³)
ρ_l	Masse volumique du liquide à P_o et T_o (Kg/m ³)
ρ_{ltser}	Masse volumique du liquide à P_{ser} et T_{ser} (Kg/m ³)
ρ_{lt}	Masse volumique de liquide à la rupture T_1 et P_o (Kg/m ³)
ρ_{va}	Masse volumique de la vapeur à P_o et T_A (Kg/m ³)
ρ_{vo}	Masse volumique de la vapeur à P_o et T_o (Kg/m ³)
ρ_{vt}	Masse volumique de la vapeur à la rupture T_1 et P_o
ρ_{vtm}	Masse volumique du nuage à T_m et P_o (Kg/m ³)
$\Phi_{reçu}$	Flux reçu par une cible située à une distance au sol de X mètres (KW/m ²)
τ	Facteur transmission dans l'air
LSI	(% vol) limite supérieure d'inflammation
σ	Tension de surface du produit (N/m)
ξ	Taux de dissipation de l'énergie cinétique turbulente

6.3.2. PARAMETRES DE SURCHAUFFE

La température de surchauffe du fluide au moment du déclenchement d'un BLEVE, s'exprime par :

$$T_1 = T_0 + \Delta T \quad (K) \quad (\text{eq.BL.1})$$

La température du liquide dans le réservoir au moment du BLEVE est théoriquement la température d'équilibre correspondant à la pression de tarage des soupapes.

→ Si le GPL est un corps pur :

Soit

$$VP = 7,5 \cdot 10^{-3} \times P_1 \quad (\text{eq.BL.2})$$

$$(1 \text{ Pa} = 760/101.325 = 7,5 \cdot 10^{-3} \text{ mm Hg})$$

L'équation d'Antoine permet de calculer T_1 :

$$T_1 = \left(\frac{-ANTB}{\ln VP - ANTA} \right) - ANTC \quad (K) \quad (\text{eq.BL.3})$$

→ Si le GPL est un mélange

$$(T_1)_{\text{mel}} = \sum_i (FRMOLE)_i (Ts)_i \quad (K) \quad (\text{eq.BL.4})$$

avec $FRMOLE_i$ la fraction moléculaire du composant i dans le mélange.

$$\Delta T = T_1 - T_o \quad (\text{eq.BL.5})$$

6.3.3. TAUX DE FLASH

$$EVAP1 = 1 - \exp \left\{ \frac{C_{plt}}{\Delta H_{tbul}} (T_o - T_1) \right\} \quad (\text{eq.BL.9})$$

le taux de flash est :

$$\beta = EVAP1 \quad (\text{eq.BL.10})$$

6.3.4. MASSES PARTICIPANTES

Nous distinguons 2 masses participantes.

❶ **MG**, la masse de vapeur dans le réservoir au moment du BLEVE.

Cette masse participera :

- à l'effet missile
- à l'effet onde de choc de détente adiabatique
- à l'effet boule de feu

$$MG = \frac{(1 - X)V_x \text{MOLE} \times P_1}{8312,4 \times T_1} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.BL.11})$$

❷ **ML**, la masse de liquide qui flashe après dépressurisation du réservoir.

Cette masse participera :

- à l'effet onde de choc due au flash isentropique
- à l'effet boule de feu

$$ML = X \times V \times \text{DENS}(T_s) \times \text{EVAP}_1 \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.BL.12})$$

6.4. ENERGIE DEVELOPPEE

6.4.1. ENERGIE DEVELOPPEE PAR LA DETENTE ADIABATIQUE DE LA PHASE VAPEUR

Si un volume V contient un gaz parfait à la pression absolue P et à la température T, alors par définition on a :

$$PV = n R T \quad (\text{eq.BL.13})$$

avec n, le nombre de moles de gaz
R, la constante des gaz parfaits

Si une quantité de chaleur q est transmise au volume V, la pression va s'élever à la valeur P₁ et la température à la valeur T₁. On peut dès lors écrire :

$$q = n C_{pv}(T_1 - T_0) = (P_1 - P_0)V / (\gamma - 1) \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.BL.14})$$

avec

C_{pv} est la chaleur spécifique à volume constant en J/kg K à la température $T = \sqrt{T_0 T_1}$

La grandeur q est l'énergie emmagasinée dans un réservoir chauffé par un feu extérieur avant sa rupture. Cette rupture est ductile.

Dans le cas d'une fracture ductile, de l'énergie est perdue dans une détente des gaz due à la variation de volume du réservoir en fracture : énergie absorbée par le réservoir.

$$V_{fr} = V_{gaz} (1 + \epsilon_{fr}) \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.BL.15})$$

avec

V_{gaz} le volume en phase vapeur dans le réservoir avant rupture (m³)
 $V_{gaz} = (1 - X) \times V \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.BL.16})$

$\epsilon_{fr} = 0,06$ pour les aciers spéciaux

$\epsilon_{fr} = 0,38$ pour les aciers au carbone

L'énergie disponible s'exprime dès lors en appelant :

$$\Delta p = P_1 - P_0$$

$$ENER1 = \frac{(\Delta p) V}{(1 + \varepsilon_{fr})^{3\gamma-3} (\gamma - 1)} \quad (J) \quad (eq.BL.17)$$

Cette énergie disponible E_i se répartit en énergie de fragmentation (effet missile) et en énergie d'onde de choc :

$$E_i = E_{MIS} + E_{CH} \quad (J) \quad (eq.BL.18)$$

L'énergie dévolue à l'effet missile d'écrit :

$$E_{MIS} = F \times E_i \quad (J) \quad (eq.BL.19)$$

$$E_{CH} = (1 - F) \times E_i \quad (J) \quad (eq.BL.20)$$

avec F , le facteur de rendement d'énergie de fragmentation
 $F = 0,6$ pour une rupture ductile
 $F = 0,2$ pour une rupture fragile

$$\Delta p = (P_1 - P_0) \quad (Pa) \quad (eq.BL.21)$$

La rupture est ductile et

$$F = 0,6$$

$$ENER1 = \frac{(P_1 - P_0) \times V}{(1 + \varepsilon_f)^{3\gamma-3} (\gamma - 1)} \quad (J) \quad (eq.BL.22)$$

$$EMIS = 0,6 \text{ ENER1} \quad (J) \quad (eq.BL.23)$$

$$ECH = 0,4 \text{ ENER1} \quad (J) \quad (eq.BL.24)$$

6.4.2. ENERGIE DEVELOPPEE PAR LE FLASH ISENTROPIQUE DE LA PHASE LIQUIDE

Cette énergie ne participe qu'à l'onde de choc. Elle ne participe pas à l'effet missile. Il faut quantifier l'énergie interne disponible après flash et expansion isentropique.

L'enthalpie spécifique s'exprime :

$$h = u + pv \quad (eq.BL.25)$$

avec

u , l'énergie interne spécifique (J/kg)

p , la pression absolue (Pa)

v , le volume spécifique (m^3/kg)

L'énergie interne de flash du liquide s'écrit :

$$ENER = (u_1 - u_2) m_1 \quad (J) \quad (eq.BL.26)$$

avec

1, l'état liquide au moment du déclenchement du BLEVE

2, l'état concernant les phases liquides et vapeurs après flash sous conditions atmosphériques.

m_1 , la masse de fluide relâchée (kg).

Si l'on considère la phase liquide contenue dans le réservoir au moment de sa rupture, une partie de ce liquide va flasher sous condition atmosphérique.

Soit β la fraction de liquide qui se vaporise :

$$\beta = 1 - e^{\left(C_{\text{plt}} \cdot \frac{T_0 - T_1}{\Delta H_{\text{vap}}} \right)} \quad (\text{eq.BL.27})$$

Calcul de l'état 1

$$u_1 = h_1 - P_1 \rho v t \quad (\text{eq.BL.28})$$

$$h_1 = C_{\text{plt}} \times T_1 \quad (\text{eq.BL.29})$$

$$u_1 = C_{\text{plt}} \times T_1 - \frac{P_1}{\rho l t} \quad (\text{eq.BL.30})$$

Calcul de l'état 2

$$P_2 = P_0$$

$$T_2 = \left[\left(T_1 - \frac{\Delta H_{\text{tbul}}}{C_{\text{plt}}} \times X \right) \times T_A \right]^{0.5} \quad (\text{eq.BL.31})$$

$$u_2 = (1-X)h_{\text{liq}} + Xh_g - (1-X)P_2 v_{\text{liq}} - XP_2 v_g \quad (\text{eq.BL.32})$$

$$h_{\text{liq}} = C_{\text{plT}} \times T_2 \quad (\text{eq.BL.33})$$

$$h_g = C_{\text{pv}}(T) \times T_2 \quad (\text{eq.BL.34})$$

$$v_{\text{liq}} = 1 / \rho l T \quad (\text{eq.BL.35})$$

$$u_2 = T \left(X C_{\text{pv}} T + (1-X) C_{\text{plT}} \right) - P_0 \left(\frac{X}{\rho v T} + \frac{(1-X)}{\rho l T} \right) \quad \text{eq.BL.36}$$

$$\text{ENER2} = (u_2 - u_1) m_1 \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.BL.37})$$

$$m_1 = \rho l t_{\text{ser}} \times V \times X \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.BL.38})$$

6.5. EFFET MISSILE

Un réservoir de G.P.L. contient deux phases :

- une masse liquide dont la température régit la pression de tension de vapeur et donc limitée à la température correspondant à la pression de tarage des soupapes.
- une masse en phase gazeuse, en équilibre avec la phase liquide.

L'énergie de fragmentation et d'émission de fragments ou missiles est celle afférente à la détente adiabatique de la masse en phase vapeur.

Cette énergie se dissipe sous différentes formes :

- énergie de déformation plastique du réservoir (cas de la rupture ductile)
- énergie de fragmentation
- énergie dissipée en onde de choc.

6.5.1. CALCUL BALISTIQUE APPLICABLE A UN CYLINDRE DE G.P.L.

① Fragmentation d'un cylindre de G.P.L.

Dans le cas de la fragmentation d'un réservoir de GPL cylindrique la configuration des fragments peut être supposée constituée d'un fond (rupture suivant bordure circonférentielle) et la virole et l'autre fond.

La masse du missile étant calculable on peut aisément déterminer la vitesse initiale et approcher la valeur de l'angle de tir.

■ pour un fond

$$MMIS = 0,25 \pi (d^2 + 4 h^2) \times ep \times \rho_{acier} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.BL.39})$$

→ hémisphérique

d = DEQU, le diamètre du cylindre

h = 0,5 DEQU

$$MMIS = 0,5 \pi \overline{DEQU}^2 \times ep \times \rho_{acier} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.BL.40})$$

→ calotte sphérique

d = DEQU, le diamètre du cylindre

h = f, la flèche

$$MMIS = 0,25 \pi \left(\overline{DEQU}^2 + 4 f^2 \right) \times ep \times \rho_{acier} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.BL.41})$$

■ pour un fond + virole

$$MMIS = \pi \times ep \times \rho_{acier} \times \left[\overline{DEQU} \times \overline{LEQU} + 0,25 (d^2 + 4 h^2) \right] \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.BL.42})$$

La masse du cylindre se calcule par

$$MEQU = \pi \times ep \times \rho_{acier} \times \left[\overline{DEQU} \times \overline{LEQU} + 0,5 (d^2 + 4 h^2) \right] \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.BL.43})$$

On obtient :

→ pour une rupture fragile

$$ENER1 = \frac{0,2 (PSER - PATM) \times V}{(\gamma - 1)} \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.BL.44})$$

→ pour une rupture ductile

$$ENER1 = \frac{0,6 (2,5 PSER - PATM) \times V}{(1 + \varepsilon_{fr})^{3\gamma-3} (\gamma - 1)} \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.BL.45})$$

Cas de la vitesse d'éjection

$$VMIS = \left(\frac{2 ENER1}{MEQU} \right)^{0,5} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.BL.46})$$

② Trajectoire d'un missile

Nous négligeons la résistance de l'air :

Les équations du mouvement d'un missile M s'écrivent :

$\begin{aligned} x &= V_0 t \cos \alpha \\ y &= V_0 t \sin \alpha - \frac{gt^2}{2} \\ z &= 0 \end{aligned}$

(eq.BL.47)

Il résulte de ces dernières équations que le mouvement a lieu dans le plan Oxy.

Quand on dispose des équations du mouvement du point, on peut à l'aide des méthodes cinématiques déterminer toutes les caractéristiques de la trajectoire.

1°) Trajectoire du point

En éliminant le temps t entre l'équation de x et celle de y, on obtient l'équation de la trajectoire du point :

$$y = x \tan \alpha - \frac{gx^2}{2v_0^2 \cos^2 \alpha}$$

(eq.BL.48)

C'est l'équation d'une parabole dont l'axe est parallèle à l'axe Oy.

2°) Amplitude ou portée x₂

Soit OC = x₂ la portée du missile, ou impact au sol de la masse m, mesurée le long de l'axe Ox. Pour ce faire on pose y = 0 dans l'équation de la parabole :

$$x \left(\tan \alpha - \frac{gx}{2v_0^2 \cos^2 \alpha} \right) = 0$$

deux solutions :

x₁ = 0 correspondant au départ de la trajectoire (origine du tir)

$$x_2 = \frac{2v_0^2 \cos^2 \alpha \tan \alpha}{g}$$

$$\text{RMIS} = \frac{v_0^2 \sin 2\alpha}{g}$$

(eq.BL.49)

Cette dernière formule montre que la même portée x = x₂, sera obtenue avec une même vitesse initiale V₀, pour un angle β tel que

$$2\beta = 180^\circ - 2\alpha$$

ou $\beta = 90^\circ - \alpha$

Par conséquent pour une vitesse initiale donnée V₀ deux trajectoires mènent au point C:

- une trajectoire plongeante, β < 45°
- une trajectoire verticale, α > 45°

3°) Hauteur de la trajectoire à l'apogée

A l'apogée, la trajectoire d'une parabole étant symétrique, on a :
y₁ = y (x₂/2)

$$\text{avec } x_2 = \frac{v_0^2 \sin 2\alpha}{g}$$

$$y_1 = \frac{v_0^2}{2g} \sin 2\alpha \tan \alpha - \frac{g v_0^4 \sin^2 2\alpha}{g^2 v^2 \cos^2 \alpha}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{v_0^2}{2g} 2 \sin \alpha \cos \alpha \frac{\sin \alpha}{\cos \alpha} - \frac{g v_0^4 \times 4 \sin^2 \alpha \cos^2 \alpha}{8 g^2 v_0^2 \cos^2 \alpha} \\
&= \frac{v_0^2}{g} \sin 2\alpha - \frac{v_0^2}{2g} \sin^2 \alpha
\end{aligned}$$

$$y_1 = \frac{v_0^2}{2g} \sin^2 \alpha$$

(eq.BL.50)

4°) Temps de vol

La durée du parcours de la trajectoire est le temps $t = t_2$, lorsque $x = x_2$

Or, on peut écrire :

$$\begin{aligned}
x_2 &= v_0 t_2 \cos \alpha \\
t_2 &= x_2 / v_0 \cos \alpha \\
t_2 &= \frac{v_0^2}{g} \sin 2\alpha / (v_0 \cos \alpha) \\
t_2 &= \frac{2v_0^2}{g} \sin \alpha \cos \alpha / (v_0 \cos \alpha)
\end{aligned}$$

$$t_2 = \frac{2v_0}{g} \sin \alpha$$

(eq.BL.51)

Le temps pour atteindre l'apogée de la trajectoire s'écrira donc :

$$t_1 = 0,5 t_2 = \frac{v_0}{g} \sin \alpha$$

6.5.2. EFFET MISSILE BLEVE POUR UNE SPHERE DE G.P.L.

Deux approches peuvent être envisagées pour calculer l'effet missile BLEVE :

- 1) le modèle utilisé pour l'éclatement des cylindres de GPL nécessitant la connaissance de la masse du fragment, de sa vitesse initiale, et de l'angle d'éjection (**approche 1**),
- 2) une approche assimilant la portée horizontale du missile BLEVE à un niveau de surpression positive et utilisant un concept d'équivalent TNT (**approche 2**).

L'approche surpression positive/équivalent TNT, (approche 2), présente deux désavantages :

- la complexité des hypothèses nécessaires pour calculer la masse équivalente de TNT ;
- cette approche ne renseigne qu'une portée horizontale maximale, et ne peut pas être utilisée pour quantifier des critères de pénétration dans des cibles potentielles.

L'approche 1 par contre nécessite une connaissance précise des conditions initiales de fragmentation: masse, surface, vitesse, angle de tir.

Elle permet aisément de quantifier vitesse d'impact et conditions de pénétration et de perforation de cibles. Mais en ce qui concerne le BLEVE force est de constater que : la vitesse initiale des fragments ne peut être approximée que de façon aléatoire pour les sphères.

En conséquence l'emploi de la seule approche 2 est préconisé pour les sphères, qui en outre donne des résultats concordant avec les distances observés sur les BLEVE connus. L'approche 1 quant à elle utilisée pour les seuls cylindres.

Une source d'énergie contribue à l'effet missile dans le phénomène de BLEVE : la détente adiabatique de la phase vapeur du réservoir.

L'énergie ENER1 engendrée par la détente adiabatique de la phase vapeur a été calculée au paragraphe 3.1..

La masse équivalente de TNT pour l'énergie de détente adiabatique se calcule par :

$$M_{TNT} \times Q_{TNT} = EMIS = F \times ENER1$$

$$= \frac{F \Delta p V}{K} \quad (J) \quad (eq.BL.52)$$

$$M_{TNT} = \frac{F \Delta p V}{Q_{TNT} K} \quad (kg) \quad (eq.BL.53)$$

avec

Q_{TNT} , la chaleur de combustion du TNT (J/kg)= 4,69 10⁶ J/kg

et

$$K^{-1} = (1 + \varepsilon_{fr})^{3\gamma-3} (\gamma-1)$$

$$M_{TNT} = \frac{0,6(P_1-P_0) \times V}{4,6910^6 (1 + \varepsilon_{fr})^{3\gamma-3} (\gamma-1)} \quad (eq.BL.54)$$

L'application de l'équivalent TNT s'exprime dès lors :

$$R = \lambda \times (MTNT)^{1/3} \quad (eq.BL.55)$$

Nous prenons

$$\lambda = 25$$

correspondant à une surpression positive incidente de 5000 Pa

et

$$RMIS = 25 (MTNT)^{1/3} \quad (eq.BL.56)$$

6.6. EFFETS DE SURPRESSION

Deux effets de souffle sont générés lors de l'éclatement d'un réservoir de GPL :

- 1) une onde de choc engendrée par la rupture de l'enceinte, et due à une fraction de l'énergie interne de la phase vapeur contenue dans le réservoir.
- 2) Une seconde onde de choc produite par le flash adiabatique de la fraction du liquide vaporisant brutalement lors de sa mise à l'atmosphère.

Nous calculons les deux effets et retenons le maximum des deux.

6.6.1. EFFET DE SOUFFLE DU A LA DETENTE DE LA PHASE VAPEUR

L'énergie dévolue à l'onde de choc est une fraction de l'énergie interne.

$$E_{CH} = (1 - F) \frac{(P_1 - P_0) \times V}{(1 + \varepsilon_{fr})^{3\gamma-3} (\gamma - 1)} \quad (J)$$

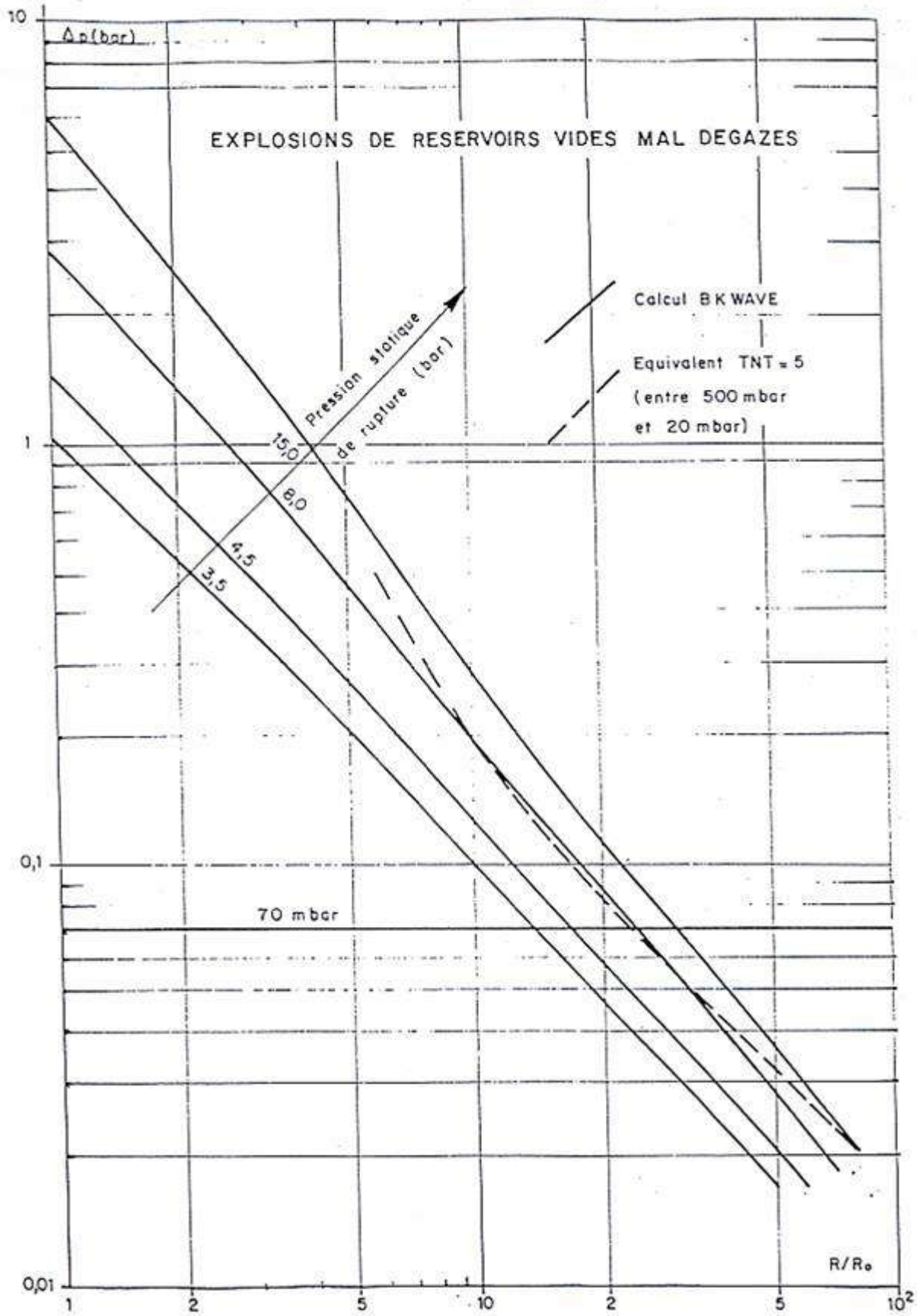


Figure BL 1

$$= 0,4 \frac{(P_1 - P_0) \times V}{(1 + \varepsilon_{fr})^{3\gamma-3} (\gamma - 1)} \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.BL.57})$$

avec $F = 0,6$ car on a une rupture ductile

Nous définissons la distance réduite λ

$$\lambda = \frac{r''}{r_0} \quad (\text{eq.BL.58})$$

où r'' est la distance à la paroi en déformation.

$$r'' = R - \frac{\text{DEQU}}{2} (1 + \varepsilon_{fr}) \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.BL.59})$$

DEQU est le diamètre du réservoir.

$$\begin{aligned} r_0 &= (E_{CH}/\text{PATM})^{0,33} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.BL.60}) \\ &= 0,022 E_{CH}^{0,33} \end{aligned}$$

avec $P_0 = 101\,325 \text{ Pa}$

Le diagramme de la figure BL 1 renseigne la surpression positive Δp^+ en fonction de la distance réduite λ .

Les courbes représentées sont identifiées par le paramètre pression d'explosion.

Pour les stockages de GPL on a :

$P_{\text{exp}} = \text{PTAR}$ (choisir la courbe 4 ou 20 bar).

Pour un seuil Δp^+_i on obtient un λ_{i1}

$$\boxed{R_{i1} = (\lambda_{i1} \times 0,022 E_{CH}^{0,33}) + \frac{\text{DEQU}}{2} (1 + \varepsilon_{fr})} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.BL.61})$$

6.6.2. EFFET DE SOUFFLE DU AU FLASH ADIABATIQUE

La figure BL.2 propose un faisceau de courbes donnant la surpression positive Δp^+ en fonction de la distance réduite λ . Chaque courbe a pour identifiant la valeur de la surchauffe ΔT .

La surchauffe ΔT a été calculée.

On choisit la courbe correspondant à la surchauffe directement supérieure à la ΔT calculée.

Pour un seuil Δp^+_i prédéterminé on extrapole le λ_i

avec $\lambda = R / (2 \times \text{MFLU})^{1/3}$ (eq.BL.62)

et

$$\boxed{R_{i2} = \lambda_{i2} (2 \times \text{MFLU})^{1/3}} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.BL.63})$$

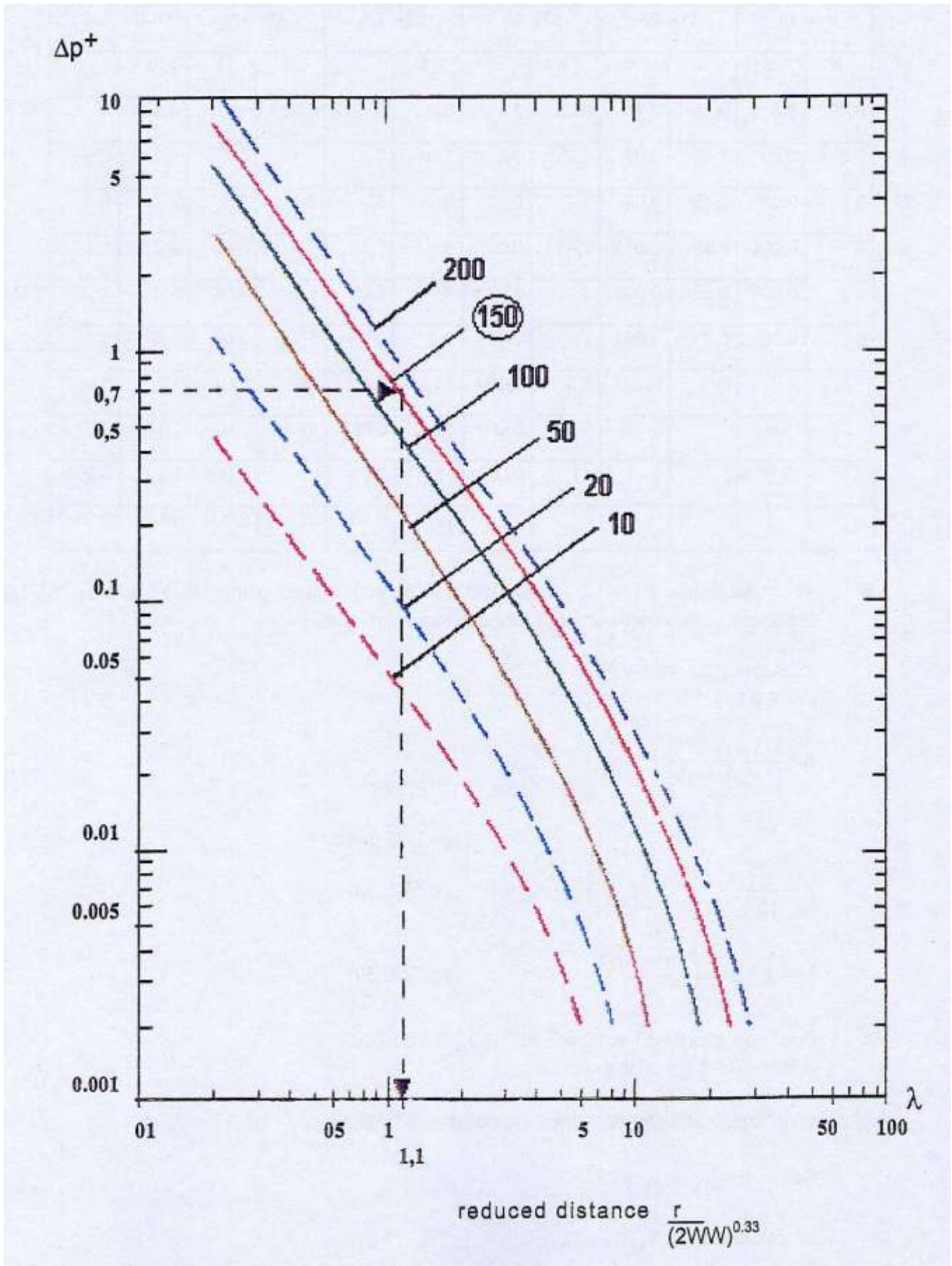


Figure BL 2

Paramétrisation des courbes $\Delta p^+ = f(\Delta T)$

	$\Delta T= 10$		$\Delta T= 20$		$\Delta T= 50$		$\Delta T= 100$		$\Delta T= 150$		$\Delta T= 200$	
	X	Y	X	Y	X	Y	X	Y	X	Y	X	Y
1	0,22	0,4	0,42	0,7	0,26	2	0,3	3	0,33	4	0,4	4
2	1,5	0,03	1,45	0,07	1,25	0,2	1,04	0,5	1,1	0,7	1,1	0,9
3	3	0,01	2,45	0,03	1,7	0,12	2	0,2	2	0,3	2	0,4
4	4	0,006	3,55	0,013	2,45	0,07	3	0,12	3,8	0,12	3,7	0,17
5	4,6	0,004	5,25	0,006	4	0,03	5	0,05	6	0,06	5,3	0,09
6	6	0,002	6,8	0,004	7	0,01	8,2	0,03	9	0,03	8,7	0,04
7			8	0,002	8,3	0,006	10,1	0,01	15	0,01	12	0,02
8					9,8	0,004	10,4	0,006	17,5	0,006	18,5	0,01
9					11	0,002	15	0,004	20	0,004	22	0,005
10							17	0,002	22	0,002	29	0,002

- Pour une courbe $\Delta T = 10, 20, 50, 100, 150$ ou 200 , entre 2 points (X_i, Y_i) et (x_{i+1}, Y_{i+1}) on extrapole linéairement en coordonnées logarithmiques (ln/ln), soit,
 y , tel que $y_{i+1} < y < y_i$
 $\ln y = a \ln x + b$

$$a = \frac{\ln y_{i+1} - \ln y_i}{\ln x_{i+1} - \ln x_i} \quad (\text{eq.BL.64})$$

$$b = \ln y_i - a \ln x_i \quad (\text{eq.BL.65})$$

$$y = \frac{\Delta p_j^+}{10^5} \quad (\text{eq.BL.66})$$

$$\lambda_j = x = \exp \left\{ \frac{\ln y - b}{a} \right\} \quad (\text{eq.BL.67})$$

- Pour une courbe $\Delta T \neq 10, 20, 50, 100, 150$ ou 200 , avec $\Delta T_k < \Delta T < \Delta T_{k+1}$

on interpole linéairement entre les courbes ΔT_k et ΔT_{k+1}

Soit $y = y_k = y_{k+1}$

on calcule x_k et x_{k+1}

$$x_k = \exp \left(\frac{\ln y - b_k}{a_k} \right) \quad (\text{eq.BL.68})$$

$$x_{k+1} = \exp \left(\frac{\ln y - b_{k+1}}{a_{k+1}} \right) \quad (\text{eq.BL.69})$$

$$K = \frac{\Delta T - \Delta T_k}{\Delta T_{k+1} - \Delta T_k} \quad (\text{eq.BL.70})$$

$$x = (1 + K) x_k = \lambda \quad (\text{eq.BL.71})$$

6.6.3. VALEUR RETENUE

Pour un seuil Δp_i^+

On prend :

$$R_i = M_{\text{ax}}(R_{i1}; R_{i2}) \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.BL.72})$$

6.7. PHASES DE DEVELOPPEMENT D'UNE BOULE DE FEU DE BLEVE

Le troisième effet du BLEVE dépend essentiellement des propriétés du liquide (inflammabilité, toxicité éventuelle) et des conditions au moment de la rupture (incendie, confinement,...). En effet, lors du flash thermodynamique dû à l'ébullition explosive, la presque totalité du liquide est vaporisée ou mise en suspension sous forme d'aérosol (fines gouttelettes), créant un nuage "de vapeurs", mélangé de gouttelettes.

Suivant la nature des produits, les effets de ce nuage de vapeurs seront très différents et l'on considère 3 formes de phénomènes :

- un nuage explosif, si le nuage est combustible et si l'inflammation n'est pas quasi instantanée, produisant un UVCE.
- une boule de feu, si le nuage est inflammable et l'ignition instantanée,
- un nuage toxique si le produit a des caractéristiques toxiques et n'est pas inflammable.

En règle générale, le cas de la boule de feu est typique du scénario du réservoir contenant un gaz liquéfié inflammable, pris dans un incendie. L'inflammation du nuage se fait dès sa formation et la combustion se propage par diffusion sans guère de pression. Les effets sont dans ce cas essentiellement de nature thermique et radiative.

Les effets radiatifs engendrés par la boule de feu dépendent :

- du diamètre de la boule de feu qui est une fonction du temps;
- du diamètre maximum atteint par la boule de feu;
- de la hauteur du centre de la boule de feu;
- de la radiance de la boule de feu;
- de la durée de vie ou temps de combustion de la boule de feu.

Le modèle de quantification présenté reprend le concept et les équations du modèle SHELL mis au point par S.SHIELD.

Ce modèle est un modèle dynamique qui prend en compte chacune des étapes de développement de la boule de feu.

6.7.1. CALCUL DES DONNEES RELATIVES AU PRODUIT AU MOMENT DU BLEVE (étapes 1 et 2)

Soit α la fraction massique de liquide dans le réservoir à l'instant précédant la rupture; si M est la masse totale présente dans le réservoir au moment du BLEVE, $\alpha.M$ est la masse de la phase liquide et $(1 - \alpha).M$ est celle de la phase gazeuse.

Le flash

Au cours des étapes 1 et 2 ci-dessus, il y a flash adiabatique. Lors de cette phase, on considère que l'apport de chaleur par le milieu extérieur est négligeable, la vaporisation est possible grâce à l'enthalpie de la phase liquide. La température de liquide tend vers la température d'ébullition du produit à pression atmosphérique (T_0 et P_0). Soit β la fraction massique de liquide vaporisée lors du flash adiabatique.

On peut donc écrire que le flash produit $\alpha.\beta.M$ (kg) de vapeur et que $(1 - \beta).\alpha.M$ (kg) de produit reste en phase liquide.

Calcul des coefficients α et β

a) **Calcul de α**

Dans la littérature, on recherche la température du produit T_1 correspondant à la pression de rupture P_1 de la capacité, et la masse volumique du liquide ρ_{lt} à la température de rupture T_1 .

La pression P_1 correspond, suivant la réglementation française relative aux équipements sous pression, à 1,1 fois la pression effective d'ouverture des soupapes si elles sont dimensionnées pour faire face à un échauffement par incendie. Sinon, P_1 correspond à la pression de rupture de la capacité qui peut être obtenue par un calcul de résistance mécanique.

Masse de liquide dans le réservoir

:

$$M_L = X.V. \rho_{lt}$$

La masse volumique de la vapeur à la pression de rupture peut être obtenue par

:

$$\rho_{vt} = \frac{P_1 \cdot 10^5 \cdot \text{MOLE}}{8.312 \cdot 10^3 \cdot T_1}$$

Masse de gaz dans le réservoir :

$$M_G = (1 - X).V.\rho_{vt}$$

$$\alpha = \frac{M_L}{M_L + M_G} = \frac{1 - \frac{\rho_{vt}}{\rho_{lt}}}{1 - \frac{\rho_{vt}}{\rho_{lt}}} \quad (\text{EQ.BL73})$$

b) **Calcul de β**

Dans la littérature, on recherche la chaleur spécifique du liquide C_{plt} et l'enthalpie de vaporisation du liquide ΔH_{vap} à la température de rupture T_1 .

$$\beta = 1 - e^{\left(C_{plt} \cdot \frac{T_0 - T_1}{\Delta H_{vap}} \right)} \quad (\text{EQ. BL 74})$$

6.7.2.. CALCUL DES DONNEES RELATIVES A LA PHASE D'EXPANSION ET D'INFLAMMATION (étapes 3, 4 et 5)

Toujours à partir des constatations faites, Shield considère que la partie de produit vaporisée lors de la brusque dépressurisation occupe un volume sensiblement égal à :

$$V_n = \alpha.\beta.M / \rho_{v0} \quad (\text{EQ.BL75})$$

En supposant le volume du liquide négligeable par rapport à celui des vapeurs produites par vaporisation, l'énergie de détente est voisine de :

$$E_w = 10^5.\alpha.\beta.M.P_0 / \rho_{v0} \quad (\text{EQ.BL76})$$

A partir des données de Johnson et Pritchard, il apparaît clairement que l'énergie de l'onde de pression du flash est peu importante par rapport à E_w . Aussi E_w est sensiblement égale à l'énergie cinétique turbulente après l'expansion du nuage mais avant dissipation de celui-ci. L'énergie cinétique turbulente étant le double de l'énergie cinétique, on peut donc écrire :

$$\alpha \cdot \beta \cdot M \cdot P_0 / \rho_{V0} = (M + M_A) \cdot U_L^2 \quad (\text{EQ.BL77})$$

Pour le propane, propylène et le butane, la valeur de U_L peut être exprimée par la relation expérimentale suivante :

$$U_L = 39,85 \left(\frac{\rho_{Aa}^2}{\rho_{Va} \cdot \rho_{V0}} \cdot \alpha \cdot \beta \right)^{\frac{1}{9}} \quad (\text{EQ.BL78})$$

A partir des équations (EQ.75) et (EQ.77), on peut calculer la masse d'air présente dans le nuage :

$$M_a = V_n \cdot \left(\frac{P_0}{U_L^2} \right) - M \quad (\text{EQ.BL79})$$

Caractéristiques de la boule de feu

La température moyenne T_M du nuage après son expansion peut être calculé à partir de l'équation :

$$M_A \cdot C_{PAa} \cdot (T_a - T_M) = \alpha \cdot \beta \cdot M \cdot C_{PVa} \cdot (T_M - T_0) \quad (\text{EQ.BL80})$$

$$T_M = [(M_A \cdot C_{PAa} \cdot T_a) + (\alpha \cdot \beta \cdot M \cdot C_{PVa} \cdot T_0)] / [(M_A \cdot C_{PAa}) + (\alpha \cdot \beta \cdot M \cdot C_{PVa})] \quad (\text{EQ.BL81})$$

Si on considère que lors du développement de la boule de feu, seule la fraction de produit vaporisée est consommée, alors on peut écrire :

$$\alpha \cdot \beta \cdot M \cdot \Delta H_{\text{comb}} = (\alpha \cdot \beta \cdot M \cdot C_{PV} + M_A \cdot C_{PAa}) (T_{BF} - T_M) \quad (\text{EQ.BL82})$$

A partir des équations (EQ.BL75) et (EQ.BL79), il vient :

$$M_A / (\alpha \cdot \beta \cdot M) = (P_0 / (\rho_{V0} \cdot U_L^2)) - (1 / (\alpha \cdot \beta)) \quad (\text{EQ.BL83})$$

En substituant (EQ.BL82) dans (EQ.BL83), on obtient la température de la boule de feu :

$$T_{BF} = [\Delta H_{\text{comb}} / (C_{PVa} + (C_{PAa} \cdot (P_0 / (\rho_{V0} \cdot U_L^2)) - (1 / (\alpha \cdot \beta))))] + T_M \quad (\text{EQ.BL84})$$

Le volume du mélange avant inflammation est donné par :

$$V_C = V_A + V_n + (\alpha \cdot (1 - \beta) \cdot M / \rho_{L0}) \quad (\text{EQ.BL85})$$

$$\text{avec } V_A = M_A / \rho_{Aa}$$

Le volume de la boule de feu est donné par :

$$V_{BF} = V_C \cdot f_1 \cdot T_{BF} / T_M$$

f_1 est un coefficient qui représente l'augmentation de volume des produits de combustion à température constante. Pour le Propane, f_1 sera pris égal à 1,125 pour du propane et 1,148 pour le Butane. Pour simplification, et sans faire d'erreur significative, on peut également prendre la valeur de 1.

Le diamètre de la boule de feu est donné par :

$$D_{BF} = \left(\frac{6}{\pi} \cdot V_{BF} \right)^{1/3} = 1,241 \cdot V_{BF}^{1/3} \quad (\text{EQ.BL86})$$

et le rayon de la boule de feu :

$$R_{BF} = D_{BF}/2$$

Par mesure de simplification, en assimilant la boule de feu à un corps noir, le rayonnement émis par la boule de feu est donné par:

$$SEP = \sigma \cdot T_{BF}^4$$

σ = constante de Stephan Boltzman = $5,669 \cdot 10^{-11}$

$$SEP = 5,669 \cdot 10^{-11} \cdot T_{BF}^4 \quad (\text{EQ.BL87})$$

La durée de combustion (tcomb)de la boule de feu peut être exprimée de la façon suivante:

$$t_{comb} = \rho_{L0} \cdot C_{pla} \cdot (D_{gout}^2) / (8 \cdot \lambda \cdot \text{LN} (1 + C_{ppa} \cdot (T_{end} - T_0) / \Delta H_{vap})) \quad (\text{EQ.BL88})$$

avec :

$$\lambda = (0,08163 \cdot T_{ref} - (0,00001762 \cdot T_{ref}^2) + 3,42) / 1000000$$

$$T_{ref} = T_0 + ((T_{end} - T_0) / 3)$$

$$T_{end} = 0,88 \cdot T_{BF}$$

$$D_{gout} = 2,805 \times \alpha^{2/15} \times \beta^{1/16} \times (((\sigma / \rho_{v0})^{0,6} / ((\beta \cdot EN^3) \cdot \xi)^{0,4})$$

$$\xi = 39,85^{1/3} \times (\rho_a / \rho_{va})^{1/3} / (M / \rho_a)^{1/3}$$

$$T_{élèv} = T_{BF} \times 2/3$$

$$EN = \left(\frac{P_1 \cdot 10^5}{4/3\pi \times (C_a \cdot U_L^2)} - \frac{C_{v0}}{4/3\pi \times Ca \times \alpha \cdot \beta} + \frac{1}{4/3\pi} \right)$$

En considérant que la boule de feu est le siège d'une turbulence isotrope la fluctuation de la vitesse d'expansion du nuage est donnée par :

$$U' = U_L \cdot (2/3)^{0,5} \quad (\text{EQ.BL89})$$

D'après Lewis et von Elbe, la durée de la phase d'expansion du nuage est obtenue par :

$$t_{exp} = R_{BF} / U'$$

$$t_{exp} = D_{BF} / [2 \cdot (2/3)^{0,5} \cdot U_L] = D_{BF} / (1,633 \cdot U_L) \quad (\text{EQ.BL90})$$

Ce qui donne comme durée totale du phénomène :

$$T_{BF} = t_{exp} + T_{comb} \quad (\text{EQ.BL91})$$

Toujours à partir des constatations faites, Shield considère que la vitesse d'élévation du nuage est voisine de $U'/2$, ce qui nous permet d'estimer l'élévation de centre du nuage par rapport au sol :

$$H_{FB} = R_{BF} + [(U'/2) \cdot t_{exp}] = 3/2 \cdot R_{BF} \quad (\text{EQ.BL92})$$

6.8. CHARGES THERMIQUES RETENUES POUR L'EFFET BOULE DE FEU

On s'intéresse ici aux effets thermiques radiatifs d'une boule de feu formée lors d'un BLEVE. La première fonction des modèles est de déterminer des lieux de l'espace où une densité de flux thermique radiatif donnée est observée.

Il est donc possible, en première approximation, de ne s'intéresser qu'à la distance de la boule de feu (généralement comptée depuis la projection de son centre au sol) où une densité fixée de flux thermique rayonné est reçue.

Lorsqu'une personne est exposée à une densité de flux thermique, les effets auxquels on s'intéresse habituellement sont définis comme étant l'apparition (à faible probabilité) de la létalité, des brûlures significatives, de la douleur... Ces effets sont directement fonction de la densité de flux thermique ϕ et du temps t pendant lequel le sujet est exposé à cette densité de flux thermique. Les effets varient bien évidemment selon que la personne est un enfant ou un vieillard, ainsi qu'en fonction de son état de santé ou de ses facultés d'accoutumance.

Ainsi, les courbes dans un plan (ϕ, t) correspondant à un effet donné sont-elles établies pour une population représentative de l'ensemble des situations susceptibles de se produire.

Dans le plan $\ln(\phi)$, $\ln(t)$, et pour des durées d'exposition qui sont, au plus, de l'ordre de la minute, ces courbes sont assimilables à des droites, et donc, à effet E constant, flux thermique et temps se trouvent pratiquement liés par une relation $\phi^n \cdot t = E$. Sur ces courbes, les coordonnées d'un point (ϕ, t) représentent l'échelon de densité de flux thermique ϕ et le temps d'application t de cet échelon nécessaire pour que l'effet E se produise.

Cet effet se produira dès que $\phi^n \cdot t \geq E$.

En pratique, lors d'un accident, un observateur n'est jamais soumis à un échelon de densité de flux thermique constant au cours du temps, et il y a donc lieu d'intégrer les apports de chacun des pas de temps pendant lesquels la densité de flux thermique est supposée constante, en calculant :

$$I = \int \phi(t)^n \cdot dt$$

L'effet se produira si $I \geq E$.

Il convient en premier lieu de garder à l'esprit qu'une telle intégrale est calculée faute de mieux à ce jour.

En effet, l'hypothèse implicite qui sous-tend la démarche est celle de l'ergodicité, en ce sens que la contribution de chaque échelon élémentaire de flux reçu est supposée avoir strictement le même effet que si cet échelon était le premier. En d'autres termes, on ne tient compte ni d'une éventuelle accoutumance, ni d'une éventuelle évolution des tissus ou autres effets similaires.

Il y a bien évidemment lieu de définir les seuils à considérer. C'est ainsi que pour la létalité, il est d'usage de retenir un seuil correspondant au décès de 1% de la population exposée. Pour les effets irréversibles, on retient un seuil de brûlures significatives du second degré. Il faut toutefois souligner que la définition même des brûlures du second degré est sujette à discussion.

On notera d'emblée ici qu'il est communément admis que les effets thermiques (effets létaux et brûlures significatives) dépendent d'une variable dite « charge thermique » (c'est ainsi que nous traduisons le terme anglo-saxon « thermal load ») en $\phi^{4/3} \cdot t$, où ϕ est la densité de flux thermique reçue (en kW/m^2) et t la durée d'exposition à cette densité de flux (en secondes).

Charge thermique correspondant au seuil de létalité 1% et brûlures du second degré

Il convient de définir les seuils à considérer. C'est ainsi que pour la létalité, il est d'usage de retenir un seuil correspondant au décès de 1% de la population exposée. Pour les effets irréversibles, on retient un seuil de brûlures significatives du second degré (dont la définition varie suivant les sources).

Il existe différents travaux portant sur les seuils relatifs à l'exposition d'une personne à un flux thermique. Ces approches s'attachent à définir des critères simples permettant d'évaluer un ordre de grandeur des distances où un effet donné sera susceptible d'être observé. Nous avons recensé quatre approches, celles d'EISENBERG, du TNO, de HYMES et de LEES.

L'approche d'EISENBERG ne se réfère qu'aux effets létaux. Longtemps la seule employée, elle a été établie à partir d'observations statistiques sur les effets des tirs nucléaires de la seconde

guerre mondiale. Elle revient à retenir un seuil de $1060 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \cdot \text{s}$ pour le seuil de létalité à 1%.

Les seuils proposés par le TNO (soit 421 et $390 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \cdot \text{s}$, respectivement pour les effets létaux et les brûlures du second degré) sont très inférieurs aux autres seuils relevés. L'approche du TNO paraît d'emblée trop majorante sans application de corrections et ne sera donc pas retenue.

L'approche d'HYMES faite à partir d'une synthèse des travaux disponibles visant à caractériser les effets d'un flux thermique sur l'homme, conduit à retenir des seuils de 1200 et $1033 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \cdot \text{s}$ respectivement pour le seuil de létalité à 1% et le seuil des brûlures significatives. Cet auteur note par ailleurs que le premier de ces deux seuils correspond également à celui des brûlures sévères du second degré, d'une profondeur supérieure à 0,1 mm.

Par ailleurs, HYMES rapporte l'apparition de cloques sur la peau nue pour des seuils compris entre 250 et $700 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \cdot \text{s}$.

L'approche de LEES est la plus récente. Elle vise à prendre en compte :

- la réaction humaine face au danger,
- le flux thermique effectif reçu,
- la protection apportée par les vêtements,
- l'éventuelle inflammation des vêtements,
- la sévérité des brûlures,
- le traitement médical des brûlures.

Le modèle de LEES considère :

- Le cas d'un adulte légèrement habillé dont la tête, le cou, les avant-bras et les mains sont exposés, ce qui correspondrait à une fraction de quelques 10,5% pour la face avant du corps et 9,5% pour sa face arrière, soit une surface nue totale de 20%.
- La population exposée est dans la tranche d'âge de 10 à 69 ans, ce qui conduit (au prorata des classes d'âge), à une mortalité moyenne d'environ 9%.
- LEES choisit d'associer à la probabilité de 9% une profondeur de lésion de 0,25 mm correspondant à une charge thermique $\Phi^{4/3} \cdot t$ égale à $1200 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \cdot \text{s}$ (seuil des brûlures du second degré retenu par LEES).
- A partir de la relation donnant l'épaisseur des lésions en fonction de la charge $\Phi^{4/3} \cdot t$, on a, pour $\Phi^{4/3} \cdot t = 920 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \cdot \text{s}$, une épaisseur de lésion nulle et par voie de conséquence une probabilité de décès nulle également. LEES établit ainsi, par extrapolation, une relation entre la charge $\Phi^{4/3} \cdot t$ et la probabilité de décès.
- LEES introduit une correction d'un facteur 0,5 sur la charge thermique correspondant à une probabilité de décès donnée en arguant que l'individu expose sa face avant et arrière en alternance.
- Enfin, à partir d'une charge thermique $\Phi^{4/3} \cdot t$ égale à $1800 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \cdot \text{s}$, LEES suppose l'inflammation des vêtements et alors le doublement de la surface exposée, ce qui revient alors à annuler la correction précédente.
-
- En résumé de ce qui précède, nous retiendrons les seuils suivants :

1. seuil de létalité 1% :

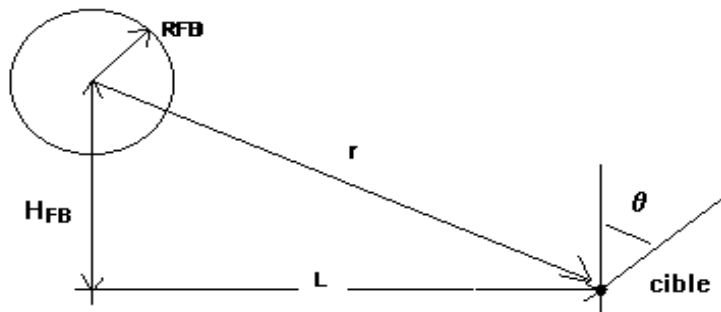
$$\Phi^{4/3} \cdot t = 1600 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \cdot \text{s}$$

2. seuil des brûlures du second degré :

$$\Phi^{4/3} \cdot t = 1000 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \cdot \text{s}$$

6.9. CALCUL DU FACTEUR DE VUE

De façon simplifiée on considère une cible disposée perpendiculairement à la surface de la boule de feu :



Le facteur de vue s'exprime de façon simplifiée pour une cible disposée perpendiculairement à la surface de la boule de feu :

$$F_v = \left[\frac{4\pi R_{FB}^2}{4\pi r^2} \right] \cos\theta \quad (\text{eq.BL.93})$$

avec $r^2 = L^2 + H_{BF}^2$ (eq.BL.94)

$$F_v = \left[\frac{R_{FB}^2}{L^2 + H_{BF}^2} \right] \cos\theta \quad (\text{eq.BL.95})$$

en posant de façon majorante $\theta = \pi/2$ on obtient :

$$F_v = R_{FB}^2 / (L^2 + H_{BF}^2) \quad (\text{eq.BL.96})$$

6.10. ATTENUATION DANS L'AIR

D'après Welker et Sliepcvitch le taux d'atténuation dans l'air est donné par la relation :

$$\tau = 0,79 \cdot (100/HR)^{(1/16)} \cdot [30,5 / ((H^2+L^2)^{0,5} - R_{BF})]^{(1/16)} \quad (\text{EQ.BL97})$$

6.11. PROCEDURE DE CALCUL DE LA DOSE RECUE

On connaît : t_{fb} , t_{exp} , t_{elev} et T_{comb}

Si l'on fait varier le temps entre $t = 0$ et t_{fb} par pas de temps Δt , on calcule pour chaque pas de temps les valeurs de R_{FB} , H_{fb} , le Φ reçu à la distance de la cible ($\Phi \text{ reçu} = SEP * F_v * \tau$).

A partir de ces valeurs on calcule la dose reçue pour chaque pas de temps que l'on cumule jusqu'à la fin de la durée du phénomène.

a) Calcul de R_{FB} pour chaque pas de temps entre 0 et t_{fb}

$$R_{FB} = SI(t < t_{exp} ; U' * t ; SI(t < t_{comb} ; R_{FB} ; R_{FB} - (U' * (t - t_{comb})))$$

b) Calcul de H_{FB} pour chaque pas de temps entre 0 et t_{fb}

$$H_{FB} = SI(t < t_{exp}; R_{FB}; SI(t < t_{élev}; R_{FB} + U/2 * (t - t_{exp}); R_{FB} + U/2 * (t_{élev} - t_{exp})))$$

c) Calcul de T_{FB} pour chaque pas de temps entre 0 et t_{fb}

$$T_{FB} = SI(t < t_{exp}; "-"; SI(t < T_{comb}; T_{FB} - ((T_{fb} - T_{end}) * (t - t_{exp})) / (t_{comb} - t_{exp})); "-"))$$

d) Calcul de SEP pour chaque pas de temps entre 0 et t_{fb}

$$SEP = SI(t < t_{exp}; SEP * t / t_{exp}; SI(t < T_{comb}; \sigma * T_{FB}^4; \sigma * T_{end}^4))$$

e) Calcul de Φ reçu à la distance L pour chaque pas de temps Δt entre 0 et t_{fb}

$$\Phi \text{ reçu} = SEP * Fv * \tau$$

Fv et τ sont calculés pour chaque pas de temps en fonction de R_{FB} et H_{FB} avec les formules BL 96 et BL 97

f) Calcul de la dose reçue à la distance L pour chaque pas de temps Δt entre 0 et t_{fb}

$$\text{Dose}(\Delta t) = \Phi \Delta \tau \text{ reçu}^{4/3} * \Delta t$$

$$\text{Dose totale reçue} = \sum \Phi \Delta \tau \text{ reçu}^{4/3} * \Delta t$$

Si la dose totale reçue est supérieure à la valeur du seuil retenu (1600 ou 1000 (kW/m²)^{4/3}.s) il faut recommencer l'itération en augmentant la distance L du receveur et inversement.

6.12. SYNTHÈSE DES ÉQUATIONS ET CORRELATIONS À CALCULER POUR L'EFFET BOULE DE FEU EN CAS DE BLEVE

① EQUATIONS

■ Température de surchauffe T_1

$$VP = 7,5 \cdot 10^{-3} P_1 \quad (\text{mm Hg})$$

$$T_1 = \left[\frac{-ANTB}{\ln VP - ANTA} \right] - ANTC \quad \text{eq.BLI}$$

si mélange

$$(T_1)_{\text{mel}} = \sum_i (FRMOLE)_i (T_1)_i$$

avec $FRMOLE_i$ la fraction moléculaire du composant i dans le mélange.

■ Masses

→ Masse liquide contenue dans le réservoir au moment du Bleve

$$M_L = X \cdot V \cdot \rho_{li} \quad \text{eq.BLII}$$

→ Masse en phase vapeur contenue dans le réservoir au moment du Bleve

$$M_G = (1 - X) \cdot V \cdot \rho_{vt} \quad \text{eq.BLIV}$$

$$\rho_{vt} = \frac{P_1 \cdot 10^5 \cdot \text{MOLE}}{8.312 \cdot 10^3 \cdot T_1}$$

→ Fraction liquide au moment du Bleve

$$\alpha = \frac{M_L}{M_L + M_G} = \frac{1 - \frac{\rho_{vt}}{M/V}}{1 - \frac{\rho_{vt}}{\rho_{lt}}} \quad \text{(eq.BLV)}$$

→ Fraction du liquide flashant au moment du Bleve

$$\beta = 1 - e^{\left(C_{plt} \cdot \frac{T_0 - T_1}{H_{vap}} \right)} \quad \text{(eq. BL VI)}$$

Masse totale contenue dans le réservoir au moment du BLEVE

$$M = M_L + M_G \quad \text{(eq.BL.VII)}$$

■ Masse d'air entraînée dans le nuage

$$V_n = \alpha \cdot \beta \cdot M / \rho_{v0} \quad \text{(eq.BLVIII)}$$

$$U_L = 39,85 \left(\frac{\rho_{Aa}^2}{\rho_{Va} \cdot \rho_{v0}} \cdot \alpha \cdot \beta \right)^{\frac{1}{9}} \quad \text{(eq.BLIX)}$$

$$M_a = V_n \cdot \left(\frac{P_0}{U_L^2} \right) - M \quad \text{(eq.BLX)}$$

(5)

■ Caractéristiques de la boule de feu

→ Température de flamme

$$T_{BF} = [\Delta H_{comb} / (C_{pVa} + (C_{pAa} \cdot (P_0 / (\rho_{v0} \cdot U_L^2)) - (1 / (\alpha \cdot \beta))))] + T_M \quad \text{(eq.BLXI)}$$

$$V_C = V_A + V_n + (\alpha \cdot (1 - \beta) \cdot M / \rho_{L0}) \quad \text{(eq.BLXII)}$$

$$V_{BF} = V_C \cdot fl \cdot T_{BF} / T_M \quad \text{(eq.BLXIII)}$$

→ Le diamètre de la boule de feu est donné par :

$$D_{BF} = 1,241 V_{BF}^{1/3} \quad (\text{eq.BLXIV})$$

→ Rayon maximum de la boule de feu en l'air

$$R_{BF} = 0,621 V_{BF}^{1/3} \quad (\text{eq.BLXV})$$

→ durée d'expansion du nuage au sol

$$t_{exp} = D_{BF} / [2 \cdot (2/3)^{0,5} \cdot U_L] = D_{BF} / (1,633 \cdot U_L) \quad (\text{eq.BLXVI})$$

→ La durée de combustion (t_{comb}) de la boule de feu peut être exprimée de la façon suivante:

$$t_{comb} = \rho_{L0} \cdot C_{pla} \cdot (D_{gout}^2) / (8 \cdot \lambda \cdot LN(1 + C_{pa} \cdot (T_{end} - T_0) / \Delta H_{vap})) \quad (\text{eq.BLXVII})$$

avec :

$$EN = \left(\frac{P_1 \cdot 10^5}{4/3\pi \cdot (C_a \cdot U_L^2)} - \frac{C_{v0}}{4/3\pi \cdot C_a \cdot \alpha \cdot \beta} + \frac{1}{4/3\pi} \right)$$

$$\lambda = (0,081163 \cdot T_{ref} - (0,00001762 \cdot T_{ref}^2) + 3,42) / 1000000$$

$$T_{ref} = T_0 + ((T_{end} - T_0) / 3)$$

$$T_{end} = 0,88 \cdot T_{FB}$$

$$D_{gout} = 2,805 \cdot a^{(2/15)} \cdot b^{(1/16)} \cdot (((\sigma / \rho_{v0})^{0,6} / ((\beta / EN^3) \cdot \xi)^{0,4})$$

■ Distances soumises à dose thermique

a) Calcul de R_{FB} pour chaque pas de temps entre 0 et t_{fb}

$$R_{FB} = SI(t < t_{exp}; U' \cdot t; SI(t < t_{comb}; R_{FB}; R_{FB} - (U' \cdot (t - t_{comb})))$$

b) Calcul de H_{FB} pour chaque pas de temps entre 0 et t_{fb}

$$H_{FB} = SI(t < t_{exp}; R_{FB}; SI(t < t_{elev}; R_{FB} + U/2 \cdot (t - t_{exp}); R_{FB} + U/2 \cdot (t_{elev} - t_{exp})))$$

→ atténuation dans l'air pour chaque pas de temps entre 0 et t_{fb}

$$\tau = 0,79 \cdot (100/HR)^{(1/16)} \cdot [30,5 / ((H_{FB}^2 + L^2)^{0,5} - R_{BF})]^{(1/16)} \quad (\text{eq.BLXVIII})$$

→ facteur de vue pour chaque pas de temps entre 0 et t_{fb}

$$F_{vue} = R_{BF}^2 / (H_{FB}^2 + L^2) \quad (\text{eq.BLXIX})$$

→ Calcul de la dose reçue à la distance L pour chaque pas de temps Δt entre 0 et t_{fb}

$$\text{Dose}(\Delta t) = \Phi \Delta \tau \text{ reçu}^{4/3} \cdot \Delta t \quad (\text{eq.BLXX})$$

$$\text{Dose totale reçue} = \sum \Phi \Delta \tau \text{ reçu}^{4/3} * \Delta t$$

(eq.BLXXI)

6.13. EXEMPLES DE CALCULS

Nous considérons 2 cas :

cas 1 Sphère de 2000 m³ de butane
taux de remplissage 80 %
pression de tarage 5 10⁵ Pa

cas 2 Sphère de 2000 m³ de propane
taux de remplissage 80 %
pression de tarage 17 10⁵ Pa

RESULTATS

DONNEES		CAS 1	CAS 2
TYPE DE GPL		Butane	propane
$\rho_{lser}(293)$	kg/m ³	578,4	500
$\rho_{va}(293)$	kg/m ³		1,8
T0	K	272,7	233
TKR	K	425	369
Cpl(288)	J/kg K	2330	2570
$\Delta H_{vap}(T_{rupture})$	J/kg	336000	286000
$\Delta H_{comb}(T_{rupture})$		49558	4.983 10 ⁷
MOLE	kg/kmole	58,1	44,1
ANTA	-	15,6782	15.726
ANTB	-	2154,9	1872,46
ANTC	-	-34,42	-25,16
Climatologie			
TA	°K	293	293
HR	%	70	70
Stockage			
V	m ³	2000	2000
X	% vol	0,80	0.80
P1	Pa	5 10 ⁵	17 10 ⁵

VALEURS CALCULEES		CAS 1	CAS 2
M	(kg)	800000	800000
α		0,9926	0.9871
β		0,3179	0.6087
T1	(K)	323	323
$\rho_{vt}(T1)$	(kg/m ³)	10,79	27,78
u_L	(m/s)	29,97	33,65
Ma	(kg)	10183298	17903699
T _{FB}	(°K)	1461	1560
SEP	(KW/m ²)	259	335,8
V _{FB}	(m ³)	48479571	89931556
R _{FB}	(m)	256	278
t _{exp}	(s)	9,24	10,12
t _{FB}	(s)	49,6	35,4
h _{FB}	(m)	518	463

DISTANCE A RISQUE

Risque létal 1%		CAS 1	CAS 2
Dose Seuil	(KW/m ²) ^{4/3} x s	1600	1600
τ		0,69	0,68
F _v Φ maxi	(KW/m ²)	40,6	55,4
R₁	(m)	522	625



7. BOIL-OVER ET EFFET BOULE DE FEU

7.1. CONDITIONS NECESSAIRES POUR ENGENDRER UN BOILOVER

Le **Boil-over** est un phénomène de grande ampleur impliquant le feu d'un réservoir atmosphérique, et entraînant la vaporisation d'un fond d'eau, d'eau libre ou en émulsion dans la masse.

Pour qu'un boil-over se produise, 4 conditions doivent donc être réunies :

- ❶ le feu du bac ;
- ❷ la présence d'eau à transformer en vapeur ;
- ❸ la création d'une onde de chaleur qui entre en contact avec le fond d'eau situé sous la masse d'hydrocarbures ;
- ❹ un hydrocarbure suffisamment visqueux que la vapeur ne puisse pas traverser facilement depuis le bas.

Ces 4 conditions apparaissent dans l'arbre des causes de la figure 7.2..

Ces 4 conditions nécessitent certaines caractéristiques spécifiques pour les hydrocarbures capables de produire un boil-over.

Nous définissons 3 critères :

- ❶ Une température d'ébullition moyenne supérieure à celle de l'eau à la pression d'interface fond d'eau/d'hydrocarbures, soit 393 K.
- ❷ Une plage de températures d'ébullition suffisamment étendue pour engendrer une onde de chaleur, à savoir 60° au-delà de la température d'ébullition de l'eau à la pression d'interface.
- ❸ Un critère sur la viscosité cinématique : la valeur de la viscosité cinématique doit être supérieure à celle du kérosène à 393 K, soit 0,73 cSt.

7.1.1. Présence d'eau

Cette condition est presque toujours, pour ne pas dire toujours, réalisée, puisque :

- l'hydrocarbure a une certaine teneur en eau,
- lors d'averses, orageuses notamment, de l'eau de pluie peut pénétrer au travers des événements,
- de l'eau peut aussi se condenser sur les parois internes du réservoir consécutivement à sa respiration et aux cycles d'alternance jours/nuits,
- en cas de feu, il peut aussi y avoir introduction d'eau d'extinction et de refroidissement.

7.1.2. Onde de chaleur

La création de vapeur d'eau engendre un accroissement de volume agissant à l'instar d'un piston : 1 litre d'eau génère de 1700 à 2000 litres de vapeur, fonction de la température de l'onde de chaleur.

Pour expulser le contenu d'un bac il suffit de transformer en vapeur un fond d'eau ayant 1 cm d'épaisseur.

Qu'est-ce qu'une onde de chaleur ?

Dans le cas de combustion d'un hydrocarbure caractérisé par une large plage de températures d'ébullition, les coupes légères à bas point d'ébullition montent à la surface et alimentent le feu, tandis que les coupes plus lourdes à haut point d'ébullition, coulent vers le fond et forment un front chaud qui réchauffe les couches d'hydrocarbure froid de plus en plus profondes, tandis que le feu continue de brûler en surface. On obtient ainsi, sous la surface du feu, une zone de température homogène dont l'épaisseur va croissant au cours du temps (voir figure 7.1.). C'est ce que l'on appelle ici " onde de chaleur " .

Plusieurs explications sont possibles. Broeckmann donne l'explication suivante :

“ Durant la période de formation de cette zone, se vaporisent préférentiellement à la surface les composants très volatils, raison pour laquelle, à cet endroit la température qui correspond à la température du combustible s'élève. Il s'ensuit alors que le combustible des couches plus profondes subit un échauffement accru qui a pour conséquence que sa température d'ébullition, à l'intérieur du combustible qui possède encore la composition d'origine, est dépassée. D'où un début de vaporisation de bulles dans le cœur de la combustion. Du fait de la convection déclenchée, le combustible est homogénéisé ; il se forme une zone de température homogène. ”

En cas de combustion d'un hydrocarbure caractérisé par une plage étroite de températures d'ébullition, la chaleur ne pénètre qu'une couche peu profonde d'hydrocarbures sous la surface en feu.

L'onde de chaleur n'est pas un phénomène de conduction en provenance de la surface en feu : il s'agit d'un transfert de chaleur d'une particule chaude de masse spécifique plus élevée vers une couche plus froide située plus bas. L'onde de chaleur est alimentée en continu par les résidus de la combustion de surface et son épaisseur augmente plus rapidement que ne diminue la hauteur d'hydrocarbure dans le bac. La température de l'onde de chaleur est une fonction de la nature de l'hydrocarbure en feu et de la durée du feu.

Ceci permet d'écrire les conditions nécessaires à la formation d'une onde de chaleur :

- Naissance d'un feu du bac concerné ; ceci implique que le toit est déjà détruit ou expulsé.
- Combustion d'un hydrocarbure à plage d'ébullition suffisamment large.
- Développement d'une vitesse de descente de l'onde de chaleur supérieure au taux de régression du foyer.

Nous assimilons la plage d'ébullition d'un hydrocarbure à son intervalle de distillation ASTM.

Par définition :

- ☉ Le point initial d'ébullition TIN est la température à laquelle les hydrocarbures les plus légers du produit quittent la masse du produit sous forme de vapeurs, à l'air libre et sous pression atmosphérique au niveau de la mer.
- ☉ Le point final d'ébullition TFIN est la température à laquelle les hydrocarbures les plus lourds du produit vaporisent. Cette dernière température est souvent supérieure à la température d'auto-inflammation du produit.

La plage d'ébullition est donc l'intervalle de températures de la plus basse jusqu'à la plus élevée durant lequel toutes les fractions liquides de masse spécifique et de point d'ébullition différents, passeront à l'état vapeur.

Pour qu'il y ait formation d'une onde de chaleur, il faut que la plage d'ébullition soit suffisante, c'est-à-dire qu'elle corresponde à une coupe suffisamment composée de corps purs différents. C'est ainsi que d'après des résultats expérimentaux et les analyses d'accidents passés, l'on retient qu'il faut que la plage d'ébullition s'étende sur 60° au-delà de la température d'ébullition de l'eau à la pression d'interface hydrocarbures/fond d'eau (393 K).

La condition est donc : $\Delta T_{\text{ébul}} > 60^{\circ}\text{C}$, où $\Delta T_{\text{ébul}}$ est la plage d'ébullition de l'hydrocarbure.

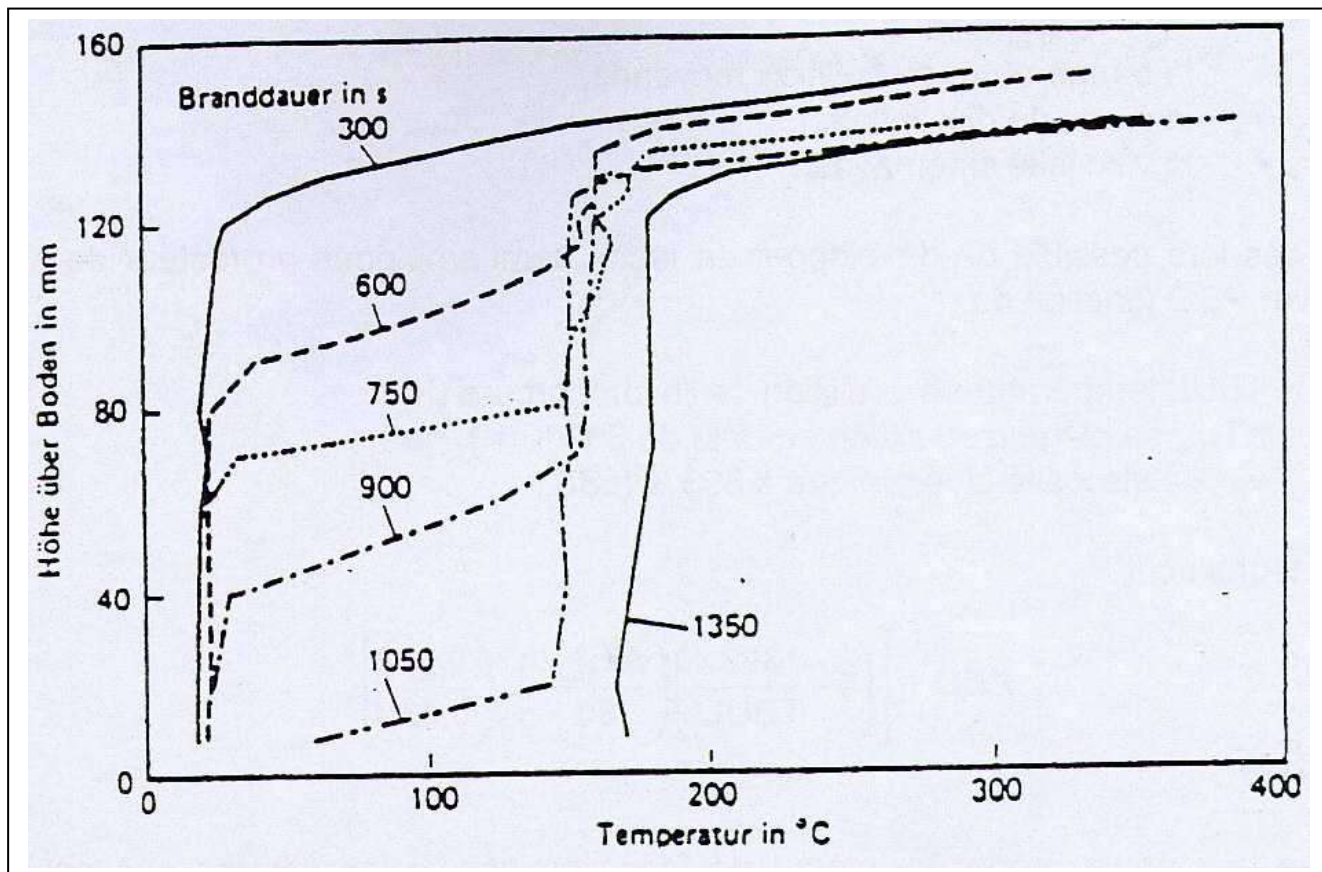


Figure 7.1. : Evolution au cours du temps de la température en fonction de la distance au fond du réservoir pour une huile (Arabian Light). Diamètre du réservoir 1 m, hauteur 0,5 m, niveau de remplissage 151 mm. Tiré de Broeckmann ("Branddauer" = durée de l'incendie).

7.1.3. Hydrocarbure suffisamment visqueux

Une fois le volume de vapeur engendré au contact de la zone chaude et d'eau en pied de bac, il ne pourra agir à l'instar d'un piston que si l'interface vapeur en expansion/couche d'hydrocarbure liquide offre des conditions d'étanchéité suffisantes. Sinon, la vapeur d'eau engendrée s'échapperait sous forme de bulles au travers de l'hydrocarbure liquide.

Cette condition d'étanchéité se traduit physiquement par une viscosité de l'hydrocarbure stocké.

Pour que l'effet piston se développe, l'aspect étanchéité doit être vérifié à l'interface cavité vapeur d'eau/hydrocarbure liquide. Cela se traduit par un critère sur la viscosité cinématique de l'hydrocarbure à la température de 393 K.

De l'expérience des accidents qui se sont produits, on considère que la limite à retenir quant à la viscosité correspond à celle du kérosène.

On considère qu'un hydrocarbure dont la viscosité cinématique est inférieure à celle du kérosène à 393 K (120°C) n'est pas susceptible de donner matière à un boil-over.

Le critère s'écrit donc : $\nu_{HC} > 0,73 \text{ cSt}$, avec ν_{HC} , viscosité cinématique de l'hydrocarbure impliqué à 393 K exprimée en cSt.

7.1.4. Hydrocarbure dont la plage d'ébullition moyenne est suffisamment élevée

La température d'ébullition moyenne de l'hydrocarbure doit être supérieure à celle de l'eau à la pression d'interface fond d'eau/hydrocarbure. En effet, dans la mesure où le principe général du phénomène de boil-over est la vaporisation d'un fond d'eau susceptible d'éjecter une partie de la masse d'hydrocarbure située au-dessus de lui, on conçoit que pour vaporiser le fond d'eau, il doit être mis en contact avec un produit dont la température est supérieure ou égale à la température d'ébullition de l'eau.

La condition s'exprime, pour les stockages habituels d'hydrocarbures, compte tenu de la hauteur de liquide dans le bac : $T_{BUL_{HC}} > 393 \text{ K (120}^\circ\text{C)}$, où T_{BUL} est la température d'ébullition moyenne de l'hydrocarbure.

7.2. FACTEUR DE PROPENSION AU BOILOVER

Dans la mesure où interviennent :

- la température d'ébullition moyenne,
- la plage de distillation,
- la viscosité cinématique.

Il est dès lors possible de développer de façon semi-empirique un facteur de propension au boil-over PBO fonction de :

T_{BUL} température d'ébullition de l'hydrocarbure (K),
 $\Delta T_{\text{ébul}}$ sa plage d'ébullition au-delà de 393 K (K),
 ν_{HC} sa viscosité cinématique à 393 K (cSt).

Le facteur s'écrit :

$$PBO = \left[\left(1 - \frac{393}{T_{BUL}} \right) \left(\frac{\Delta T_{\text{ébul}}}{60} \right)^2 \left(\frac{\nu_{HC}}{0,73} \right) \right]^{\frac{1}{3}}$$

On notera :

1. que la formule proposée intègre de façon croissante les critères que nous venons de définir,
2. que le facteur relatif à la plage d'ébullition est au carré puisque, sans zone chaude, il ne peut y avoir de boil-over.

On conviendra :

- que si PBO est supérieur ou égal à 0,6, le phénomène de Boil-over est à considérer à coup sûr,
- que si PBO est nettement inférieur à 0,6, il n'y a aucune raison de considérer qu'un boil-over puisse se produire,
- que lorsque PBO est inférieur à 0,6, mais assez voisin de cette dernière valeur, il convient par prudence de calculer les effets d'un boil-over.

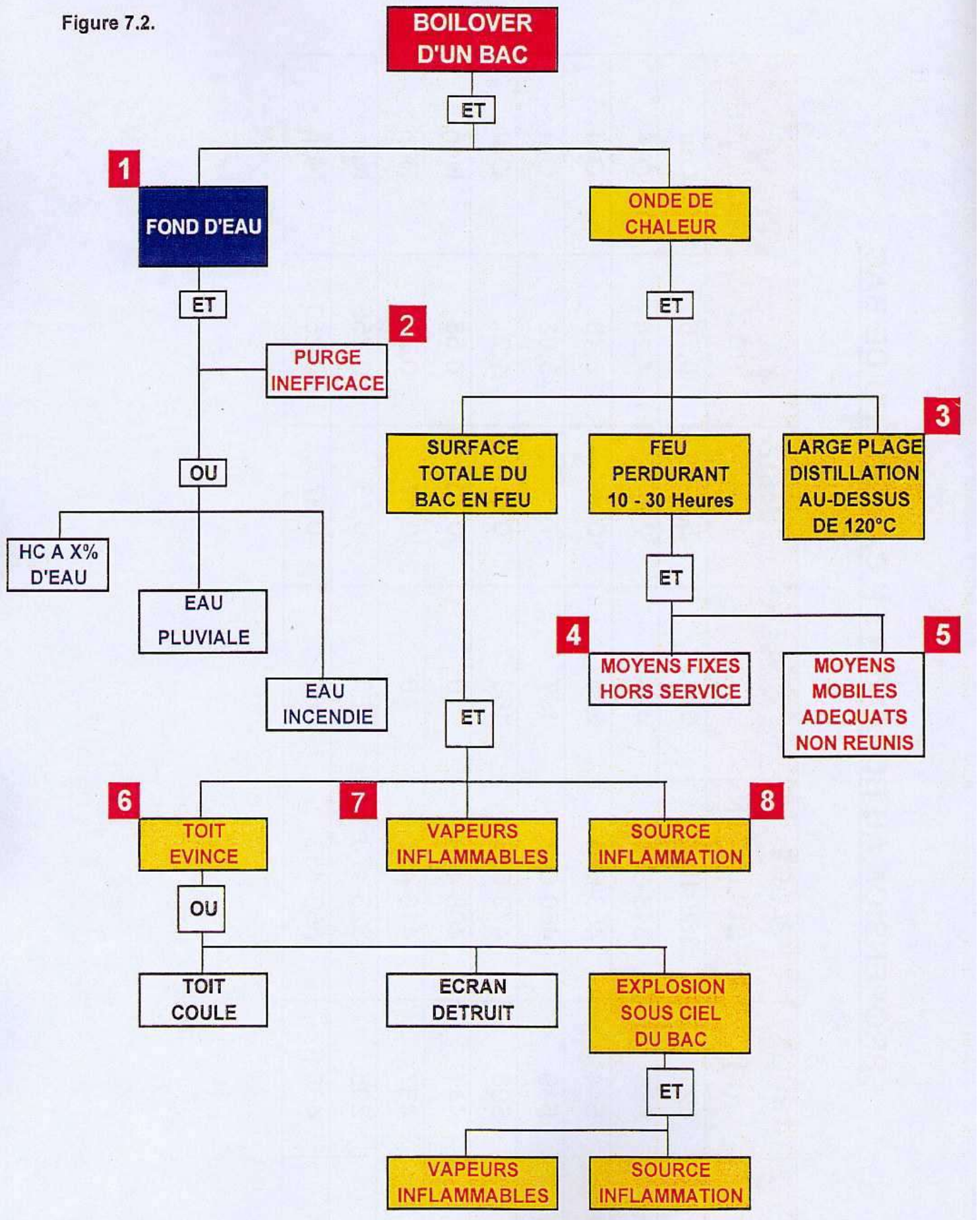
Il n'est pas possible, en l'état actuel des connaissances, de définir une frontière de façon plus tranchée. Il convient de noter que l'approche qui a été définie est plus prudente que certaines considérations développées dans la littérature, y compris de personnes connues pour leur expérience de la profession pétrolière.

Il faut enfin noter qu'il y a lieu de raisonner par produit et non par catégorie générique de produit.

PROPENSION AU BOILOVER EN CAS DE FEU DE BAC

PRODUIT	TBUL _{HC} (K)	PLAGE D'EBULLITION	$\Delta T_{\text{boil}} > 393 \text{ K}$	V _{HC} (cSt)	PBO	BOILOVER
Brut lourd	621	368-1047	654	5,2	6,76	Oui
Brut moyen	556	348-888	495	2,8	4,24	Oui
Fuel oil N.2	544	453-653	200	10	3,48	Oui
Fuel oil N.1	539	450-647	197	7	3,03	Oui
Gazole	506	473-633	160	0,81	1,2	Oui
Kérosène	441	408-478	70	0,73	0,53	Non
Naphta	437	418-458	40	0,41	0,29	Non
TR4	395	323-473	80	0,73	0,355	Non
Essence	405,5	363-453	60	0,37	-0,250	Non

Figure 7.2.



7.3. PHENOMENES A QUANTIFIER DANS UN BOILOVER

7.3.1. Moussage et effet piston

Dans la mesure où, sous la pression de l'interface, la masse volumique de la vapeur est 1700 à 2000 fois moindre que celle de l'eau liquide aux conditions normales de température et de pression, on calcule que pour que le volume de vapeur engendré remplisse le bac, il suffit que l'épaisseur du fond d'eau soit, en ordre de grandeur, de l'ordre du 1700^è au 2000^è de la hauteur du bac, soit de l'ordre du centimètre.

La quantité de vapeur développée quasi instantanément va agir sur la masse d'hydrocarbures la surplombant à l'instar d'un piston.

Pour modéliser le phénomène, les caractéristiques à déterminer sont :

- le temps de déclenchement du phénomène de moussage ;
- le volume de vapeur d'eau engendré ;
- la vitesse du piston fictif ainsi créé ;
- les quantités d'hydrocarbures participant aux phénomènes de boil-over.

7.3.2. Débordement et épandage d'hydrocarbure en feu

Les fluides éjectés consécutivement à l'effet piston peuvent être animés d'une énergie cinétique élevée et parcourir en conséquence des trajectoires auxquelles correspondent des distances d'impact au sol dont il convient d'estimer un ordre de grandeur.

Une modélisation a été développée, moyennant un certain nombre d'hypothèses simplificatrices. Elle repose sur l'hypothèse d'un terrain parfaitement plan, horizontal et de rugosité uniforme.

Le jet liquide est modélisé comme un faisceau de veines fluides indépendantes. La trajectoire de chaque tube courant est assimilée à celle d'une particule de masse unitaire parcourant la ligne de courant médiane de chaque tube ou fuseau.

Cette particule de fluide quitte la brèche béante au toit du bac suivant une direction faisant un angle α avec l'horizontale et animée d'une vitesse V . La seule force qui agit sur une particule liquide est son poids. C'est donc que l'épanouissement du jet, lié notamment à la viscosité de fluide n'a pas été pris en compte. En outre, la loi de distribution des vitesses d'éjection du fluide a été retenue parabolique par application de la loi de Poiseuille et conservation de la quantité de mouvement.

Il n'a donc pas été possible de prendre finement en compte des paramètres tels que la turbulence au sein d'un fluide ou les effets de bords, eux-mêmes fortement tributaires de la forme des lèvres de la déchirure du métal.

C'est donc que les hypothèses retenues, faute de mieux, pour modéliser les débordements de liquide ne conduisent qu'à des résultats à considérer comme des ordres de grandeur plausibles, toute modélisation plus fine tenant de la gageure.

En pratique, on aura à considérer cette approche, notamment pour tout ce qui concerne les stratégies de lutte contre l'incendie, l'emplacement du local contenant les pompes incendie...

L'analyste de risque gardera toutefois à l'esprit qu'un terrain en pente peut contribuer à l'exportation de l'incendie.

7.3.3. Modélisation déterministe des effets de la boule de feu formée lors d'un boil-over

Le phénomène de boule de feu lorsqu'il se développe, est la partie spectaculaire d'un boil-over.

Il peut surtout en être l'événement le plus dangereux.

Les principales étapes de la modélisation des effets de la boule de feu formée d'un boil-over sont les suivantes :

- Détermination de la quantité d'hydrocarbure participant à la formation de la boule de feu,
- Estimation des caractéristiques de la boule de feu,
- Caractérisation des effets du rayonnement de la boule de feu sur une personne exposée.

7.4. CALCUL DES CARACTERISTIQUES PROPRES A UN BOILOVER

Le phénomène de boil-over est une conséquence d'un feu de bac. Une condition nécessaire est donc que la vitesse de descente de l'onde de chaleur excède la vitesse de combustion de l'hydrocarbure contenu dans le bac, sans quoi il n'y aurait plus d'hydrocarbure pour participer à un quelconque effet conséquence.

❶ **La vitesse de combustion** d'un hydrocarbure s'exprime :

$$V1 = \frac{QFLU}{DENS(L)(T)} \cdot 10^{-3} / (CVAP(TBUL) + \int_{TSER}^{TBUL} (CSPE(\theta) d\theta)) \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.BO.1})$$

$$T = (TBUL \times TSER)^{0,5} \quad (\text{K}) \quad (\text{eq.BO.2})$$

avec,

QFLU,	la chaleur de combustion de l'hydrocarbure en (J/kg)
DENS(L),	la masse spécifique de la phase liquide en (kg/m ³)
CVAP,	la chaleur de vaporisation du liquide en (J/kg)
CSPE,	la chaleur spécifique du liquide en (J/kg K)
TBUL,	la température d'ébullition de l'hydrocarbure (K)
TSER,	la température de service de l'hydrocarbure dans son réservoir (K)

Les lois permettant le calcul de DENS(L) et CSPE à une température T s'écrivent selon une corrélation du TNO :

$$DENS(L)(T) = DENS(L)(288) \left\{ \frac{(TKR - T2)}{(TKR - T1)} \right\}^{1/3} \quad (\text{kg/m}^3) \quad (\text{eq.BO.3})$$

avec,

$$T1 = \text{Mini}(288, TKR - 10) \quad (\text{K}) \quad (\text{eq.BO.4})$$

$$T2 = \text{Mini}(T, TKR - 10) \quad (\text{K}) \quad (\text{eq.BO.5})$$

TKR, la température critique du fluide (K)

CSPE (T) pour une coupe pétrolière se calcule par les relations ci-après :

Soit W, le facteur de WATSON

$$W = (1,8 \times TBUL)^{1/3} / DL \quad (\text{eq.BO.6})$$

$$DL = DENS(L)(288) \cdot 10^{-3}$$

$$DY = 0,3905 + (0,0935 \times ((1-DL)/0,3)) + (0,91 + (0,17 \times ((1-DL)/0,3))) \times 10^{-3} \times (T-273) \quad (\text{eq.BO.7})$$

$$CSPE(T) = 1395,6 \times DY \times (1 + 0,17 W) \quad (\text{J/kg K}) \quad (\text{eq.BO.8})$$

❷ **Température de l'onde de chaleur TWAV**

La démarche adoptée consiste à considérer la courbe de distillation de l'hydrocarbure impliqué et à remarquer que ne participeront à la boule de feu que les fractions dont la température d'ébullition est égale ou supérieure à la température TWAV de l'onde de chaleur.

A l'instant t la température de l'onde de chaleur TWAV, correspond, à très peu près (ϵ) à la température d'ébullition de la fraction d'indice n brûlant en surface. Cette légère différence ϵ est liée à la pellicule d'interface entre le liquide et la zone de combustion.

Au moment où le Boil-over se produit, c'est-à-dire pour l'instant $t = t_{BO}$, la fraction en ébullition porte l'indice $n + k$ et, en conséquence $TWAV(t_{BO}) = TB_{n+k} - \varepsilon$

Dans tout ce qui suit, et de façon conservatrice, nous négligeons ε .

Arrivés à cette étape du raisonnement, il convient de caractériser la courbe de distillation de l'hydrocarbure impliqué. Cette courbe représente le pourcentage cumulé volumique d'hydrocarbure distillé en fonction de la température, lorsque celle-ci se trouve dans une plage limitée entre une température de distillation dite initiale TIN, et une température de distillation dite finale TFIN. D'ordinaire TIN et TFIN correspondent respectivement à 15 et 85% de volume de produit distillé.

Par souci de simplification, et en restant majorants nous avons pris le parti d'assimiler ces courbes à des droites en coordonnées logarithmiques. Dans la mesure où ne participeront à la boue de feu que les fractions dont la température d'ébullition est supérieure ou égale à TWAV, l'approche est conservatrice en ce sens qu'elle conduit à majorer la masse participant à la boue de feu.

A l'instant courant t , le pourcentage volumique X du produit qui s'est déjà vaporisé peut s'écrire :

$$X = (V_1 \times t) / HLIQ \quad (\text{eq.BO.9})$$

où V_1 est la vitesse de régression calculée ci-dessus et HLIQ la hauteur de liquide dans le bac au moment où le feu s'y est déclaré.

L'équation, en coordonnées logarithmiques, de la courbe de distillation s'écrit

$$\ln T = a \ln X + b \quad (\text{eq.BO.10})$$

où a et b sont définis à partir des couples (TIN, XIN) et (TFIN, XFIN) par

$$a = \frac{\ln TFIN - \ln TIN}{\ln XFIN - \ln XIN} \quad (\text{eq.BO.11})$$

$$b = \ln TFIN - a \ln XFIN \quad (\text{eq.BO.12})$$

Dans le cas où $XFIN = 0,85$ et $XIN = 0,15$ on pourra écrire

$$a = (\ln T85 - \ln T15) / 1.7346 \quad (\text{eq.BO.13})$$

$$\text{et} \quad b = \ln T85 + 0.1625 a \quad (\text{eq.BO.14})$$

C'est ainsi qu'au temps t_{BO} où se produit le boil-over, on pourra écrire

$$\ln TWAV = a \ln X_{BO} + b \quad (\text{eq.BO.15})$$

$$\text{avec} \quad X_{BO} = ((V_1 \times t_{BO}) / HLIQ) + XIN \quad (\text{eq.BO.16})$$

et

$$\boxed{TWAV = \text{Min} (TKR; \exp(a \ln X_{BO} + b))} \quad (\text{eq.BO.17})$$

Pour calculer la température de l'onde de chaleur TWAV, il est donc nécessaire d'estimer le temps t de parcours de cette dernière pour atteindre le fond du bac. Ce temps t correspond alors à t_{BO} , temps de déclenchement du phénomène.

Ce temps t_{BO} a été pris égal au temps nécessaire pour porter la totalité du contenu du bac à la température TWAV de l'onde de chaleur. Cette approche simpliste donne des résultats très réalistes comparés aux temps réels mesurés sur les principaux sinistres connus.

Dans le cas d'un feu de bac, ce temps t peut être calculé par

$$t_{BO} = \frac{DENS_L (T_{SER}) \times CSPE (T_{SER}) \times HLIQ \times (TWAV - T_{SER})}{\Phi} \quad (\text{eq.BO.18})$$

où t_{BO} est le temps de déclenchement du Boilover.

avec :

HLIQ la hauteur d'hydrocarbure dans le bac au moment où le feu se déclare (m)

Φ la fraction du flux radiatif de la flamme dans le feu de bac, qui réchauffe le contenu du bac depuis la couche supérieure jusqu'au fond, en (kW/m^2), prise égale à 60.000 W/m^2 .

Après itérations successives on obtient la valeur de TWAV.

③ Vitesse de descente de l'onde de chaleur

La vitesse de propagation de l'onde de chaleur s'écrit :

$$V_2 = HLIQ / t_{BO} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.BO.19})$$

④ Contenu du bac au moment où le boilover est déclenché

Au moment où le feu de bac se déclare, ce dernier contient une masse d'hydrocarbures,

$$MLIQ = 0,25 \times \pi \times \frac{\quad^2}{DEQU} \times HLIQ \times DENS_L (T_{SER}) \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.BO.20})$$

Cette masse MLIQ occupe un volume VLIQ.

Pendant le temps t_{BO} , nécessaire à l'onde de chaleur pour atteindre le fond du bac, une épaisseur h d'hydrocarbures aura été brûlée :

$$h = V1 \times t_{BO} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.BO.21})$$

La masse d'hydrocarbures en phase liquide restant dans le bac lorsque le boil-over est initié s'évalue dès lors par :

$$MLIQ_0 = MLIQ - (0,25 \times \pi \times \frac{\quad^2}{DEQU} \times h \times DENS_L (T)) \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.BO.22})$$

$$T = [TWAV \times T_{SER}]^{0,5} \quad (\text{eq.BO.23})$$

7.5. EFFET BOULE DE FEU

L'effet de boule de feu est un phénomène très complexe et peu aisé à quantifier.

Au départ d'un violent boil-over, une colonne riche en vapeurs inflammables s'élève rapidement dans l'atmosphère jusqu'à une altitude où un apport d'air par brassage va permettre sa combustion. Une masse de feu en forme de tore, de champignon ou de boule va se développer et brûler très rapidement, accompagnée d'un accroissement soudain de radiance.

Le premier problème à résoudre est l'estimation de la masse de vapeur d'hydrocarbure participant à ce phénomène de boule de feu.

Pour ce faire trois étapes doivent être considérées :

① Calcul de l'accroissement fictif de température ΔT_1 de l'hydrocarbure liquide dû à l'effet piston et à la dépressurisation concomitante jusqu'à la pression atmosphérique :

soit,

$$P = (P_{ATM} \times P_{VAP})^{0,5} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.BO.24})$$

$$ALFA = \frac{\ln PKR - 11,526}{\ln TKR - \ln TB} \quad (\text{eq.BO.25})$$

$$BETA = 11,526 - ALFA \ln TB \quad (\text{eq.BO.26})$$

$$T_1 = \exp \left\{ \frac{\ln P_{ATM} - BETA}{ALFA} \right\} \quad (\text{K}) \quad (\text{eq.BO.27})$$

$$T_2 = \exp \left\{ \frac{\ln P - BETA}{ALFA} \right\} \quad (\text{K}) \quad (\text{eq.BO.28})$$

$$\Delta T_1 = T_2 - T_1 \quad (\text{K}) \quad (\text{eq.BO.29})$$

Avec : $TB = [TWAV \times TFIN]^{0,5} \quad (\text{eq.BO.30})$

$$P_{VAP} = P_{ATM} + (HLIQ_0 \times DENS_L(TWAV) \times 9,81) \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.BO.31})$$

et, $HLIQ_0 = HLIQ - V_1 t \quad (\text{eq.BO.32})$

② Calcul de l'accroissement de température dû à l'échange thermique par radiation et convection entre l'hydrocarbure liquide expulsé et le cylindre de flammes de la surface du bac en feu : ΔT_2

Une approximation de cet échange thermique peut de façon simplifiée s'exprimer comme suit :

$$\Delta T_2 = \frac{(q_r + q_{CD}) \left((LFLA \times \pi DEQU) + \left(0,5 \pi \overline{DEQU}^2 \right) \right) LFLA}{CSPE(TWAV) MLIQ_0 V_{moyen}} \quad (\text{eq.BO.33})$$

avec,

LFLA, la hauteur de flamme, (m) (Pour LFLA nous préconisons LFLA = 0,855 DEQU)

ρ_{air} , la masse spécifique de l'air, (kg/m³)

q_r , flux radiatif de la flamme, soit 30 000 W/m²

q_{CD} , flux convectif dans la flamme, soit 30 000 W/m²

V_{moyen} , vitesse de déplacement du piston (m/s)

$$V_{moyen} = (2 \times P_{VAP} \times (\text{Min}(V_{VAP}; V_{EQU}) - V_0) / MLIQ_0)^{0,5}$$

Avec :

$$V_0 = \pi/4 \times DEQU^2 \times EP$$

EP = hauteur d'eau au fond du bac

$$WAP = (\pi/4 \times DEQU^2 \times EP \times RHOFA \times TWAV \times 8,31/MFA)/PVAP$$

Avec :

RHOFA = Masse volumique de l'eau (kg/m³)

MFA = Masse molaire de l'eau (kg/mole)

③ Quantification de la fraction liquide vaporisant :

$$T = TWAV + \sum_{i=1}^2 \Delta T_i \quad (K) \quad (eq.BO.34)$$

Se référant alors à la courbe de distillation (assimilée à une droite en coordonnées logarithmiques), on calcule la fraction X' susceptible d'être vaporisée à la température T.

Lorsque la température est égale à TWAV, cette fraction est connue et vaut X_{BO} telle que définie dans l'équation (eq.BO.29).

En conséquence la masse de vapeur susceptible de participer à la boule de feu correspondra à une fraction volumique égale à :

$$XVAP = X' - X_{BO} \quad (eq.BO.35)$$

avec

$$X' = \exp\left(\frac{\ln T - b}{a}\right) \quad (eq.BO.36)$$

Cette masse de vapeur s'écrira donc :

$$MVAP = (X' - X_{BO}) MLIQ \quad (eq.BO.37)$$

7.6. CALCUL DES CARACTERISTIQUES DE LA BOULE DE FEU

La masse vapeur relâchée MVAP forme un nuage dont la concentration excède la limite supérieure d'inflammabilité. Il s'agit d'une masse gazeuse trop riche qui ne peut donner lieu qu'à un phénomène de combustion laminaire appelé "boule de feu".

La radiance PHIO de la boule de feu est prise égale à 150 000W/m².

L'intensité de la radiation est moindre que pour les valeurs considérées ordinairement pour un BLEVE (200 à 300 kW/m²), car dans le cas des hydrocarbures liquides la boule de feu est confinée dans un environnement de fumées noires.

La température y correspondant vaut donc :

$$TFLA = \left[\frac{PHIO + \epsilon_1 \sigma T_{AMB}^4}{\epsilon_2 \sigma} \right]^{(1/4)} \quad (K) \quad (eq.BO.38)$$

avec,

ϵ_1 , coefficient d'émission de l'air = 0,9

ϵ_2 = coefficient d'émission des flammes de gaz = 0,6

σ , la constante de **BOLTZMANN**, soit :

$$5,777 \cdot 10^{-8} \text{ (W/m}^2\text{.K)}$$

et,

$$TFLA = 1443K$$

La combustion de la boule de feu est laminaire et réalisée à la limite supérieure d'inflammabilité.

En fin de vie la boule de feu peut dès lors être considérée comme représentative d'une concentration homogène en vapeur d'hydrocarbure égale à la limite supérieure d'inflammabilité, et son rayon atteint sa grandeur maximale (MODELE TOTAL-INERIS).

Soit LSE, la limite supérieure d'explosivité de l'hydrocarbure on a, dans 1 m³ de mélange hydrocarbure-air une masse égale à

$$\text{LSE} \times \text{DENSG (TFLA)} + (1-\text{LSE}) \text{ qair (TFLA)} \quad (\text{eq.BO.39})$$

$$\text{DENSG (TFLA)} = \text{DENSG(300)} \times 300 / \text{TFLA}$$

soit une concentration en hydrocarbure égale à :

$$C = \text{LSE} \times \text{DENSG(TFLA)} \quad (\text{eq.BO.40})$$

Considérant de façon majorante la masse totale de vapeur d'hydrocarbure générée sans tenir compte de la fraction brûlée, on obtient un volume de boule de feu égal à :

$$V_{\text{FB}} = \text{MVAP} / C \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.BO.41})$$

Le rayon maximal de la boule de feu s'exprime donc,

$$r_{\text{FB}} = \left(\frac{3}{4\pi} V_{\text{FB}} \right)^{1/3} = 0,62 V_{\text{FB}}^{1/3} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.BO.42})$$

La durée de vie de la boule de feu peut être estimée par le raisonnement suivant :

La vitesse d'expansion spatiale de la sphère peut être identifiée avec la vitesse du front de flamme sphérique divergent.

La quantification de la durée de combustion de la boule de feu peut donc se ramener au calcul du temps que le dit front de flamme met pour parcourir l'accroissement de rayon de la boule de feu entre son rayon initial et son rayon maximal.

Par hypothèse la masse de vapeur générée par la détente adiabatique est estimée à 80 % en volume dans l'air ; il y correspond un rayon initial :

$$r_0 = \left(\frac{3}{4\pi} \frac{\text{MVAP}}{0,8 \text{ DENSG(TFLA)}} \right)^{1/3} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.BO.43})$$

A la fin de la vie de la boule de feu on a le rayon maximal de la boule de feu r_{FB} , qui correspond à une concentration homogène égale à la LSE.

La durée de vie de la boule de feu s'exprime donc :

$$t_{\text{FB}} = 0,295 \times \text{MVAP}^{1/3} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.BO.44})$$

La hauteur du centre de la boule de feu peut être calculée par les relations suivantes :

$$\bar{t} = r_{\text{FB}} \times (\text{TFLA})^{10/3} / (\text{MVAP})^{1/3} \cdot 10^{10} \quad (\text{eq.BO.45})$$

$$h_{\text{FB}} = \left(\frac{68,571 \times \bar{t}}{2,857 + \bar{t}} \right) \text{MVAP} / \text{TFLA}^{1/3} + \text{HEQU} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.BO.46})$$

7.7. FLUX THERMIQUES RETENUES POUR L'EFFET BOULE DE FEU

Les effets thermiques radiatifs d'une boule de feu sur une population donnée dépendent de l'intensité des radiations ainsi que de la durée d'exposition à ces radiations.

Nous définissons le flux thermique Φ reçu par la relation de l'INERIS :

$$\Phi = \exp (A * \ln(tbf) + B) \quad (\text{eq.BO.47})$$

- **Flux correspondant au seuil de létalité 1%**

$$A = - 0,823 \quad \text{et} \quad B = 5,031$$

- **Flux correspondant au seuil irréversible:**

$$A = - 0,776 \quad \text{et} \quad B = 4,2378$$

7.8. CALCUL DES EFFETS CONSEQUENCES DE LA BOULE DE FEU

On peut écrire pour la létalité :

$$\Phi_{\text{let}} = \exp (- 0,823 * \ln(T_{\text{bf}}) + 5,031) \quad (\text{eq.BO.48})$$

Pour les brûlures irréversibles :

$$\Phi_{\text{irré}} = \exp (- 0,776 * \ln(T_{\text{bf}}) + 4,2378) \quad (\text{eq.BO.49})$$

Considérant que : $\Phi_X = \Phi_{0\text{max}} * F_v * \tau$ (eq.BO 50)

Le facteur de vue s'exprime par :

$$F_v = \frac{4\pi r_{\text{FB}}^2}{4\pi r^2} \cos\theta = \left(\frac{r_{\text{FB}}}{r}\right)^2 \cos.\theta \quad (\text{eq.BO.51})$$

avec θ définissant l'orientation de la cible.

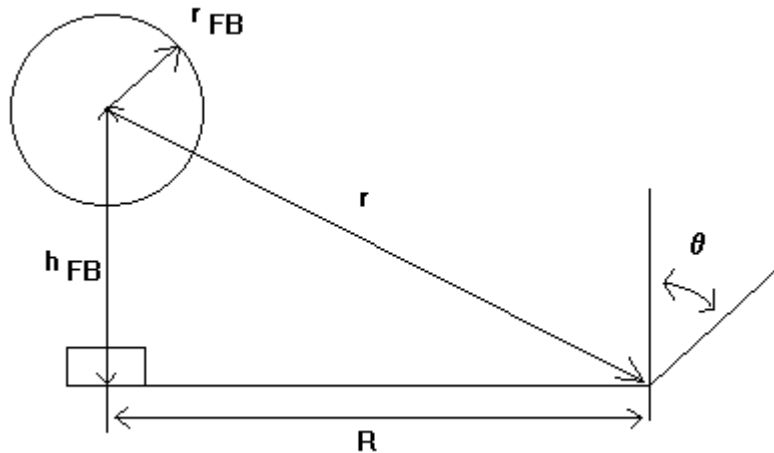
Pour une cible disposée perpendiculaire à la surface de la boule de feu, on a $\theta = 0^\circ$

$$F_v = \left(\frac{r_{\text{FB}}}{r}\right)^2 \quad (\text{eq.BO.52})$$

on obtient

$$\Phi_X = \Phi_{0\text{max}} * \left(\frac{r_{\text{FB}}}{r}\right)^2 * \tau \quad (\text{eq.BO.53})$$

avec,
 r_{FB} , le rayon de la boule de feu, en (m)
 τ , le facteur d'atténuation dans l'air
 r , la distance mesurée depuis le centre de la boule de feu, (m)



La relation préconisée pour le facteur d'atténuation dans l'air est celle du TNO :

$$\tau = 2.02 (PVAP (H_2O) \times r - r_{FB})^{-0.09} \quad (\text{eq.BO.54})$$

avec, PVAP(H₂O), la pression partielle de la vapeur d'eau dans l'air, en (Pa). Cette grandeur est une fonction de l'humidité relative de l'air et de la température de l'air ambiant.

Si nous utilisons une hypothèse simplificatrice majorante, nous retenons pour le tau :

$$\tau = 2.02 (PVAP (H_2O) \times r)^{-0.09} \quad (\text{eq.BO.55})$$

L'humidité relative HR, parfois nommée aussi état hygrométrique, est obtenue en comparant la pression partielle de la vapeur d'eau PVAP dans le mélange, à la tension de vapeur ou pression de saturation TV (H₂O) de la vapeur d'eau à la même température TAMB.

Connaissant l'humidité HR, on obtient,

$$PVAP (H_2O) = HR \times TV (H_2O) \text{ (Pa)} \quad (\text{eq.BO.56})$$

Comme indiqué dans le croquis ci dessus, la distance R correspondant à des flux thermiques par radiation prédéterminés, avec donc des dommages pour des personnes exposées, peuvent être exprimées à partir de eq.BO et eq.BO.54 comme suit :

Soit r la distance du centre de la boule de feu à la cible :

$$r^2 = \frac{\Phi_o}{(\Phi_x)} \times r_{FB}^2 \times 2,02(PVAP(H_2O) \times r)^{-0.09} \quad (\text{eq.BO.57})$$

$$r = \left[\frac{\Phi_o}{(\Phi_x)} \times r_{FB}^2 \times 2,02 \times PVAP(H_2O)^{-0.09} \right]^{\frac{1}{2.09}} \quad (\text{eq.BO.58})$$

$$R = (r^2 - h_{FB}^2)^{0.5} \quad (\text{eq.BO.59})$$

Dans cette dernière équation on considère une surface rayonnante coïncidant avec surface de la boule de feu à son rayon maximum et non plus une source ponctuelle localisée au centre de la boule de feu.

Avec $\Phi_0 = 150 \text{ kW/m}^2$

Pour une humidité relative de 75 % on obtient les formules simplifiées ci-après :

- Pour le seuil de létalité :

$$R = (\Phi_0 / \Phi_{\text{lét}} \times r_{\text{FB}}^2 \times 2,02 \times \text{PVAP (H2O)}^{-0,09})^{2/2,09} - h_{\text{FB}}^2)^{0,5} \quad \text{eq.BO.60}$$

- Pour le seuil irréversible :

$$R = (\Phi_0 / \Phi_{\text{irré}} \times r_{\text{FB}}^2 \times 2,02 \times \text{PVAP (H2O)}^{-0,09})^{2/2,09} - h_{\text{FB}}^2)^{0,5} \quad \text{eq.BO.61}$$

7.9. EXEMPLE D'APPLICATION

① Réservoir de 45 000 m3 de Gazole - cas plein

Données produits	Cas GO plein	
Nom	GAZOLE	
Température d'ébullition	547	K
Température d'ébullition initiale	473	K
Température d'ébullition finale	633	K
Fraction vaporisée à TIN	0,15	
Fraction vaporisée à TFIN	0,85	
Température critique	818	K
Pression critique	1,21E+06	Pa
Masse spécifique de la phase liquide à 288 K	859	kg/m3
Densité de la phase gaz à 300 K	9,416	kg/m3
Chaleur de vaporisation à TBUL	2,38E+05	J/kg
Chaleur de combustion	4,26E+07	J/kg
Limite supérieure d'inflammabilité (% volumique)	0,055	
Limite supérieure Viscosité à 393 K (cSt)	0,81	cSt

Données relatives au réservoir		
Température de service de l'hydrocarbure	293	K
Hauteur du liquide dans le bac au moment où le feu s'est déclaré	20	m
Diamètre équivalent du réservoir	45	m
Hauteur équivalent du réservoir	20	m

Données relatives au fluide accidentel		
Nom	Eau	
Masse spécifique	1000	kg/m3
Masse molaire	0,018	kg/mole
Epaisseur du fond de fluide accidentel	0,01	m

Données ambiantes et paramètres		
Température ambiante	273	K
Pression atmosphérique	1,01E+05	Pa
Masse volumique de l'air	1,2	kg/mole
Vitesse du vent	0	m/s
Flux radiatif et convectif de la flamme dans le feu de bac	60000	kW/m2
Flux radiatif de la flamme	30000	W/m2
Flux convectif dans la flamme	30000	W/m2
Radiance de la boule	150000	W/m2
Coefficient d'émission de l'air	0,9	
Coefficient d'émission des flammes de gaz	0,6	
Constante de BOLTZMANN	5,777E-08	W/m2.K

Résultats		
Propension au Boil-over	OUI	
Masse d'hydrocarbure au début du boil-over	27.238.000	kg
Temps de déclenchement du Boil-over	47,5	heures
Masse restant dans le bac au moment du Boil-over	13,83E+0,6	kg
Vitesse de déplacement du piston créé	25,47	m/s
Masse d'hydrocarbure participant à la boule de feu	30E+05	kg
Rayon maximal de la boule de feu	188	m
Rayon initial de la boule de feu	77	m
Durée de vie de la boule de feu	42,4	s
Hauteur du centre de la boule de feu	246	m
Distance correspondant au seuil léthal 1 %	602 m	
Distance correspondant au seuil irréversible	839 m	

8. FEUX ALIMENTÉS

8.1. MODELE FEU ALIMENTE EN PHASE GAZEUSE API RP 521



Le modèle utilisé est basé sur la méthode ponctuelle développée dans l'API RP 521. La longueur de flamme LFLA s'exprime :

$$LFLA = 0,00224 (\dot{m} \times QFLU)^{0,5} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.1})$$

avec,

\dot{m} , le débit massique de gaz au travers de la brèche, en kg/s.
QFLU, la chaleur de combustion du gaz relâché en J/kg.

Le flux reçu à une distance x de la brèche s'écrit :

$$\Phi_x = \frac{F \dot{m} QFLU \tau}{4\pi(x - (LFLA/2))^2} \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.FA.2})$$

avec :

F , le facteur de rayonnement pris égal à 0,30 par défaut
 τ , facteur d'atténuation dans l'air.

$$\tau = 2,02 (\text{PVAP} \times X)^{-0,09} \quad (\text{eq.FA.3})$$

formule du TNO

où

PVAP est la pression partielle de la vapeur d'eau dans l'air.

$$\text{PVAP} = \text{HR} \times \text{TV} (\text{H}_2\text{O}) \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FA.4})$$

- HR est l'humidité relative ou état hygrométrique,
- TV (H₂O) est la pression de saturation ou tension de la vapeur d'eau à la température ambiante TAMB

$$\text{TV} (\text{H}_2\text{O}) = 133,3 \exp \left\{ \text{ANTA} - \left(\frac{\text{ANTB}}{\text{TAMB} + \text{ANTC}} \right) \right\} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FA.5})$$

avec ANTA, ANTB et ANTC les coefficients de l'équation d'ANTOINE.



On calcule en première approximation la distance R_i en négligeant l'effet de l'atténuation dans l'air, soit :

$$R_i = \left\{ (LFLA/2) + \left(\frac{F \dot{m} QFLU}{4\pi \Phi_x} \right)^{0,5} \right\} \sin \alpha$$

$$= \sin \alpha (\dot{m} QFLU)^{0,5} \left[1,12 \cdot 10^{-3} + 0,2821 \Phi_x^{-0,5} \right] \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.6})$$

avec α , l'angle que forme le jet de gaz enflammé avec le sol

On calcule dès lors l'atténuation à :

$$x = R_i$$

$$\text{et} \quad \tau = 2,02 (\text{PVAP} \times R_i)^{-0,09} \quad (\text{eq.FA.7})$$

et on recalcule :

$$R_i = \sin \alpha \left(\dot{m} \text{ QFLU} \right)^{0,5} \left[1,12 \cdot 10^{-3} + \left(0,2821 \sqrt{\frac{\tau}{\Phi_x}} \right) \right] \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.8})$$

Valeur assumée : $F = 0,3$

8.2 FEU DE GAZ ALIMENTE MODELE TRONCONIQUE MONOSOURCE

8.2.1. GEOMETRIE DU FOYER

Le jet de flammes est modélisé par un tronc de cône avec une source ponctuelle localisée au barycentre du tronc de cône.

Cette modélisation permet de tenir compte :

- de l'angle formé à la brèche entre le jet et l'horizontale, θ
- de la vitesse du vent u (m/s) qui entraîne une variation angulaire de l'axe de la flamme, α .
- de la masse molaire du gaz combutsible, MOLE (kg/kmole)
- du nombre de Richardson de l'écoulement, Ri .

Le modèle calcule successivement :

- la vitesse du jet au travers de la brèche, VEJ (m/s)
- le diamètre fictif de l'orifice du jet, D_s (m)
- les dimensions du tronc de cône,
- la position du barycentre du tronc de cône,
- la longueur de flamme LFLA (m)
- la surface rayonnante du jet de flamme, SFLA (m²).

a. Calcul du diamètre fictif de l'orifice du jet D_s

Soit

PSER, la pression de service dans la canalisation (Pa)

γ , le facteur de POISSON ou rapport des chaleurs spécifiques du gaz

TSER, la température de service dans la canalisation (K).

$$PSTA = PSER \times \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{1}{\gamma - 1}} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FA.9})$$

$$T_j = TSER \times \left(\frac{PATM}{PSER} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} \quad (\text{K}) \quad (\text{eq.FA.10})$$

$$K1 = (\gamma + 1) \times \left(\frac{PSTA}{PATM} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} \quad (\text{eq.FA.11})$$

$$VEJ = \left(\frac{(K1 - 2) \times \gamma \times 8314 \times T_j}{(\gamma - 1) \text{ MOLE}} \right)^{0,5} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.FA.12})$$

$$D_s = \left(\frac{4 \times \text{DFLUG}}{\pi \times \rho_{\text{air}} \times VEJ} \right)^{0,5} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.13})$$

avec DFLUG, le débit à la brèche en kg/s

$$DFLUG = CF \times Ab \times \left(\gamma \text{DENS}_G(\text{TSER}) \times \text{PSER} \left[\frac{2}{\gamma+1} \right]^{\frac{\gamma+1}{\gamma-1}} \right)^{0,5} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.FA.14})$$

ρ_{air} , la masse volumique de l'air ambiant (kg/m³) par défaut $\rho_{\text{air}} = 1,161 \text{ kg/m}^3$

dès lors on peut écrire :

$$D_s = 1,04 (DFLUG/VEJ)^{0,5} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.15})$$

b. Calcul de la longueur de flamme LFLA

La longueur de flamme LFLA se calcule en résolvant l'équation suivante par itération :

$$0,024 \times \left(\frac{g \times D_s}{VEJ^2} \right)^{1/3} \times Y^{5/3} + 0,2 \times Y^{2/3} - \left(\frac{2,85}{W} \right)^{2/3} = 0 \quad (\text{eq.FA.16})$$

avec
$$W = \frac{\text{MOLE}(\text{gaz})}{15,816 \times \text{MOLE}(\text{gaz}) + 0,0395} \quad (\text{eq.FA.17})$$

Lorsque Y est connu, on détermine LFLA par :

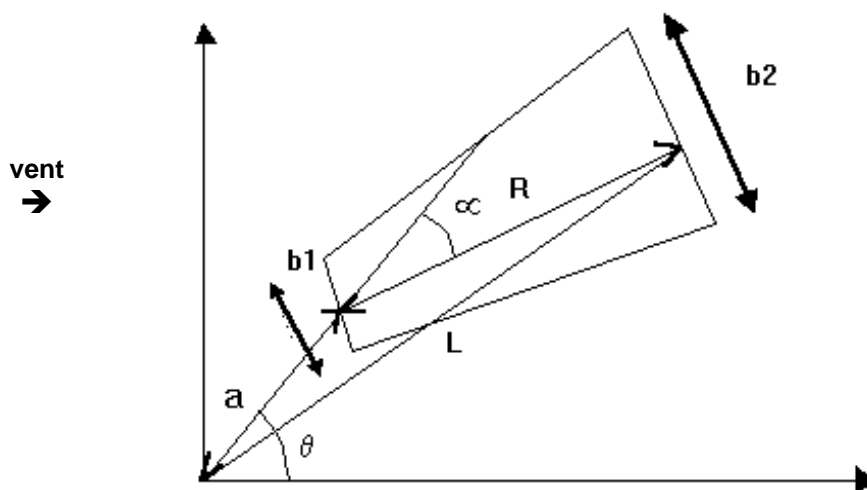
$$LFLA = Y \times D_s$$

$$LFLA_u = LFLA \left[0,51 \exp(-0,4 u) + 0,49 \right] \times \left[1 - 0,00607 (\theta - 90) \right] \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.18})$$

θ est l'angle formé par l'axe du jet et l'horizontale. (variable)

et $L = LFLA_u$

c. Dimensions du tronc de cône



■ **Calcul de l'angle α**

α est l'angle entre l'axe de l'orifice et l'axe de la flamme couchée par le vent

$$F = u/VEJ \quad (\text{eq.FA.19})$$

Le nombre de Richardson s'exprime :

$$R_i(L) = \left(\frac{g}{D_s^2 \times VEJ^2} \right)^{1/3} \times LFLA \quad (\text{eq.FA.20})$$

→ si $F \leq 0,05$

$$\alpha = \frac{8000 F}{R_i(L)} + 1 - \exp(-25,6 \times F) \quad (\theta - 90) \quad (\text{eq.FA.21})$$

→ si $F > 0,05$

$$\alpha = \frac{1726 (F - 0,026)^{0,5} + 134}{R_i(L)} + 1 - \exp(-25,6 \times F) \quad (\theta - 90) \quad (\text{eq.FA.22})$$

■ **Position du barycentre de la petite base du tronc de cône :**

$$a = (0,185 \exp(-20 \times F) + 0,015) \times L \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.23})$$

$$x_1 = a \cos \theta \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.24})$$

$$y_1 = a \sin \theta + h \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.25})$$

avec h, la hauteur de la source (m)

■ **Grandeurs caractéristiques du jet de flammes**

→ Longueur du tronc de cône

$$R = \sqrt{L^2 - a^2 \sin^2 \alpha} - a \cos \alpha \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.26})$$

→ diamètre de la petite base

$$b_1 = D_s (13,5 \exp(-6F) + 1,5) \times \left\{ 1 - \left(1 - \frac{1}{15} \left(\frac{\rho_{air}}{\rho_{jet}} \right)^{0,5} \right) \exp(-70 \times R_i(D_s) \times C' \times F) \right\} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.27})$$

avec

$$\frac{\rho_{air}}{\rho_{jet}} = T_J \times \frac{\text{MOLE(AIR)}}{\text{MOLE(GAZ)} \times \text{TAMB}} \quad (\text{eq.FA.28})$$

et

$$C' = 1000 \times \exp(-100 \times F) + 0,8 \quad (\text{eq.FA.29})$$

$$R_i(D_s) = \left(\frac{g}{D_s^2 \times VEJ^2} \right)^{1/3} \times D_s \quad (\text{eq.FA.30})$$

→ diamètre de la grande base

$$b_2 = L \left[0,18 \exp(-1,5F) + 0,31 \right] \times \left[1 - 0,47 \exp(-25F) \right] \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.31})$$

→ Surface rayonnante du jet de flamme

$$\text{SFLA} = \frac{\pi}{2} \times \left(\frac{b_1 + b_2}{2} \right)^2 + \left[\pi \times R \times \left(\frac{b_1 + b_2}{2} \right) \right] \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.FA.32})$$

2. RADIANCE DU JET DE FLAMMES

$$\Phi_o = \frac{F_s \times \text{DFLUG} \times \text{QFLU}}{\text{SFLA}} \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.FA.33})$$

F_s est la fraction radiative du flux thermique

$$F_s = \left[0,21 \exp(-0,00323 \text{ VEJ}) + 0,11 \right] \times f(\text{MOLE}) \quad (\text{eq.FA.34})$$

$$f(\text{MOLE}) = 1 \quad \text{si} \quad \text{MOLE} \leq 21$$

$$f(\text{MOLE}) = \sqrt{\text{MOLE} / 21} \quad \text{si} \quad 21 < \text{MOLE} \leq 60$$

$$f(\text{MOLE}) = 1,69 \quad \text{si} \quad \text{MOLE} > 60$$

DFLUG est le débit à la brèche en (kg/s)

QFLU est la chaleur de combustion en (J/kg)

Nous appelons :

$$h' = L \sin(\theta - \alpha) \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.35})$$

$$h'' = 0,5 b_2 \cos(\theta - \alpha) \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.36})$$

Et on peut écrire :

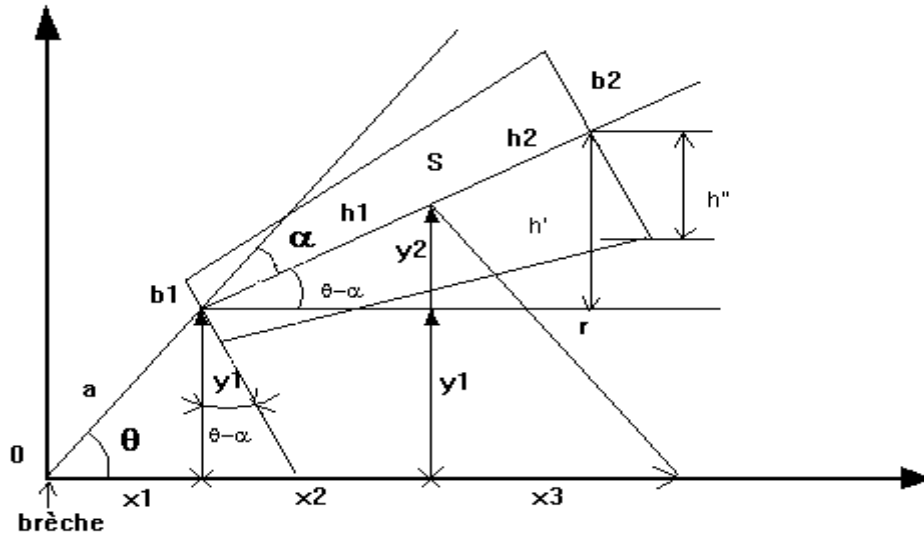
$$h_{\text{FLA}} = h' - h'' + y_1 \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.37})$$

3. DISTANCES A EFFET CONSEQUENCE

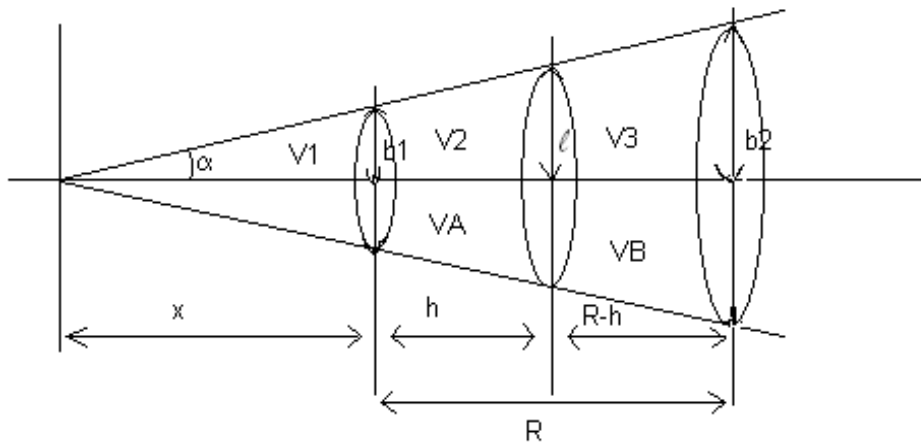
1. Distance correspondant à un flux radiatif Φ_x .

Pour calculer les distances correspondant à un seuil déterminé Φ_x , nous considérons une source ponctuelle située le long de l'axe du tronc de cône en un point correspondant au barycentre volumique du tronc de cône.

Ce point source est positionné dans un plan parallèle à la base du tronc de cône à une distance h_1 de la petite base de diamètre b_1 .



2. Calcul de barycentre d'un tronc de cône



$$\operatorname{tg}\alpha = \frac{b_2}{x+R} = \frac{b_1}{x} \quad (\text{eq.FA.40})$$

$$xb_2 = xb_1 + Rb_1 \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.FA.41})$$

$$x = \frac{Rb_1}{b_2 - b_1} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.42})$$

$$R + x = \frac{Rb_2}{b_2 - b_1} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.43})$$

$$\operatorname{tg}\alpha = \frac{b_2(b_2 - b_1)}{Rb_2} = \frac{b_2 - b_1}{R} \quad (\text{eq.FA.44})$$

Volumes des cônes V1, V2 et V3

$$V_1 = \frac{1}{3} \pi b_1^2 x \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.FA.45})$$

$$V_2 = \frac{1}{3} \pi \ell^2 (x+h) \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.FA.46})$$

$$V_3 = \frac{1}{3} \pi b_2^2 (x+R) \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.FA.47})$$

Volume des troncs de cône VA et VB

$$VA = V_2 - V_1 = \frac{\pi}{3} (\ell^2 (x+h) - b_1^2 x) \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.FA.48})$$

$$VB = V_3 - V_2 = \frac{\pi}{3} (b_2^2 (x+R) - \ell^2 (x+h)) \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.FA.49})$$

La condition pour déterminer le barycentre du tronc de cône s'exprime :

$$VA = VB$$

Et donc on peut écrire :

$$\ell^2 (x+h) - b_1^2 x = b_2^2 (x+R) - \ell^2 (x+h) \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.FA.50})$$

$$2 \ell^2 (x+h) = b_1^2 x + b_2^2 (x+R) \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.FA.51})$$

$$\text{tg}\alpha = \frac{\ell}{x+h} \quad (\text{eq.FA.52})$$

et donc

$$\ell^2 = (x+h)^2 \text{tg}^2\alpha \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.FA.53})$$

$$2 \ell^2 (x+h) = 2 (x+h)^3 \text{tg}^2\alpha \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.FA.54})$$

$$\boxed{2 (x+h)^3 \text{tg}^2\alpha = b_1^2 x + b_2^2 (x+R)} \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.FA.55})$$

D'autre part on peut écrire :

$$2(x+h)^3 \text{tg}^2\alpha = 2(x+h)^3 \left(\frac{b_2 - b_1}{R} \right)^2 \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.FA.56})$$

$$= x b_1^2 + R b_2^3 / (b_2 - b_1)$$

$$= \frac{R b_1^3}{(b_2 - b_1)} + \frac{R b_2^3}{(b_2 - b_1)}$$

$$= \frac{R}{(b_2 - b_1)} (b_1^3 + b_2^3)$$

$$(x+h)^3 = \frac{R^3}{(b_2 - b_1)^3} \left[\frac{b_1^3 + b_2^3}{2} \right] \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.FA.57})$$

$$x+h = \frac{R}{(b_2 - b_1)} \left(\frac{b_1^3 + b_2^3}{2} \right)^{1/3} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.58})$$

$$\boxed{h = \frac{R}{(b_2 - b_1)} \left[\left(\frac{b_1^3 + b_2^3}{2} \right)^{1/3} - b_1 \right]} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.59})$$

$$\ell = (x+h) \text{tg}\alpha = (x+h) \left[\frac{b_2 - b_1}{R} \right]$$

$$= \frac{Rb_1 + hb_2 - hb_1}{R} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.60})$$

La projection du point source sur l'axe des coordonnées en prenant la brèche comme origine, est :

$$y_1 = a \sin \theta \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.61})$$

$$x_1 = a \cos \theta \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.62})$$

$$y_2 = h_1 \sin (\theta - \alpha) \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.63})$$

$$x_2 = h_1 \cos (\theta - \alpha) \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.64})$$

$$x_s = x_1 + x_2 = a \cos \theta + h_1 \cos (\theta - \alpha) \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.65})$$

$$y_s = y_1 + y_2 = a \sin \theta + h_1 \sin (\theta - \alpha) \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.66})$$

3. Calcul du facteur d'atténuation dans l'air :

$$\tau = 2,02 \cdot \text{PVAP}(\text{H}_2\text{O}) \cdot x r^{-0,09} \quad (\text{eq.FA.67})$$

$$\text{PVAP}(\text{H}_2\text{O}) = \text{HR} \times \text{TV} (\text{H}_2\text{O}) \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FA.68})$$

$$\text{TV} (\text{H}_2\text{O}) = 133,4 \exp (18,3036 - (3816,44 / (\text{TAMB} - 46,13))) \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FA.69})$$

avec HR l'humidité relative.

■ Calcul de la distance r

$$r^2 = \frac{\Phi_0 \cdot \text{SFLA}}{\Phi_x \cdot 4\pi} \times \tau \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.FA.70})$$

$$r^2 = \frac{\Phi_0 \cdot \text{SFLA}}{\Phi_x \cdot 4\pi} \times 2,02 \times (\text{PVAP}(\text{H}_2\text{O}) \cdot x r)^{-0,09} \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.FA.71})$$

$$r = \left[\frac{\Phi_0 \cdot \text{SFLA}}{\Phi_x \cdot 4\pi} \frac{2,02}{\pi} (\text{PVAP}(\text{H}_2\text{O}) \cdot x)^{-0,09} \right]^{1/2} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.72})$$

avec Φ_x le flux reçu pour une source ponctuelle

$$\Phi_x = \frac{X_E \cdot \dot{m} \cdot \text{QFLU}}{4\pi r^2} \tau \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.FA.73})$$

où X_E est le facteur de rayonnement (0,30 ou 0,35)

\dot{m} est le débit de gaz qui brûle (kg/s)

QFLU est la chaleur de combustion du gaz relâché (J/kg)

■ **Calcul de la distance R_i correspondant à un seuil de flux radiatif Φ_x**

$$R_i = x_s + \sqrt{r^2 - y_s^2} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.74})$$

si $r > y_s$

autrement la cible doit être au-dessus du niveau du sol, car le flux Φ_x ne peut être ressenti qu'à partir d'une altitude de $(y_s - r)$.

8.3. MODELE FEU ALIMENTE EN PHASE LIQUIDE

Le modèle considéré quantifie le rayonnement engendré par la retombée du jet liquide évasé supposé en flammes (Φ_1), combiné au rayonnement de la nappe liquide alimentée par la fraction du liquide n'ayant pas subi de phénomène de combustion dans le jet (Φ_2).

Soit X_{\max} la distance séparant la brèche du point d'impact au sol du jet liquide :

$$X_{\max} = \frac{V_o^2 \sin 2\alpha}{g} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.75})$$

avec V_o , la vitesse d'éjection du liquide au travers de la brèche, en m/s
 α , l'angle d'éjection du jet.

$$V_o = \text{DLIQ} / (\text{DENSL(TSER)} \times A_b) \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.FA.76})$$

avec :

DLIQ, le débit liquide en (kg/s)

A_b , la section de la brèche en (m^2)

DENSL(TSER), la masse spécifique du liquide à la température de service en (kg/m^3).

○ **Calcul du débit massique de combustion**

A une distance X_{\max} de la brèche on positionne une source ponctuelle :

Le rayonnement dû à la nappe en extension formée par la retombée du jet liquide est appelé Φ_0

$$\text{avec} \quad \text{SNAP}(t) = \frac{\dot{m} \times t}{\text{DENSL(TSER)} \times \text{DELTA}} \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.FA.78})$$

DELTA est l'épaisseur de la nappe pris égal à 0,03 m par défaut.

Nous en déduisons le diamètre de la nappe :

Nous utilisons les relations de BABRAUSKAS et MUDAN.

Soit \dot{m} , le débit massique de combustion défini comme le produit de la vitesse de régression et de la masse spécifique liquide de l'hydrocarbure en feu :

$$\dot{m} = 10^{-3} \times \text{QFLU} / \left\{ \text{CVAP(TBUL)} + \int_{\text{TSER}}^{\text{TBUL}} \text{CSPE}(\theta) d\theta \right\} \quad (\text{eq.FA.79})$$

avec, \dot{m} , en ($\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$)

QFLU , la chaleur de combustion de l'hydrocarbure en (J kg⁻¹)
 CVAP , la chaleur de vaporisation de l'hydrocarbure en (J kg⁻¹)
 CSPE , la chaleur spécifique du liquide en (J kg⁻¹ K⁻¹)
 TBUL , la température d'ébullition de l'hydrocarbure en (K)
 TSER , la température de stockage de l'hydrocarbure en (K).

Les lois permettant le calcul de CSPE (h) à une température h pour des coupes pétrolières s'écrivent :

$$DL = \text{DENSL (288)} \times 10^{-3} \quad (\text{eq.FA 80})$$

avec,

DENSL (288) la masse spécifique liquide de l'hydrocarbure à 288 K, en kg m⁻³.

$$W = (1,8 \times \text{TBUL})^{1/3} / DL \quad (\text{Facteur de WATSON}) \quad (\text{eq.FA 81})$$

$$DY = 0,3905 + (0,0935 \times ((1 - DL)/0,3)) + (0,91 + (0,17 \times ((1 - DL)/0,3))) \times 10^{-3} \times (\theta - 273) \quad (\text{eq.FA 82})$$

$$\text{CSPE}(\theta) = 1395,6 \times DY \times (1 + 0,17 W) \quad (\text{J kg}^{-1} \text{ K}^{-1}) \quad (\text{eq.FA 83})$$

La valeur de CVAP est donnée dans les tables pour $\theta = \text{TBUL}$
 La valeur de DENSL est donnée dans les tables pour $\theta = 288 \text{ K}$.

Une valeur approchée de l'intégrale peut s'écrire :

$$\int_{\text{TSER}}^{\text{TBUL}} \text{CSPE}(\theta) d\theta = \text{CSPE}(\text{TBUL}) \times \text{CSPE}(\text{T})^{-0,5} \times (\text{TBUL} - \text{T}) \quad (\text{eq.FA 84})$$

$$\text{avec } T = (\text{TSER} \times \text{TAMB})^{0,5} \quad \text{K} \quad (\text{eq.FA 85})$$

On obtient pour différents hydrocarbures à la température de 288 K :

1. Essence :	$\dot{m} = 0,05118 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	soit 25 cm/h
2. Gazole :	$\dot{m} = 0,03354 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	soit 15 cm/h
3. Fioul :	$\dot{m} = 0,0225 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	soit 9 cm/h
4. Carburacteur :	$\dot{m} = 0,03070 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	soit 13 cm/h
5. Brut :	$\dot{m} = 0,04725 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	soit 21,2 cm/h

○ **Calcul de la hauteur de flamme**

■ **Cas d'un vent < 1 m/s**

Pour le calcul de la hauteur de flamme LFLA, on considère le contour réel de la nappe.

On se définit un diamètre équivalent de la surface en flammes :

$$DFLA = (4 \text{ SNAP}/\pi)^{0,5} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA 86})$$

avec, SNAP, la surface de la nappe en feu (m²)

$$LFLA = 42 DFLA \left[\frac{\dot{m}}{\rho_{\text{air}} \sqrt{g DFLA}} \right]^{0,61} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FA.87})$$

avec,

ρ_{air} , la masse spécifique de l'air ambiant (kg m⁻³)
 g , accélération de la pesanteur (9,81 m s⁻²)

En prenant $\rho_{\text{air}} = 1,161 \text{ kg/m}^3$
 l'expression (eq.FN.5) de LFLA devient :

$LFLA = 19,1 DFLA^{0,695} \dot{m}^{0,61} \quad (\text{m})$	(eq.FA.88)
--	------------

■ Si un vent de vitesse $u \geq 1 \text{ m/s}$ souffle, une autre corrélation doit être appliquée dans la mesure ou une meilleure ventilation améliore la combustion et fait diminuer la longueur de flamme :

$$LFLA = 55 DFLA \left[\frac{\dot{m}}{\rho_{\text{air}} \sqrt{g DFLA}} \right]^{0,67} \times U^{*-0,21} \quad (\text{eq.FA.89})$$

avec,

$$U^* = u / \left[\frac{g \dot{m} DFLA}{\rho_{\text{air}}} \right]^{1/3} \quad (\text{eq.FA.90})$$

u , la vitesse du vent (m/s)
 ρ_{air} , la masse spécifique de l'air ambiant (kg/m⁻³)
 g , accélération de la pesanteur (9,81 m s⁻²)

En prenant $\rho_{\text{air}} = 1,161 \text{ kg/m}^3$

l'expression de LFLA se simplifie comme suit :

$LFLA = 26,89 \dot{m}^{0,740} \times u^{-0,21} \times DFLA^{0,735} \quad (\text{m})$	(eq.FA.91)
--	------------

○ **Angle d'inclinaison de la flamme**

Pour le calcul de l'angle d'inclinaison, on considère le diamètre équivalent DFLA correspondant au contour polygonal réel du compartimentage impliqué.

Si la vitesse du vent excède 1 m/s on calcule l'angle d'inclinaison de la flamme dans la direction du vent comme suit, par la corrélation de **WELKER** et **SLIEPCEVICH** :

$$\frac{\tan \xi}{\cos \xi} = 3.3 \operatorname{Re}^{0,07} \operatorname{Fr}^{0,8} \left[\frac{\operatorname{DENS}_G}{\rho_{\text{air}}} \right]^{-0,6} \quad (\text{eq.FA.92})$$

avec, Re, le nombre de Reynolds

$$\operatorname{Re} = (\operatorname{DFLA} \times u \times \rho_{\text{air}}) / \mu_{\text{air}} \quad (\text{eq.FA.92})$$

μ_{air} , la viscosité dynamique de l'air ambiant ($\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}$)
 $\mu_{\text{air}} = 184,6 \cdot 10^{-7} \text{ kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}$

Fr, le nombre de Froude

$$\operatorname{Fr} = u^2 / (\operatorname{DFLA} \times g) \quad (\text{eq.FA.93})$$

DENS_G , la masse spécifique de l'hydrocarbure en phase vapeur prise à sa température d'ébullition

$$\operatorname{DENS}_G (\text{TBUL}) = \operatorname{DENS}_G (300) \times \frac{300}{\text{TBUL}} \quad (\text{kg m}^{-3}) \quad (\text{eq.FA 94})$$

DENS_G est donnée dans les tables à $h = 300 \text{ K}$.

L'équation (eq.FN.10) se résoud de la façon suivante :

$$Z = 3.3 \operatorname{Re}^{0,07} \operatorname{Fr}^{0,8} \left[\frac{\operatorname{DENS}_G(\text{TBUL})}{\rho_{\text{air}}} \right]^{-0,6} \quad (\text{eq.FA 95})$$

$$Z = \frac{\tan \xi}{\cos \xi} = \frac{\sin \xi}{\cos^2 \xi} \quad (\text{eq.FA 96})$$

$$Z \cos^2 \xi = \sin \xi \quad (\text{eq.FA 97})$$

$$Z (1 - \sin^2 \xi) - \sin \xi = 0 \quad (\text{eq.FA 98})$$

$$\text{Posons } X = \sin \xi \quad (\text{eq.FA 99})$$

On peut écrire dès lors :

$$Z (1 - X^2) - X = 0 \quad (\text{eq.FA 100})$$

$$Z - ZX^2 - X = 0 \quad (\text{eq.FA 101})$$

$$ZX^2 + X - Z = 0 \quad (\text{eq.FA 101})$$

$$X = \frac{-1 \pm \sqrt{1 + 4 Z^2}}{2 Z} \quad (\text{eq.FA 102})$$

On retient

$$X = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} = \sin \xi = \sqrt{1 - \cos^2 \xi} \quad (\text{eq.FA 103})$$

$$\cos \xi = \sqrt{1 - \left(\frac{1 - \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} \right)^2} \quad (\text{eq.FA 104})$$

$$\xi = \arccos \sqrt{1 - \left(\frac{1 - \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} \right)^2} \quad (\text{eq.FA 105})$$

○ **RADIANCE DES FOYERS**

La plupart des feux de nappe d'hydrocarbures liquides deviennent optiquement parlant opaques lorsque le diamètre équivalent de la nappe excède 3 mètres, ce qui correspond à une surface en feu de plus de 7 m².

Les mesures expérimentales effectuées ont permis d'établir la corrélation suivante :

$$\Phi_o = \Phi_{\max} e^{-SDeq} + \Phi_f \left(1 - e^{-SDeq} \right) \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.FA.106})$$

avec

Φ_{\max} , l'émittance maximale des points lumineux ($\Phi_{\max} \sim 140\,000 \text{ W/m}^2$)

Φ_f , l'émittance des fumées ($\Phi_f \sim 20\,000 \text{ W/m}^2$)

S, un paramètre expérimental ($S = 0,12 \text{ m}^{-1}$)

On obtient dès lors

$$\Phi_o = 140\,000 e^{-0,12Deq} + 20\,000 \left(1 - e^{-0,12Deq} \right)$$

$$\Phi_o = 20000 + 120\,000 e^{-0,12Deq} \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.FA.107})$$

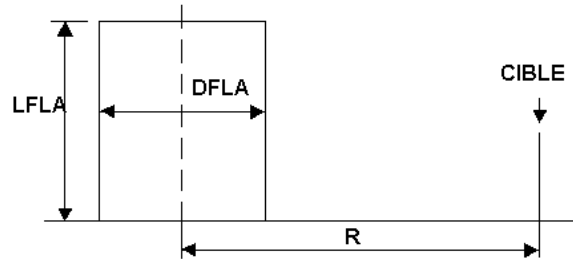
Cette corrélation nous donne

$\Phi_o = 126\,430 \text{ W/m}^2$	pour	Deq = 1 m	et	S = 0,785 m ²
$\Phi_o = 56\,143 \text{ W/m}^2$		Deq = 10 m		S = 78,5 m ²
$\Phi_o = 25\,974 \text{ W/m}^2$		Deq = 25 m		S = 500 m ²
$\Phi_o = 21\,799 \text{ W/m}^2$		Deq = 35 m		S = 1 000 m ²
$\Phi_o = 20\,144 \text{ W/m}^2$		Deq = 56 m		S = 2 500 m ²
$\Phi_o = 20\,008 \text{ W/m}^2$		Deq = 80 m		S = 5 000 m ²
$\Phi_o = 20\,000 \text{ W/m}^2$		Deq = 113 m		S = 10 000 m ²

○ **Facteur de vue**

1. Non prise en compte de l'effet du vent

Pour quantifier le facteur de vue nous assimilons le feu de nappe à un cylindre de flammes droit.



□ **Facteur de vue pour une cible verticale**

$$h = 2LFLA / DFLA \quad (\text{eq.FA.108})$$

$$S = 2R / DFLA \quad (\text{eq.FA.109})$$

$$\pi F_v = \frac{h}{S} \times \frac{(h^2 + S^2 + 1)}{\left(\frac{h^2 + (S+1)^2}{2} \right)^{0.5} \times \left(\frac{h^2 + (S-1)^2}{2} \right)^{0.5}} \times \tan^{-1} \left[\frac{h^2 + (S+1)^2}{h^2 + (S-1)^2} \right]^{0.5} \times \left(\frac{S-1}{S+1} \right)^{0.5} \\ + \frac{1}{S} \tan^{-1} \left[\frac{h}{(S-1)^{0.5}} \right] - \frac{h}{S} \tan^{-1} \left(\frac{S-1}{S+1} \right)^{0.5} \quad (\text{eq.FA.110})$$

□ **Facteur de vue pour une cible horizontale**

$$h = 2LFLA / DFLA \quad (\text{eq.FA.111})$$

$$S = 2R / DFLA \quad (\text{eq.FA.112})$$

$$\pi F_h = \tan^{-1} \frac{S+1}{S-1} \frac{\left(\frac{h^2 + S^2 - 1}{2} \right)^{0.5}}{\left(\frac{h^2 + (S+1)^2}{2} \right)^{0.5} \left(\frac{h^2 + (S-1)^2}{2} \right)^{0.5}} \times \tan^{-1} \left(\frac{h^2 + (S+1)^2}{h^2 + (S-1)^2} \right)^{0.5} \frac{S-1}{S+1} \quad (\text{eq.FA.113})$$

□ **Facteur de vue maximum**

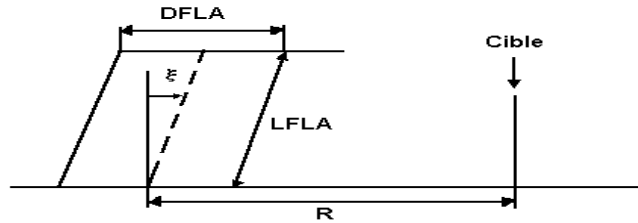
$$FF_1 = \pi F_v / \pi \quad (\text{eq.FA.114})$$

$$FF_2 = \pi F_h / \pi \quad (\text{eq.FA.115})$$

$$F_m = \sqrt{FF_1^2 + FF_2^2} \quad (\text{eq.FA.116})$$

2. Prise en compte d'une inclinaison du front de flammes due au vent

Pour quantifier le facteur de vue nous assimilons le feu de cuvette à un cylindre de flammes oblique à basses parallèles.



Condition $u \geq 1$ m/s.

MUDAN a utilisé récemment une approche par intégrale de contour développée par SPARROW afin de déterminer les facteurs de vue d'un cylindre incliné.

□ Facteur de vue pour une cible verticale

$$h = 2LFLA/DFLA \quad (\text{eq.FA.117})$$

$$S = 2R/DFLA \quad (\text{eq.FA.118})$$

$$A = h^2 + (S+1)^2 - 2h(S+1)\sin\xi \quad (\text{eq.FA.119})$$

$$B = h^2 + (S-1)^2 - 2h(S-1)\sin\xi \quad (\text{eq.FA.120})$$

$$C = 1 + (S^2-1)\cos^2\xi \quad (\text{eq.FA.121})$$

$$F_1 = \pi F_V = \frac{h \cos\xi}{S - h \sin\xi} \frac{h^2 + (S+1)^2 - 2S(1+h \sin\xi)}{\sqrt{AB}} \times \tan^{-1} \left[\frac{\sqrt{A}}{\sqrt{B}} \times \frac{S-1}{S+1} \right]^{0,5} + \frac{\cos\xi}{\sqrt{C}} \times$$

$$\left[\tan^{-1} \frac{h S - (S^2 - 1) \sin\xi}{(S - 1) \sqrt{C}} \right] + \tan^{-1} \frac{(S^2 - 1) \sin\xi}{(S - 1) \sqrt{C}} - \frac{h \cos\xi}{(S - h \sin\xi)} \times \tan^{-1} \left[\frac{S-1}{S+1} \right]^{0,5}$$

(eq.FA.122)

$$F_V = \frac{1}{\pi} \times F_1 \quad (\text{eq.FA.123})$$

□ Facteur de vue pour une cible horizontale

$$F_2 = \pi F_H = \tan^{-1} \left[\frac{1}{\left[\frac{S-1}{S+1} \right]^{0,5}} \right] - \frac{h^2 + (S+1)^2 - 2(S+1+h S \sin\xi)}{\sqrt{AB}} \times \tan^{-1} \left[\frac{\sqrt{A}}{\sqrt{B}} \times \frac{S-1}{S+1} \right]^{0,5}$$

$$+ \frac{\sin\xi}{\sqrt{C}} \left[\tan^{-1} \frac{h S - (S-1) \times \sin\xi}{(S-1) \times \sqrt{C}} + \tan^{-1} \frac{(S-1)^{0,5} \sin\xi}{\sqrt{C}} \right] \quad (\text{eq.FA.124})$$

$$F_H = \frac{1}{\pi} \times F_2 \quad (\text{eq.FA.125})$$

□ Facteur de vue maximum

$$F_m = (F_V^2 + F_H^2)^{0,5} \quad (\text{eq.FA.126})$$

○ Atténuation dans l'air

La relation préconisée est celle du TNO :

$$\tau = 2.02 (PVAP (H_2O) \times X)^{-0.09} \quad (\text{eq.FA.127})$$

avec X la distance au foyer (m), distance comptée à partir du front de flammes le plus proche de la cible.

PVAP(H₂O), la pression partielle de la vapeur d'eau dans l'air, en (Pa).

Cette grandeur est une fraction de l'humidité relative de l'air et de la température de l'air ambiant.

L'humidité relative HR, parfois nommée aussi état hygrométrique, est obtenue en comparant la pression partielle de la vapeur d'eau PVAP dans le mélange, à la tension de vapeur ou pression de saturation TV (H₂O) de la vapeur d'eau à la même température TAMB.

$$HR = PVAP (H_2O)/TV (H_2O) \quad (\%) \quad (\text{eq.FA.128})$$

Soit TAMB la température ambiante en K.

Soit PATM la pression atmosphérique égale à 101.325 Pa.

La pression de saturation ou tension de la vapeur d'eau TV(H₂O) à la température TAMB s'obtient par l'équation d'ANTOINE :

$$TV = 133,4 \exp \left\{ ANTA - \left(\frac{ANTB}{TAMB + ANTC} \right) \right\} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FA.129})$$

ANTA, ANTB, ANTC les coefficients d'ANTOINE.

Pour l'eau on a :

$$TV (H_2O) = 133,4 \exp \left\{ 18,3036 - \left(\frac{3816,44}{TAMB - 46,13} \right) \right\} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FA.130})$$

Connaissant l'humidité HR, on obtient,

$$PVAP (H_2O) = HR \times TV (H_2O) \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FA.131})$$

Par exemple pour :

$$\text{et} \quad \begin{array}{l} HR = 75 \% \\ TAMB = 300 \text{ K,} \end{array}$$

on a : $TV(H_2O) = 3512 \text{ Pa}$

La pression partielle de vapeur d'eau vaut donc :

$$\begin{aligned} PVAP (H_2O) &= 0,75 \times 3512 \\ &= 2634 \text{ Pa} \end{aligned}$$

L'atténuation dans l'air s'exprime dès lors par :

$$\tau = 2,02 (2634 \times X)^{-0.09}$$

$$\tau = 0,9942 \times X^{-0.09}$$

o **Calcul du flux thermique reçu par la cible**

Le flux reçu à une distance R s'exprime par :

$$\Phi_r = \Phi_o \times F_m \times \tau \quad (W/m^2) \quad (\text{eq.FA 132})$$

où $F_v = f(r)$

$$\tau = \tau(r)$$

R est la distance entre le centre de la nappe en feu et la cible en m.

PROCEDURE DE CALCUL POUR UN FEU DE BAC

La procédure de calcul est la suivante :

1) On connaît :

Le diamètre de la nappe en feu (DFLA)

2) On calcule la hauteur de flamme LFLA

- par vent ≤ 1 m/s : $LFLA = 19,1 \cdot DFLA^{0,695} \cdot \dot{m}^{0,61} \quad (m)$

- par un vent de u m/s : $LFLA = 19,945 \cdot DFLA^{0,595} \cdot u^{0,21} \cdot \dot{m}^{0,6} \quad (m)$

3) On calcule l'émittance du mur de flammes Φ_o

$$\Phi_o = 20.000 + (120.000 \times \exp(-0,12 \times DFLA)) \quad (W/m^2)$$

4) On calcule le facteur de vue Fv

$F_v = F_m$ (voir ci dessus) à la distance de la cible

5) On calcule le tau d'atténuation :

$$\tau = 0,9942 \cdot (R - (DFLA/2)) \cdot \cos \xi)^{-0.09}$$

6) On calcule le flux reçu à la cible :

$$\Phi_R = \Phi_o \cdot F_v \cdot \tau$$

7) On vérifie si $\Phi_{SEUIL} - \Phi_R < 0,001$

Si $\Phi_{SEUIL} > \Phi_R$ ou Si $\Phi_{SEUIL} < \Phi_R$

On réitère avec $R = R - dr$ ou $R = R + dr$

8) On calcule la distance par rapport à la fuite :

$$R_i = X_{max} + R \quad \text{FA.84)}$$

8.4. FEU ALIMENTE DIPHASIQUE

8.4.1. PRINCIPES

On connaît au travers de la brèche :

- DFLUG le débit inflammable en phase gazeuse
- DFLUL le débit inflammable en phase liquide

On calcule la partie du débit liquide engendrant un flash et/ou aérosol. Ce débit est associé au débit gazeux pour brûler à l'instar d'un feu de gaz (voir module feu de gaz).
Le solde de liquide (rain out) va développer une nappe liquide en extension et en feu dont le rayonnement va s'ajouter à celui du jet dit « gazeux ».

8.4.2. CALCUL FLASH ET RAINOUT

1) Si $T_{SER} \geq T_{BUL}$

$$DVAP1 = \left\{ 1 - \left[\exp \frac{CSPE}{CVAP} \left(T_{BUL} - T_{SER} \right) \right] \right\} DFLUL \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.FAD.1})$$

Si $VEJ > 20 \text{ m/s}$

$$DVAP2 = EVAP1 \left\{ \left[\frac{1}{(0,7 EVAP1) + 0,3} \right] - 1 \right\} DFLUL \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.FAD.2})$$

$$DFLUG = DFLUG + DVAP1 + DVAP2 \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.FAD.3})$$

$$DFLUL = DFLUL - DVAP1 - DVAP2 \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.FAD.4})$$

$$XG = DFLUG / (DFLUL + DFLUG) \quad (\text{eq.FAD.5})$$

2) Si $T_{SER} < T_{BUL}$ et Si $VEJ > 20 \text{ m/s}$

$$XG = \frac{DFLUG}{DFLUG + DFLUL} \quad (\text{eq.FAD.6})$$

$$DVAP = XG \left\{ \left[\frac{1}{(0,7 \times XG) + 0,3} \right] - 1 \right\} DFLUL \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.FAD.7})$$

$$DFLUG = DFLUG + DVAP \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.FAD.8})$$

$$DFLUL = DFLUL - DVAP \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.FAD.9})$$

8.4.3. CALCUL DU FEU DE GAZ

Calculons la masse spécifique moyenne dans le jet :

$$\rho_{\text{jet}} = \frac{\text{DENS}_{\text{G}}(T)}{X_{\text{G}}} + \frac{\text{DENS}_{\text{L}}(T)}{1 - X_{\text{G}}} \quad (\text{eq.FAD.10})$$

Le jet de flammes est modélisé par un tronc de cône.

① Calcul du diamètre fictif de l'orifice du jet

Calculons la vitesse de sortie du jet en phase vapeur :

$$V_{\text{EJ}} = \left[\frac{\left((\gamma + 1) \times \left(\frac{\text{PSTA}}{\text{PATM}} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 2 \right)}{(\gamma - 1)} \right]^{0,5} \times \left(\gamma \times 8314 \times \frac{T_{\text{J}}}{\text{MOLE}(\text{gaz})} \right)^{0,5}$$

(eq.FAD.11)

avec

$$\text{PSTA} = \text{PSER} \times \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FAD.12})$$

PSER est la pression de la canalisation (Pa)
 T_{J} = la température de la vapeur dans le jet (K°)

$$T_{\text{J}} = \text{TSER} \times \left(\frac{\text{PATM}}{\text{PSER}} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \quad (\text{K}) \quad (\text{eq.FAD.13})$$

$$D_{\text{S}} = \left(\frac{4 \times \text{DFLUG}}{\pi \times \rho_{\text{air}} \times V_{\text{EJ}}} \right)^{1/2} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.14})$$

le diamètre fictif de l'orifice du jet.

ρ_{air} , la masse volumique de l'air ambiant (kg/m³)

par défaut $\rho_{\text{air}} = 1,2 \text{ kg/m}^3$

DFLUG : le débit à la brèche en kg/s.

② Calcul de la longueur de flamme

La longueur de flamme LFLA se calcule en résolvant l'équation suivante par itération :

$$0,024 \left(\frac{g \times D_{\text{S}}}{V_{\text{EJ}}^2} \right)^{1/3} \times Y^{5/3} + (0,2 \times Y^{2/3}) - (2,85 / W)^{2/3} = 0 \quad (\text{eq.FAD.15})$$

avec

$$W = \frac{\text{MOLE}(\text{gaz})}{(15,816 \times \text{MOLE}(\text{gaz}) + 0,0395)} \quad (\text{eq.FAD.16})$$

Lorsque Y est déterminé, on calcule LFLA par

$$\text{LFLA} = Y \times D_{\text{S}} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.17})$$

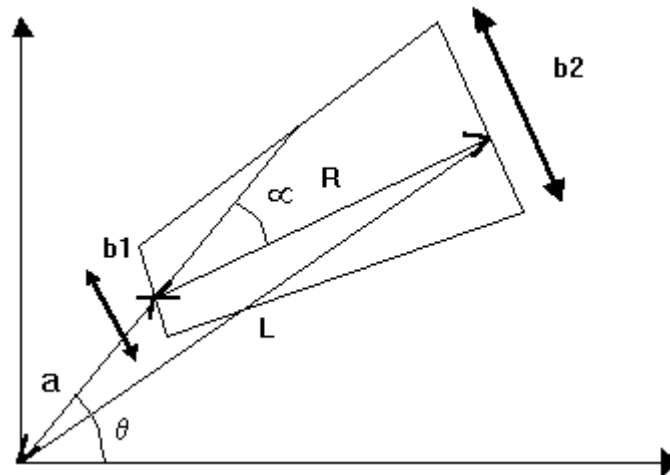
→ cas vitesse du vent $u > 1 \text{ m/s}$

$$LFLA_u = LFLA \left[0,51 \exp(-0,4 u) + 0,49 \left(1 - 0,00607 (\theta - 90) \right) \right] \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.18})$$

θ est l'angle formé par l'axe du jet et l'horizontale. (variable)

et $L = LFLA_u$

③ Dimensions du tronc de cône



■ Calcul de l'angle α

α est l'angle entre l'axe de l'orifice et l'axe de la flamme couchée par le vent

$$F = u/VEJ \quad (\text{eq.FAD.19})$$

Le nombre de Richardson s'exprime :

$$R_i(L) = \left(\frac{g}{D_s^2 \times VEJ^2} \right)^{1/3} \times LFLA \quad (\text{eq.FAD.20})$$

→ si $F \leq 0,05$

$$\alpha = \frac{8000 F}{R_i(L)} + 1 - \exp(-25,6 \times F) \left(\theta - 90 \right) \quad (\text{eq.FAD.21})$$

→ si $F > 0,05$

$$\alpha = \frac{1726 (F - 0,026)^{0,5} + 134}{R_i(L)} + 1 - \exp(-25,6 \times F) \left(\theta - 90 \right) \quad (\text{eq.FAD.22})$$

■ Position du barycentre de la petite base du tronc de cône :

$$a = (0,185 \exp(-20 \times F) + 0,015) \times L \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.23})$$

$$x = a \cos \theta \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.24})$$

$$y = a \sin \theta + h \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.25})$$

avec h, la hauteur de la source (m)

■ Grandeurs caractéristiques du jet de flammes gazeux

→ Longueur du tronc de cône

$$R = L^2 - a^2 \sin^2 \alpha^{0,5} - a \cos \alpha \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.26})$$

→ diamètre de la petite base

$$b_1 = D_S (13,5 \exp(-6F) + 1,5) \times \left\{ 1 - \left[1 - \frac{1}{15} \left(\frac{\rho_{\text{air}}}{\rho_{\text{jet}}} \right)^{0,5} \right] \exp(-70 \times R_i(D_S) \times C' \times F) \right\} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.27})$$

avec

$$\frac{\rho_{\text{air}}}{\rho_{\text{jet}}} = T_J \times \frac{\text{MOLE}(\text{air})}{\text{MOLE}(\text{gaz}) \times \text{TAMB}} \quad (\text{eq.FAD.28})$$

$$C' = (1000 \times \exp(-100 \times F)) + 0,8 \quad (\text{eq.FAD.29})$$

$$R_i(D_S) = \left(\frac{g}{D_S^2 \times \text{VEJ}^2} \right)^{1/3} \times D_S \quad (\text{eq.FAD.30})$$

→ diamètre de la grande base

$$b_2 = L [0,18 \exp(-1,5F) + 0,31] \times [1 - 0,47 \exp(-25F)] \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.31})$$

→ surface rayonnante du jet de flamme

$$\text{SFLA} = \frac{\pi}{2} \left(\frac{b_1 + b_2}{2} \right)^2 + \left[\pi \times R \times \left(\frac{b_1 + b_2}{2} \right) \right] \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.FAD.32})$$

④ Radiance du jet de flammes

$$\Phi_o = \frac{F_s \times \text{DFLUG} \times \text{QFLU}}{\text{SFLA}} \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.FAD.33})$$

F_s est la fraction radiative du flux thermique

$$F_s = 0,21 \exp(-0,00323 \text{ VEJ}) + 0,11 \times f \quad (\text{MOLE}) \quad (\text{eq.FAD.34})$$

$$f(\text{MOLE}) = 1 \quad \text{si} \quad \text{MOLE} \leq 21$$

$$f(\text{MOLE}) = \sqrt{\text{MOLE} / 21} \quad \text{si} \quad 21 < \text{MOLE} \leq 60$$

$$f(\text{MOLE}) = 1,69 \quad \text{si} \quad \text{MOLE} > 60$$

DFLUG est le débit à la brèche en (kg/s)

QFLU est la chaleur de combustion en (J/kg)

⑤ Distances à effet conséquence

① La destruction d'équipement sera considéré pour tout équipement dans la trajectoire du jet.

$$R = L \cos(\theta - \alpha) \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.35})$$

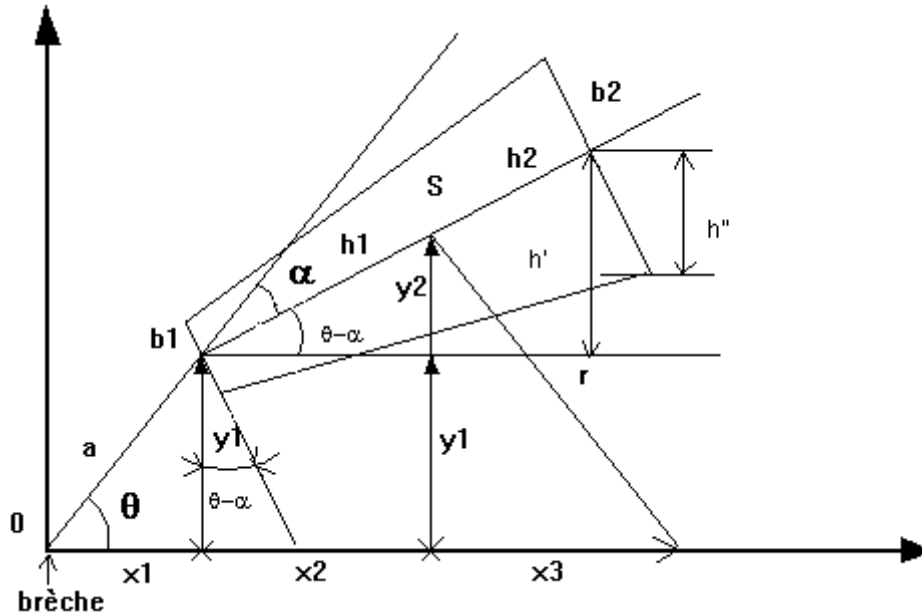
correspondant à une hauteur maximale de

$$h_{\text{FLA}} = L \sin(\theta - \alpha) - 0,5 b_2 \cos(\theta - \alpha) \quad (\text{eq.FAD.36})$$

② Distance correspondant à un flux radiatif Φ_x .

Pour calculer les distances correspondant à un seuil déterminé Φ_x , nous considérons une source ponctuelle située le long de l'axe du tronc de cône en un point correspondant au barycentre volumique du tronc de cône.

Ce point source est positionné dans un plan parallèle à la base du tronc de cône à une distance h_1 de la petite base de diamètre b_1 .



③ Calcul du facteur d'atténuation dans l'air :

$$\tau = 2,02 \text{ PVAP}(\text{H}_2\text{O}) x r^{-0,09} \quad (\text{eq.FAD.64})$$

$$\text{PVAP}(\text{H}_2\text{O}) = \text{HR} \times \text{TV}(\text{H}_2\text{O}) \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FAD.65})$$

$$\text{TV}(\text{H}_2\text{O}) = 133,4 \exp(18,3036 - (3816,44 / (\text{TAMB} - 46,13))) \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FAD.66})$$

avec HR l'humidité relative.

■ Calcul de la distance r

$$r^2 = \frac{\Phi_o \text{SFLA}}{\Phi_x 4\pi} x \tau \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.FAD.67})$$

$$r^2 = \frac{\Phi_o}{\Phi_x} x \frac{\text{SFLA}}{4\pi} x 2,02 x (\text{PVAP}(\text{H}_2\text{O}) x r)^{-0,09} \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.FAD.68})$$

$$r = \left[\frac{\Phi_o}{\Phi_x} x \frac{\text{SFLA}}{4\pi} x 2,02 x (\text{PVAP}(\text{H}_2\text{O}))^{-0,09} \right]^{1/2} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.69})$$

avec Φ_x le flux reçu pour une source ponctuelle

$$\Phi_x = \frac{X_E \dot{m} \text{QFLU}}{4 \pi r^2} \tau \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.FAD.70})$$

- où X_E est le facteur de rayonnement (0,30 ou 0,35)
 \dot{m} est le débit de gaz qui brûle (kg/s)
 QFLU est la chaleur de combustion du gaz relâché (J/kg)

■ **Calcul de la distance R_1 correspondant à un seuil de flux radiatif Φ_x**

A partir de X_s et Y_s calculés par FA 65 et FA 66 :

$$R_1 = x_s + \sqrt{r^2 - y_s^2} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.71})$$

si $r > y_s$

autrement la cible doit être au-dessus du niveau du sol, car le flux Φ_x ne peut être ressenti qu'à partir d'une altitude de $(y_s - r)$.

8.4.4. CALCUL DU FEU DE RAINOUT

❶ **Calcul du débit massique de combustible**

Nous utilisons les relations de BABRAUSKAS et MUDAN.

Soit \dot{m} , le débit massique de combustible défini comme le produit de la vitesse de régression et de la masse spécifique liquide de l'hydrocarbure en feu :

$$\dot{m} = 10^{-3} \times \text{QFLU} / \left\{ \text{CVAP}(\text{TBUL}) + \int_{\text{TSER}}^{\text{TBUL}} \text{CSPE}(\theta) d\theta \right\} \quad (\text{eq.FAD.72})$$

- avec,
- \dot{m} , en $(\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1})$
 - QFLU , la chaleur de combustion de l'hydrocarbure en (J kg^{-1})
 - CVAP , la chaleur de vaporisation de l'hydrocarbure en (J kg^{-1})
 - CSPE , la chaleur spécifique du liquide en $(\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1})$
 - TBUL , la température d'ébullition de l'hydrocarbure en (K)
 - TSER , la température de stockage de l'hydrocarbure en (K).

Les lois permettant le calcul de CSPE (h) à une température h pour des coupes pétrolières s'écrivent :

$$\text{DL} = \text{DENSL} (288) \times 10^{-3} \quad (\text{eq.FAD.73})$$

avec,

DENSL (288) la masse spécifique liquide de l'hydrocarbure à 288 K, en kg m^{-3} .

$$W = (1,8 \times \text{TBUL})^{1/3} / \text{DL} \quad (\text{Facteur de WATSON}) \quad (\text{eq.FAD.74})$$

$$\text{DY} = 0,3905 + (0,0935 \times ((1 - \text{DL})/0,3)) + (0,91 + (0,17 \times ((1 - \text{DL})/0,3))) \times 10^{-3} \times (\theta - 273) \quad (\text{eq.FAD.75})$$

$$\text{CSPE}(\theta) = 1395,6 \times \text{DY} \times (1 + 0,17 W) \quad (\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}) \quad (\text{eq.FAD.76})$$

La valeur de CVAP est donnée dans les tables pour $\theta = \text{TBUL}$
 La valeur de DENSL est donnée dans les tables pour $\theta = 288 \text{ K}$.

Une valeur approchée de l'intégrale peut s'écrire :

$$\int_{T_{SER}}^{T_{BUL}} CSPE(\theta) d\theta = CSPE(T_{BUL}) \times CSPE(T)^{-0,5} \times (T_{BUL} - T) \quad (\text{eq.FAD.77})$$

avec $T = (T_{SER} \times T_{AMB})^{0,5} \quad K \quad (\text{eq.FAD.78})$

2 Calcul de la hauteur de flamme

■ Cas d'un vent < 1 m/s

Pour le calcul de la hauteur de flamme LFLA, on considère le contour réel de la nappe.

On se définit un diamètre équivalent de la surface en flammes :

$$DFLA = (4 \text{ SNAP} / \pi)^{0,5} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.79})$$

avec, SNAP, la surface en feu (m²)

$$LFLA = 42 \text{ DFLA} \left[\frac{\dot{m}}{\rho_{\text{air}} \sqrt{g \text{ DFLA}}} \right]^{-0,61} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.80})$$

avec,

ρ_{air} , la masse spécifique de l'air ambiant (kg m⁻³)
 g , accélération de la pesanteur (9,81 m s⁻²)

En prenant $\rho_{\text{air}} = 1,161 \text{ kg/m}^3$
 l'expression (eq.FN.5) de LFLA devient :

$$\boxed{LFLA = 19,1 \text{ DFLA}^{0,695} \dot{m}^{0,61} \quad (\text{m})} \quad (\text{eq.FAD.81})$$

■ Si un vent de vitesse $u \geq 1 \text{ m/s}$ souffle, une autre corrélation doit être appliquée :

$$LFLA = 55 \text{ DFLA} \left[\frac{\dot{m}}{\rho_{\text{air}} \sqrt{g \text{ DFLA}}} \right]^{-0,67} \times U^{*-0,21} \quad (\text{eq.FAD.82})$$

avec,

$$U^* = u / \left[\frac{g \dot{m} \text{ DFLA}}{\rho_{\text{air}}} \right]^{1/3} \quad (\text{eq.FAD.83})$$

u , la vitesse du vent (m/s)
 ρ_{air} , la masse spécifique de l'air ambiant (kg/m⁻³)
 g , accélération de la pesanteur (9,81 m s⁻²)

En prenant $\rho_{\text{air}} = 1,161 \text{ kg/m}^3$

l'expression de LFLA se simplifie comme suit :

$$\boxed{LFLA = 26,89 \dot{m}^{0,740} \times u^{-0,21} \times \text{DFLA}^{0,735} \quad (\text{m})} \quad (\text{eq. FAD. 84})$$

③ Angle d'inclinaison de la flamme

Pour le calcul de l'angle d'inclinaison, on considère le diamètre équivalent DFLA correspondant au contour polygonal réel du compartimentage impliqué.

Si la vitesse du vent excède 1 m/s on calcule l'angle d'inclinaison de la flamme dans la direction du vent comme suit, par la corrélation de **WELKER** et **SLIEPCEVICH** :

$$\frac{\tan \xi}{\cos \xi} = 3.3 \operatorname{Re}^{0,07} \operatorname{Fr}^{0,8} \left[\frac{\operatorname{DENS}_{\text{G}}}{\rho_{\text{air}}} \right]^{-0,6} \quad (\text{eq.FAD.85})$$

avec, Re, le nombre de Reynolds

$$\operatorname{Re} = (\operatorname{DFLA} \times u \times \rho_{\text{air}}) / \mu_{\text{air}} \quad (\text{eq.FAD.86})$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{air}}, \text{ la viscosité dynamique de l'air ambiant (kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}) \\ \mu_{\text{air}} = 184,6 \cdot 10^{-7} \text{ kg m}^{-1} \text{ s}^{-1} \end{aligned}$$

Fr, le nombre de Froude

$$\operatorname{Fr} = u^2 / (\operatorname{DFLA} \times g) \quad (\text{eq.FAD.87})$$

DENS_G, la masse spécifique de l'hydrocarbure en phase vapeur prise à sa température d'ébullition

$$\operatorname{DENS}_{\text{G}} (\text{TBUL}) = \operatorname{DENS}_{\text{G}} (300) \times \frac{300}{\text{TBUL}} \quad (\text{kg m}^{-3}) \quad (\text{eq.FAD.88})$$

DENS_G est donnée dans les tables à h = 300 K.

L'équation (eq.FN.10) se résoud de la façon suivante :

$$Z = 3.3 \operatorname{Re}^{0,07} \operatorname{Fr}^{0,8} \left[\frac{\operatorname{DENS}_{\text{G}}(\text{TBUL})}{\rho_{\text{air}}} \right]^{-0,6} \quad (\text{eq.FAD.89})$$

$$Z = \frac{\tan \xi}{\cos \xi} = \frac{\sin \xi}{\cos^2 \xi} \quad (\text{eq.FAD.90})$$

$$Z \cos^2 \xi = \sin \xi \quad (\text{eq.FAD.91})$$

$$Z (1 - \sin^2 \xi) - \sin \xi = 0 \quad (\text{eq.FAD.92})$$

$$\text{Posons } X = \sin \xi \quad (\text{eq.FAD.93})$$

On peut écrire dès lors :

$$Z (1 - X^2) - X = 0 \quad (\text{eq.FAD.94})$$

$$Z - ZX^2 - X = 0 \quad (\text{eq.FAD.95})$$

$$ZX^2 + X - Z = 0 \quad (\text{eq.FAD.96})$$

$$X = \frac{-1 \pm \sqrt{1 + 4 Z^2}}{2 Z} \quad (\text{eq.FAD.97})$$

On retient

$$X = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} = \sin \xi = \sqrt{1 - \cos^2 \xi} \quad (\text{eq.FAD.98})$$

$$\cos \xi = \sqrt{1 - \left(\frac{1 - \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} \right)^2} \quad (\text{eq.FAD.99})$$

$$\xi = \arccos \sqrt{1 - \left(\frac{1 - \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} \right)^2} \quad (\text{eq.FAD.100})$$

4 RADIANCE DES FOYERS

La plupart des feux de nappe d'hydrocarbures liquides deviennent optiquement parlant opaques lorsque le diamètre équivalent de la nappe excède 3 mètres, ce qui correspond à une surface en feu de plus de 7 m².

Les mesures expérimentales effectuées ont permis d'établir la corrélation suivante :

$$\Phi_o = \Phi_{\max} e^{-SDeq} + \Phi_f \left(- e^{-SDeq} \right) \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.FAD.101})$$

avec

Φ_{\max} , l'émittance maximale des points lumineux ($\Phi_{\max} \sim 140\,000 \text{ W/m}^2$)

Φ_f , l'émittance des fumées ($\Phi_f \sim 20\,000 \text{ W/m}^2$)

S, un paramètre expérimental ($S = 0,12 \text{ m}^{-1}$)

On obtient dès lors

$$\Phi_o = 140\,000 e^{-0,12Deq} + 20\,000 \left(- e^{-0,12Deq} \right)$$

$$\Phi_o = 20000 + 120\,000 e^{-0,12Deq} \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.FAD.102})$$

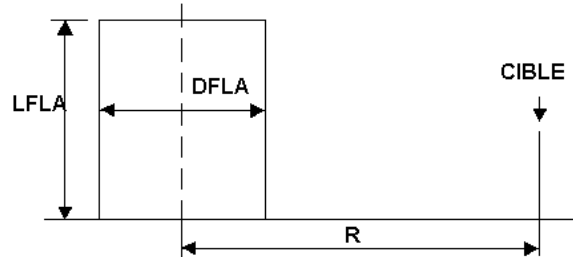
Cette corrélation nous donne

$\Phi_o = 126\,430 \text{ W/m}^2$	pour	Deq = 1 m	et	S = 0,785 m ²
$\Phi_o = 56\,143 \text{ W/m}^2$		Deq = 10 m		S = 78,5 m ²
$\Phi_o = 25\,974 \text{ W/m}^2$		Deq = 25 m		S = 500 m ²
$\Phi_o = 21\,799 \text{ W/m}^2$		Deq = 35 m		S = 1 000 m ²
$\Phi_o = 20\,144 \text{ W/m}^2$		Deq = 56 m		S = 2 500 m ²
$\Phi_o = 20\,008 \text{ W/m}^2$		Deq = 80 m		S = 5 000 m ²
$\Phi_o = 20\,000 \text{ W/m}^2$		Deq = 113 m		S = 10 000 m ²

5 Facteur de vue

1. Non prise en compte de l'effet du vent

Pour quantifier le facteur de vue nous assimilons le feu de nappe à un cylindre de flammes droit.



□ Facteur de vue pour une cible verticale

$$h = 2LFLA / DFLA \quad (\text{eq.FAD.103})$$

$$S = 2R / DFLA \quad (\text{eq.FAD.104})$$

$$\pi F_v = \frac{h}{S} \times \frac{(h^2 + S^2 + 1)}{\left(\frac{h^2 + (S+1)^2}{2} \right)^{0.5} \times \left(\frac{h^2 + (S-1)^2}{2} \right)^{0.5}} \times \tan^{-1} \left[\frac{\left(\frac{h^2 + (S+1)^2}{2} \right)^{0.5}}{\left(\frac{h^2 + (S-1)^2}{2} \right)^{0.5}} \right] \times \left(\frac{S-1}{S+1} \right)^{0.5} \\ + \frac{1}{S} \tan^{-1} \left[\frac{h}{(S-1)^{0.5}} \right] - \frac{h}{S} \tan^{-1} \left(\frac{S-1}{S+1} \right)^{0.5} \quad (\text{eq.FAD.105})$$

□ Facteur de vue pour une cible horizontale

$$h = 2LFLA / DFLA \quad (\text{eq.FAD.106})$$

$$S = 2R / DFLA \quad (\text{eq.FAD.107})$$

$$\pi F_h = \tan^{-1} \frac{S+1}{S-1} \frac{\left(\frac{h^2 + S^2 - 1}{2} \right)^{0.5}}{\left(\frac{h^2 + (S+1)^2}{2} \right)^{0.5} \left(\frac{h^2 + (S-1)^2}{2} \right)^{0.5}} \times \tan^{-1} \left(\frac{\left(\frac{h^2 + (S+1)^2}{2} \right)^{0.5}}{\left(\frac{h^2 + (S-1)^2}{2} \right)^{0.5}} \right) \frac{S-1}{S+1} \quad (\text{eq.FAD.108})$$

□ Facteur de vue maximum

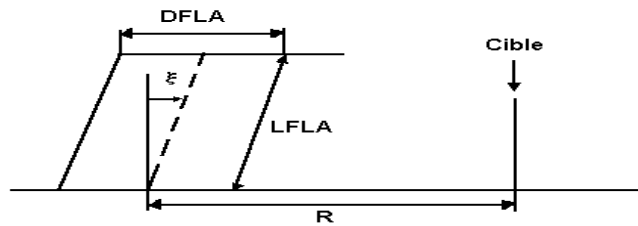
$$FF_1 = \pi F_v / \pi \quad (\text{eq.FAD.109})$$

$$FF_2 = \pi F_h / \pi \quad (\text{eq.FAD.110})$$

$$F_m = \sqrt{FF_1^2 + FF_2^2} \quad (\text{eq.FAD.111})$$

2. Prise en compte d'une inclinaison du front de flammes due au vent

Pour quantifier le facteur de vue nous assimilons le feu de cuvette à un cylindre de flammes oblique à basses parallèles.



Condition $u \geq 1$ m/s.

MUDAN a utilisé récemment une approche par intégrale de contour développée par SPARROW afin de déterminer les facteurs de vue d'un cylindre incliné.

□ Facteur de vue pour une cible verticale

$$h = 2LFLA/DFLA \quad (\text{eq.FAD.112})$$

$$S = 2R/DFLA \quad (\text{eq.FAD.113})$$

$$A = h^2 + (S+1)^2 - 2h(S+1)\sin\xi \quad (\text{eq.FAD.114})$$

$$B = h^2 + (S-1)^2 - 2h(S-1)\sin\xi \quad (\text{eq.FAD.115})$$

$$C = 1 + (S^2-1)\cos^2\xi \quad (\text{eq.FAD.116})$$

$$F_1 = \pi F_V = \frac{h \cos\xi}{S - h \sin\xi} \frac{h^2 + (S+1)^2 - 2S(1+h \sin\xi)}{\sqrt{AB}} \times \tan^{-1} \frac{\sqrt{A}}{\sqrt{B}} \frac{S-1}{S+1}^{0,5} + \frac{\cos\xi}{\sqrt{C}} \times$$

$$\left[\tan^{-1} \frac{h S - (S^2 - 1) \sin\xi}{(S - 1)^{0,5} \sqrt{C}} \right] + \tan^{-1} \frac{(S^2 - 1) \sin\xi}{(S - 1)^{0,5} \sqrt{C}} - \frac{h \cos\xi}{(S - h \sin\xi)} \times \tan^{-1} \frac{S-1}{S+1}^{0,5}$$

(eq.FAD.117)

$$F_V = \frac{1}{\pi} \times F_1 \quad (\text{eq.FAD.118})$$

□ Facteur de vue pour une cible horizontale

$$F_2 = \pi F_H = \tan^{-1} \left[\frac{1}{\frac{S-1}{S+1}^{0,5}} \right] - \frac{h^2 + (S+1)^2 - 2(S+1+h S \sin\xi)}{\sqrt{AB}} \times \tan^{-1} \left[\frac{\sqrt{A}}{\sqrt{B}} \times \frac{S-1}{S+1}^{0,5} \right]$$

$$+ \frac{\sin\xi}{\sqrt{C}} \left[\tan^{-1} \frac{h S - (S-1) \times \sin\xi}{(S-1)^{0,5} \times \sqrt{C}} + \tan^{-1} \frac{(S-1)^{0,5} \sin\xi}{\sqrt{C}} \right] \quad (\text{eq.FAD.119})$$

$$F_H = \frac{1}{\pi} \times F_2 \quad (\text{eq.FAD.119 bis})$$

□ Facteur de vue maximum

$$F_m = (F_V^2 + F_H^2)^{0,5} \quad (\text{eq.FAD.120})$$

6 Atténuation dans l'air

La relation préconisée est celle du TNO :

$$\tau = 2.02 (PVAP (H_2O) \times X)^{-0.09} \quad (\text{eq.FAD.121})$$

avec X la distance au foyer (m), distance comptée à partir du front de flammes le plus proche de la cible.

PVAP(H₂O), la pression partielle de la vapeur d'eau dans l'air, en (Pa).

Cette grandeur est une fraction de l'humidité relative de l'air et de la température de l'air ambiant.

L'humidité relative HR, parfois nommée aussi état hygrométrique, est obtenue en comparant la pression partielle de la vapeur d'eau PVAP dans le mélange, à la tension de vapeur ou pression de saturation TV (H₂O) de la vapeur d'eau à la même température TAMB.

$$HR = PVAP (H_2O)/TV (H_2O) \quad (\%) \quad (\text{eq.FAD.122})$$

Soit TAMB la température ambiante en K.

Soit PATM la pression atmosphérique égale à 101.325 Pa.

La pression de saturation ou tension de la vapeur d'eau TV(H₂O) à la température TAMB s'obtient par l'équation d'ANTOINE :

$$TV = 133,4 \exp \left\{ ANTA - \left(\frac{ANTB}{TAMB + ANTC} \right) \right\} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FAD.123})$$

ANTA, ANTB, ANTC les coefficients d'ANTOINE.

Pour l'eau on a :

$$TV (H_2O) = 133,4 \exp \left\{ 18,3036 - \left(\frac{3816,44}{TAMB - 46,13} \right) \right\} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FAD.124})$$

Connaissant l'humidité HR, on obtient,

$$PVAP (H_2O) = HR \times TV (H_2O) \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FAD.125})$$

Par exemple pour :

$$\text{et} \quad \begin{array}{l} HR = 75 \% \\ TAMB = 300 \text{ K,} \end{array}$$

on a : $TV(H_2O) = 3512 \text{ Pa}$

La pression partielle de vapeur d'eau vaut donc :

$$\begin{aligned} PVAP (H_2O) &= 0,75 \times 3512 \\ &= 2634 \text{ Pa} \end{aligned}$$

L'atténuation dans l'air s'exprime dès lors par :

$$\tau = 2,02 (2634 \times X)^{-0.09}$$

$$\tau = 0,9942 \times X^{-0.09}$$

7 Calcul du flux thermique reçu par la cible

Les relations permettant de quantifier le flux thermique reçu par une cible s'expriment :

→ pour un foyer unique (1 compartimentage en feu)

$$\Phi_2 = \Phi_0 \times \tau \times Fv \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.FAD.126})$$

→ R2 la distance correspondant au flux Φ_2

8 Combinaison des deux flux reçus

On obtient :

$R = \text{Max}(R_1, R_2)$ avec R_1 calculé par FAD 71 et R_2 par FAD 126



9. FEUX DE SURFACE LIQUIDE

Les feux de surface liquide regroupent trois types de scénarios d'accident :

1) Les feux de réservoirs atmosphériques.

Ces feux concernent l'inflammation de la surface totale du réservoir, ce qui implique l'effacement du toit fixe ou du toit flottant :

- Explosion d'un bac à toit fixe avec éjection du toit et feu généralisé de la surface liquide,
- Foudroiement d'un bac à toit flottant avec destruction du toit flottant qui coule, et feu généralisé de la surface liquide.

Ce scénario est relatif aux stockages suivants :

- Stockages de brut
- Stockages de produits finis
 - Produits blancs : essences, carburateurs, gazoles...
 - Produits noirs : fuels, bitumes...
 - Solvants.
- Stockages d'hydrocarbures purs : benzène, toluène, xylènes, isopentane...
- Stockages de bases et produits intermédiaires
 - Résidus atmosphériques, sous vide...
 - Reformats, isomérats
 - ETBE, MTBE.

La surface en feu est circulaire, de diamètre égal à celui du réservoir. Elle est localisée à une distance du sol égale à la hauteur du réservoir.

2) Les feux de cuvettes de rétention

Ces feux concernent la surface de la cuvette de rétention entourant les réservoirs de stockage. Cette cuvette de rétention peut se remplir d'hydrocarbures en cas de débordement ou perte de confinement d'un bac, ou en cas de rupture de tuyauterie.

La surface des cuvettes de rétention peut être un polygone régulier ou non, concave ou convexe.

On rencontre des cuvettes rectangulaires, hexagonales voire hendécagonales.

Les combustibles sont ceux contenus dans les réservoirs inclus dans la cuvette de rétention, à savoir :

- Bruts
- Produits finis
- Hydrocarbures purs
- Bases et produits intermédiaires
- GPL et GNL cryogéniques.

3) Les feux de nappe en extension

Il s'agit de nappes d'hydrocarbures alimentées par une rupture de canalisation en unités notamment, avec extension non limitée sur le sol.

L'extension et la propagation de la nappe sont supposées de révolution.

La surface en feu retenue correspond à la surface cylindrique recouverte par l'hydrocarbure après relâchement de l'inventaire du système rompu, compte tenu des phénomènes de vaporisation et d'évaporation.

Les hydrocarbures et autres liquides inflammables alimentant la nappe en extension peuvent être :

- des bruts
- des produits finis
- des hydrocarbures purs
- des produits pétrochimiques
- des bases et produits intermédiaires
- des GPL et GNL cryogéniques.

9.1. DONNEES D'ENTREE

Les données suivantes doivent être rassemblées :

① Données météo

TAMB, température ambiante en K

HR, humidité relative en %

u, vitesse du vent en m/s

ρ_{air} , masse spécifique de l'air à la température TAMB en kg/m³

② Données fluide

TSER, température de service du fluide contenu dans le bac en K

TBUL, température d'ébullition en K

TKR, température critique en K

DENSL, masse spécifique liquide en kg/m³

DENSG, masse spécifique gazeuse en kg/m³

CSPE, chaleur spécifique du liquide en J/kg K

CVAP, chaleur de vaporisation du liquide en J/kg

QFLU, chaleur de combustion en J/kg.

Quelques données de fluides courants dans les stockages d'hydrocarbures :

BRUT LEGER

Désignation : BRUT LEGER

TBUL = 504,4 K	T15 = 348 K	VLE = - mg/m ³
TKR = 685,8 K	T85 = 890 K	PE = 273 K
PKR = 1,863 E 6 Pa	GAMA = 1.001	SES = - ppm
DENSL = 801,900 kg/m ³	CSPE = 2.0283 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
DENSG = 6,686 kg/m ³	CVAP = 2.9223 E 5 J/kg	EXPT = -
MOLE = 164,550 Kg/Kmole	QFLU = 4.333 E 7 J/kg	LII = 0.013
TAUTO = 523 K	TTOX = 0	LSI = 0.076

GAZOLE

TBUL = 593 K	GAMA = 1.004	SES = - ppm
TKR = 681,8 K	CSPE = 1.000 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
PKR = 2,068 E 6 Pa	CVAP = 3.3404 E 5 J/kg	EXPT = -
DENSL = 819,750 kg/m ³	QFLU = 4.301 E 7 J/kg	LII = 0.005
DENSG = 7,428 kg/m ³	TTOX = -	LSI = 0.135
MOLE = 182,820 Kg/Kmole	VLE = - mg/m ³	
TAUTO = 498 K	PE = -339+ K	
T15 = 523 K		
T85 = 673 K		

FIUOL

TBUL = 822,1 K	T15 = 753 K	VLE = - mg/m ³
TKR = 966,2 K	T85 = 897 K	PE = 325-369 K
PKR = 8,603 E 6 Pa	GAMA = 1.002	SES = - ppm
DENSL = 935,300 kg/m ³	CSPE = 1.9025 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
DENSG = 23,143 kg/m ³	CVAP = 1.0467 E 5 J/kg	EXPT = -
MOLE = 569,605 kg/Kmole	QFLU = 4.137 E 7 J/kg	LII = 0.015
TAUTO = 653 K	TTOX = 0	LSI = 0.1

ESSENCE

TBUL = 405 K	T15 = 343 K	VLE = - mg/m3
TKR = 501.6 K	T85 = 478 K	PE = 236 K
PKR = 3.431 E 6 Pa	GAMA = 1.007	SES = - ppm
DENSL = 750.000 kg/m3	CSPE = 2.3443 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
DENSG = 3.466 kg/m3	CVAP = 3.9965 E 5 J/kg	EXPT = -
MOLE = 85.325 kg/Kmole	QFLU = 4.324 E 7 J/kg	LII = 0,014
TAUTO = 708 K	TTOX = -	LSI = 0,076

CARBUREACTEUR

TBUL = 489.3 K	T15 = 458 K	VLE = - mg/m3
TKR = 674.0 K	T85 = 523 K	PE = 311 K
PKR = 2.005 E 6 Pa	GAMA = 1.007	SES = - ppm
DENSL = 803.000 kg/m3	CSPE = 1.8250 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
DENSG = 7.158 kg/m3	CVAP = 2.3865 E 5 J/kg	EXPT = -
MOLE = 176.167 kg/kmole	QFLU = 4.331 E 7 J/kg	LII = 0.013
TAUTO = 523 K	TTOX = 0	LSI = 0.076

ESSENCE AVION

TBUL = 353.6 K	T15 = 310 K	VLE = - mg/m3
TKR = 527.7 K	T85 = 403 K	PE = 230 K
PKR = 3.320 E 6 Pa	GAMA = 1.017	SES = - ppm
DENSL = 708.010 kg/m3	CSPE = 2.4125 E 3 J/kgK	LC1% = - ppm
DENSG = 3.705 kg/m3	CVAP = 3.6517 E 5 J/kg	EXPT = -
MOLE = 91.197 kg/kmole	QFLU = 4.430 E 7 J/kg	LII = 0,014
TAUTO = 729 K	TTOX = 0	LSI = 0,08

EURO SUPER

TBUL = 346.4 K	T15 = 308 K	VLE = - mg/m3
TKR = 507.7 K	T85 = 390 K	PE = 236 K
PKR = 3.485 E 6 Pa	GAMA = 1.011	SES = - ppm
DENSL = 677.550 kg/m3	CSPE = 2.3364 E 3 J/kgK	LC1% = ppm
DENSG = 3.512 kg/m3	CVAP = 3.7759 E 5 J/kg	EXPT = 0.00
MOLE = 86.459 kg/kmole	QFLU = 4.184 E 7 J/kg	LII = 0,014
TAUTO = 729 K	TTOX = 0	LSI = 0,076

③ Données système

- **réservoirs**

HEQU : hauteur de la robe du réservoir (m)
HLIQ : hauteur de liquide dans le réservoir (m)
DEQU : diamètre du réservoir (m)

- ➔ **cuvettes de rétention**

Li : longueurs des différents côtés de la cuvette (m)
SCUV : surface de la cuvette de rétention au plan de débordement (m²)
DEQUI : diamètres des différents réservoirs contenus dans la cuvette (m)

- ➔ **épandage non limité d'une nappe**

RNAP : rayon maximum considéré de l'épandage (m)
EP : épaisseur minimum de l'épandage (m)
SNAP : surface de l'épandage (m²)

9.2. GEOMETRIE DES FOYERS

① Calcul du débit massique de combustible

Nous utilisons les relations de BABRAUSKAS et MUDAN.

Soit \dot{m} , le débit massique de combustible défini comme le produit de la vitesse de régression et de la masse spécifique de l'hydrocarbure en feu :

$$\dot{m} = 10^{-3} \times QFLU / \left\{ CVAP(TBUL) + \int_{TSER}^{TBUL} CSPE(\theta) d\theta \right\} \quad (\text{Eq.FSL. 1})$$

avec,

\dot{m} , en (kg m⁻² s⁻¹)

QFLU, la chaleur de combustion de l'hydrocarbure en (J kg⁻¹)

CVAP, la chaleur de vaporisation de l'hydrocarbure en (J kg⁻¹)

CSPE, la chaleur spécifique du liquide en (J kg⁻¹ K⁻¹)

TBUL, la température d'ébullition de l'hydrocarbure en (K)

TSER, la température de stockage de l'hydrocarbure en (K).

La valeur de CVAP est donnée dans les tables pour $\theta = TBUL$

La valeur de DENSL est donnée dans les tables pour $\theta = 288$ K.

Une valeur approchée de l'intégrale peut s'écrire :

$$\int_{TSER}^{TBUL} CSPE(\theta) d\theta = CSPE(TBUL) \times CSPE(T)^{-0,5} \times (TBUL - T) \quad (\text{Eq.FSL. 2})$$

$$\text{avec } T = (TSER \times TAMB)^{0,5} \quad (\text{K}) \quad (\text{Eq.FSL. 3})$$

On obtient pour différents hydrocarbures à la température de 288 K :

6. Essence :	$\dot{m} = 0,05118 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	soit 25 cm/h
7. Gazole :	$\dot{m} = 0,03354 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	soit 15 cm/h
8. Fioul :	$\dot{m} = 0,0225 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	soit 9 cm/h
9. Carburéacteur :	$\dot{m} = 0,03070 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	soit 13 cm/h
10. Brut :	$\dot{m} = 0,04725 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	soit 21,2 cm/h

2 Calcul de la hauteur de flamme LFLA

Pour le calcul de la hauteur de flamme LFLA, on se définit un diamètre équivalent de la surface en flammes pris égal à quatre fois la surface en feu divisé par le périmètre de la surface en feu :

$$DFLA = \frac{4 \times SFLA}{PERI} \quad (\text{Eq.FSL. 4})$$

avec SFLA, la surface en feu (m^2)

SFLA = $0,25 \pi \overline{DEQU}^2$ (m^2), pour un réservoir cylindrique

SFLA = SCUUV (m^2), pour une cuvette de rétention

SFLA = SNAP (m^2), pour une nappe en extension non limitée.

PERI, le périmètre de la surface en feu (m)

PERI = $\pi \times DEQU$ (m), pour un réservoir cylindrique

PERI = $2 \pi RNAP$ (m), pour une nappe en extension non limitée

$$PERI = \sum_i L_i + \sum_j \pi DEQU_j \quad (\text{m}) \quad (\text{Eq.FSL. 5})$$

pour une cuvette ou compartimentage polygonal quelconque

avec L_i la longueur d'un côté quelconque du polygone (m)

$DEQU_j$, les diamètres des réservoirs contenus dans la cuvette (m).

■ Cas d'un vent < 1 m/s

La hauteur de flamme se calcule en appliquant les corrélations de THOMAS :

$$LFLA = 42 DFLA \left[\frac{\dot{m}}{\rho_{\text{air}} \sqrt{g DFLA}} \right]^{-0,61} \quad (\text{m}) \quad (\text{Eq.FSL. 6})$$

avec,

ρ_{air} , la masse spécifique de l'air ambiant (kg m^{-3})

g , accélération de la pesanteur ($9,81 \text{ m s}^{-2}$)

En prenant $\rho_{\text{air}} = 1,161 \text{ kg/m}^3$
l'expression (eq.FSL.6) de LFLA devient :

$$LFLA = 19,1 DFLA^{0,695} \dot{m}^{0,61} \quad (\text{m}) \quad (\text{Eq.FSL. 7})$$

■ Si un vent de vitesse $u \geq 1$ m/s souffle, une autre corrélation doit être appliquée :

$$LFLA = 55 DFLA \left[\frac{\dot{m}}{\rho_{air} \sqrt{g DFLA}} \right]^{0,67} \times U^{*-0,21} \quad (m) \quad (Eq.FSL. 8)$$

avec,

$$U^* = u / \left[\frac{g \dot{m} DFLA}{\rho_{air}} \right]^{1/3} \quad (Eq.FSL. 9)$$

u , la vitesse du vent (m/s)

ρ_{air} , la masse spécifique de l'air ambiant (kg/m^3)

g , accélération de la pesanteur ($9,81 m s^{-2}$)

En prenant $\rho_{air} = 1,161 kg/m^3$
l'expression de LFLA se simplifie comme suit :

$$LFLA = 26,89 \times \dot{m}^{0,740} \times u^{-0,21} \times DFLA^{0,735} \quad (m) \quad (Eq.FSL. 10)$$

9.3. ANGLE D'INCLINAISON DE LA FLAMME

Si la vitesse du vent excède 1 m/s on calcule l'angle d'inclinaison de la flamme dans la direction du vent comme suit, par la corrélation de WELKER et SLIEPCEVICH :

$$\frac{\tan \xi}{\cos \xi} = 3.3 Re^{0,07} Fr^{0,8} \left[\frac{DENS_G}{\rho_{air}} \right]^{-0,6} \quad (Eq.FSL. 11)$$

avec, Re, le nombre de Reynolds

$$Re = (DFLA \times u \times \rho_{air}) / \mu_{air} \quad (Eq.FSL. 12)$$

μ_{air} , la viscosité dynamique de l'air ambiant ($kg m^{-1} s^{-1}$)

$$\mu_{air} = 184,6 \cdot 10^{-7} kg m^{-1} s^{-1}$$

Fr, le nombre de Froude

$$Fr = u^2 / (DFLA \times g) \quad (Eq.FSL. 13)$$

DENS_G, la masse spécifique de l'hydrocarbure en phase vapeur prise à sa température d'ébullition

$$DENS_G (TBUL) = DENS_G (300) \times \frac{300}{TBUL} \quad (kg m^{-3}) \quad (Eq.FSL. 14)$$

DENS_G est donnée dans les tables à $h = 300$ K.

L'équation (eq.FSL.11) se résoud de la façon suivante :

$$Z = 3.3 \operatorname{Re}^{0,07} \operatorname{Fr}^{0,8} \left[\frac{\operatorname{DENSG}(\operatorname{TBUL})}{\rho_{\text{air}}} \right]^{-0,6} \quad (\text{Eq.FSL. 15})$$

$$Z = \frac{\tan \xi}{\cos \xi} = \frac{\sin \xi}{\cos^2 \xi} \quad (\text{Eq.FSL. 16})$$

$$Z \cos^2 \xi = \sin \xi \quad (\text{Eq.FSL. 17})$$

$$Z (1 - \sin^2 \xi) - \sin \xi = 0 \quad (\text{Eq.FSL. 18})$$

$$\text{Posons } X = \sin \xi \quad (\text{Eq.FSL. 19})$$

On peut écrire dès lors :

$$Z (1 - X^2) - X = 0 \quad (\text{Eq.FSL. 20})$$

$$Z - ZX^2 - X = 0 \quad (\text{Eq.FSL. 21})$$

$$ZX^2 + X - Z = 0 \quad (\text{Eq.FSL. 22})$$

$$X = \frac{-1 \pm \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} \quad (\text{Eq.FSL. 23})$$

On retient

$$X = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} = \sin \xi = \sqrt{1 - \cos^2 \xi} \quad (\text{Eq.FSL. 24})$$

$$\cos \xi = \sqrt{1 - \left(\frac{1 - \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} \right)^2} \quad (\text{Eq.FSL. 25})$$

$$\xi = \arccos \sqrt{1 - \left(\frac{1 - \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} \right)^2} \quad (\text{Eq.FSL. 26})$$

9.4. RADIANCE DES FOYERS

9.4.1. Produits blancs, produits noirs, produits intermédiaires

La plupart des feux de nappe d'hydrocarbures liquides deviennent optiquement parlant opaques lorsque le diamètre équivalent de la nappe excède 3 mètres, ce qui correspond à une surface en feu de plus de 7 m².

Les mesures expérimentales suivantes ont été effectuées :

- ① HAGGLUND & PERSSON**
 - foyer de 1,5 m de diamètre (S = 1,76 m²)
 - essence
 - radiance mesurée : $\Phi_o = 130\ 000\ \text{W/m}^2$
 - foyer de 10 m de diamètre (S = 1,76 m²)
 - essence
 - radiance mesurée : $\Phi_o = 60\ 000\ \text{W/m}^2$

- ② ALGER & AL**
 - foyer de 3 m de diamètre (S = 7 m²)
 - JP-5
 - radiance mesurée : $\Phi_o = 110\ 000\ \text{W/m}^2$

 - foyer de 18 m de diamètre (S = 254 m²)
 - JP-4
 - radiance mesurée : $\Phi_o = 38\ 000\ \text{W/m}^2$

 - foyer de 30 m de diamètre (S = 706,8 m²)
 - JP-4
 - radiance mesurée : $\Phi_o = 32\ 000\ \text{W/m}^2$

- ③ MIZNER & EYRE**
 - foyer de 20 m de diamètre (S = 314 m²)
 - kerozene
 - radiance mesurée : $\Phi_o = 40\ 000\ \text{W/m}^2$

- ④ MUDAN**
 - foyer de 28 m de diamètre (S = 615,7 m²)
 - kerozene
 - radiance mesurée : $\Phi_o = 40\ 000\ \text{W/m}^2$

- ⑤ JAPAN SAFETY SOCIETY**
 - foyer de 30 m de diamètre (S = 706,8 m²)
 - kerozene
 - radiance mesurée : $\Phi_o = 30\ 000\ \text{W/m}^2$

 - foyer de 50 m de diamètre (S = 1963,5 m²)
 - kerozene
 - radiance mesurée : $\Phi_o = 20\ 000\ \text{W/m}^2$

 - foyer de 80 m de diamètre (S = 5026 m²)
 - kerozene
 - radiance mesurée : $\Phi_o = 10\ 000\ \text{W/m}^2$

On observe de ces feux expérimentaux que le flux thermique mesuré diminue pour des feux de grande surface, indiquant par là que la radiance diminue.

D'autre part on a constaté que dans les feux d'hydrocarbures liquides de grande surface présentant un rapport carbone/hydrogène supérieur à 0,3, une partie substantielle est obscurcie par une épaisse fumée noire à la périphérie du foyer. Cette couche périphérique de fumée opaque s'entrouvre occasionnellement, laissant percer les flammes chaudes, et une pulsation radiative est émise dans l'environnement.

Les points lumineux ont une radiance allant de 110 000 à 130 000 W/m². L'émittance des fumées noires est d'environ 20 000 W/m² correspondant à une température de 800 K. Si l'on considère les valeurs expérimentales mentionnées ci-dessus, on peut les décrire par la corrélation suivante représentée à la figure 9.1.

$$\Phi_o = \Phi_{\max} e^{-SDeq} + \Phi_f \left(1 - e^{-SDeq} \right) \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{Eq.FSL. 27})$$

avec

Φ_{\max} , l'émittance maximale des points lumineux ($\Phi_{\max} \sim 140\,000 \text{ W/m}^2$)
 Φ_f , l'émittance des fumées ($\Phi_f \sim 20\,000 \text{ W/m}^2$)
 S , un paramètre expérimental ($S = 0,12 \text{ m}^{-1}$)

On obtient dès lors

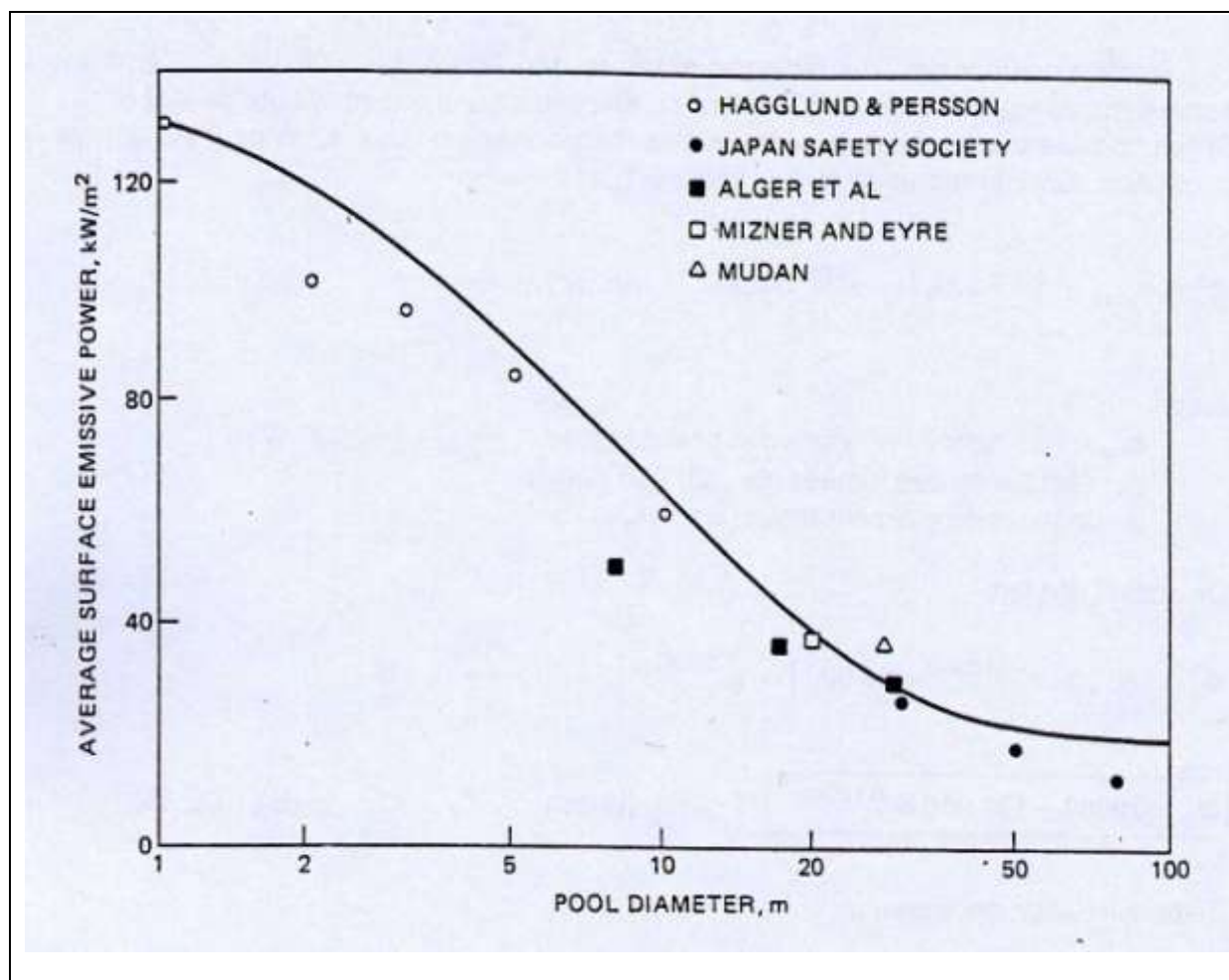
$$\Phi_o = 140\,000 e^{-0,12Deq} + 20\,000 \left(1 - e^{-0,12Deq} \right)$$

$$\Phi_o = 20000 + 120\,000 e^{-0,12Deq} \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{Eq.FSL. 28})$$

Cette corrélation nous donne

$\Phi_o = 126\,430 \text{ W/m}^2$	pour	Deq = 1 m	et	S = 0,785 m ²
$\Phi_o = 56\,143 \text{ W/m}^2$		Deq = 10 m		S = 78,5 m ²
$\Phi_o = 25\,974 \text{ W/m}^2$		Deq = 25 m		S = 500 m ²
$\Phi_o = 21\,799 \text{ W/m}^2$		Deq = 35 m		S = 1 000 m ²
$\Phi_o = 20\,144 \text{ W/m}^2$		Deq = 56 m		S = 2 500 m ²
$\Phi_o = 20\,008 \text{ W/m}^2$		Deq = 80 m		S = 5 000 m ²
$\Phi_o = 20\,000 \text{ W/m}^2$		Deq = 113 m		S = 10 000 m ²

Figure 9.1.



9.4.2. GNL et GPL cryogéniques

L'effet de suie et de fumée est proportionnel au nombre d'atomes de carbone dans la molécule de combustible. Pour le GNL assimilé à du méthane, il n'y a qu'un atome de carbone par molécule : l'effet de fumée noire est minimum et l'émittance va très rapidement croître en fonction de la surface en feu pour atteindre une valeur proche de la valeur théorique calculée par la loi de PLANCK :

$$\Phi_o = \varepsilon \sigma \left(\overline{TFLA}^4 - \overline{TAMB}^4 \right) \quad (\text{Eq.FSL. 29})$$

avec

ε , le coefficient d'émission
 $\varepsilon = 0,45$ pour le GNL

σ , la constante de STEFAN-BOLTZMANN
 $\sigma = 5,669 \cdot 10^{-8} \text{ (W/m}^2 \text{ K)}$

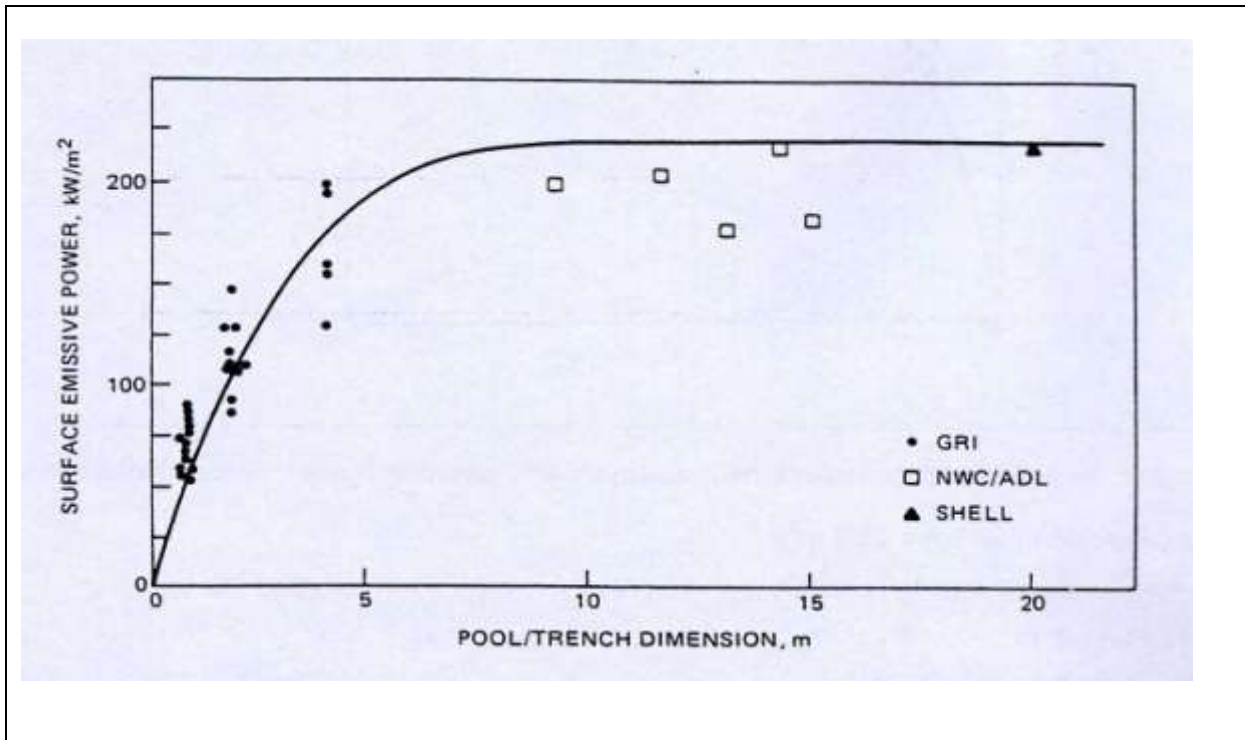
Pour le GNL, la température moyenne de flamme vaut 1750 K (feu de GNL liquide sur un sol dur).

$$\Phi_0 = 0,45 \times 5,669 \cdot 10^{-8} \left(1750^4 - 300^4 \right)$$

$$\Phi_0 = 239.000 \text{ W/m}^2$$

La courbe 9.2. renseigne la variation de l'émittance d'un feu de GNL liquide (cryogénique) en fonction des dimensions de la surface en feu.

Figure 9.2. : *Emittance mesurée de feux de nappe liquide de GNL en fonction des dimensions de la nappe.*



Le nuage de points expérimentaux peut aisément être assimilé à une courbe identifiable à 2 droites.

Pour $DFLA \leq 6 \text{ m}$ ($SFLA = 28,3 \text{ m}^2$)

$$\Phi_0 = 3,666 \cdot 10^4 \times DFLA \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{Eq.FSL. 30})$$

Pour $DFLA > 6 \text{ m}$

$$\Phi_0 = 220.000 \text{ W/m}^2 \quad (\text{Eq.FSL. 31})$$

Pour le GPL le nombre d'atomes de carbone par molécule peut atteindre quatre (butane) et l'effet de fumée noire n'est plus négligeable.

En l'absence de fumée noire l'équation de PLANCK nous donne une émittance théorique de : l'équation (eq.FSL.29) avec

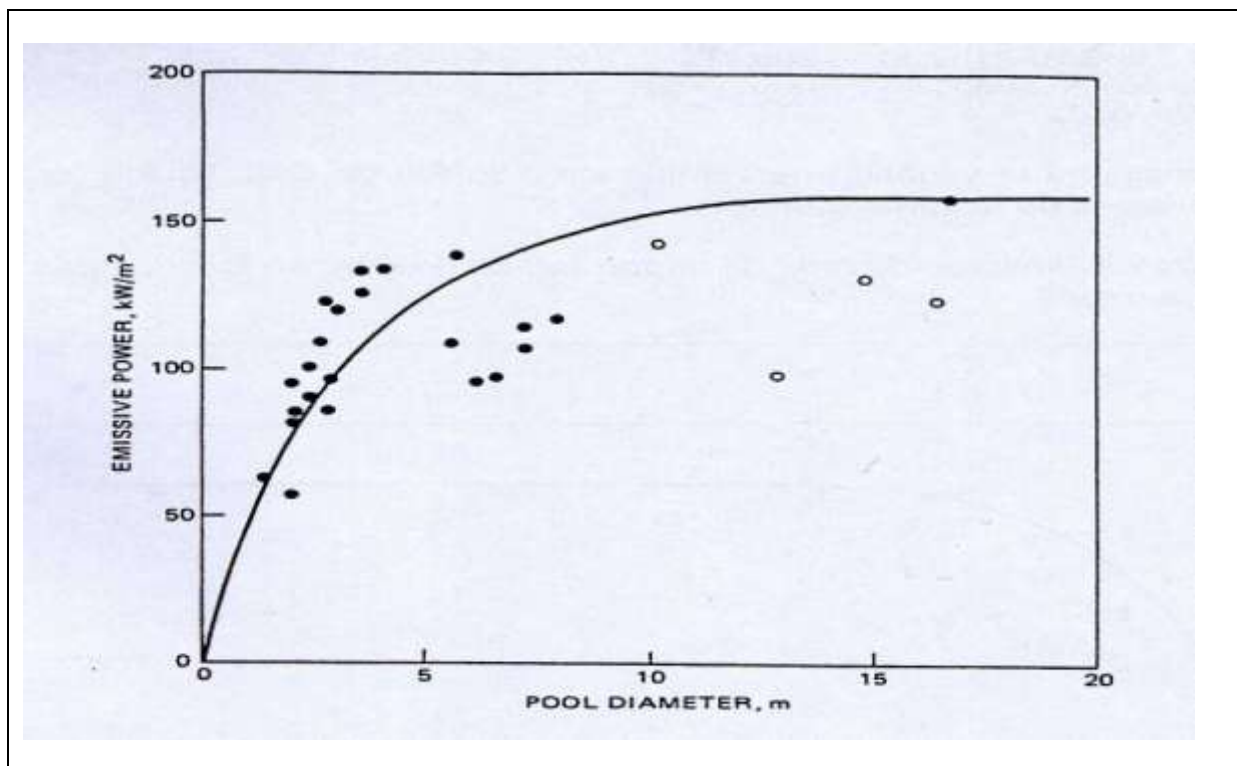
$$\varepsilon = 0,335$$

$$TFLA = 1815 \text{ K (feu de GPL liquide sur sol dur)}$$

$$\Phi_0 = 206 \text{ 000 W/m}^2$$

La courbe 9.3. renseigne la variation de l'émittance d'un feu de GPL liquide cryogénique en fonction des dimensions de la surface en feu.

Figure 9.3 : Emission mesurée des feux de nappe liquide de GPL en fonction des dimensions de la nappe.



Le nuage de points expérimentaux peut aisément être assimilé à une courbe identifiable à 2 droites:

Pour $DFLA \leq 6 \text{ m}$ ($SFLA = 28,3 \text{ m}^2$)

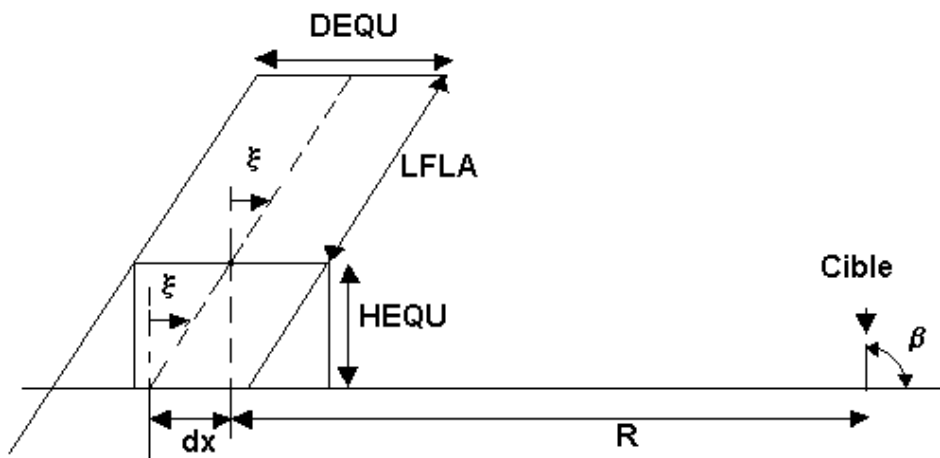
$$\Phi_o = 2,666 \cdot 10^4 \times DFLA \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{Eq.FSL. 32})$$

Pour $DFLA > 6 \text{ m}$

$$\Phi_o = 160.000 \text{ W/m}^2 \quad (\text{Eq.FSL. 33})$$

9.5 FACTEUR DE VUE

- Facteur de vue feu de réservoir



$$dx = HEQU \tan \xi \text{ (m)}$$

$$a_1 = 2 * (LFLA + (HEQU^2 + DX^2)^{0.5}) / DEQU$$

$$b = 2 * R / DEQU$$

$$A = ((a_1^2 + (b+1)^2 - 2*a_1*(b+1)*\sin(\xi))^{0.5})$$

$$B = ((a_1^2 + (b-1)^2 - 2*a_1*(b-1)*\sin(\xi))^{0.5})$$

$$C = ((1 + (b^2 - 1) * \cos(\xi)^2)^{0.5})$$

$$D = ((b-1)/(b+1))^{0.5}$$

$$E = (a_1 * \cos(\xi)) / (b - a_1 * \sin(\xi))$$

$$F = (b^2 - 1)^{0.5}$$

$$FV_1 = (1/PI) * (-E * ATAN(D) + E * ((a_1^2 + (b+1)^2 - 2*b*(1 + a_1 * \sin(\xi))) / (A * B)) * ATAN(A * D / B) + \cos(\xi) / C * ATAN((a_1 * b - F^2 * \sin(\xi)) / (F * C)) + ATAN(F * \sin(\xi) / C))$$

$$FH_1 = (1/PI) * (ATAN(1/D) + \sin(\xi) / C * (ATAN((a_1 * b - F^2 * \sin(\xi)) / (F * C)) + ATAN(F * \sin(\xi) / C)) - ((a_1^2 + (b+1)^2 - 2*(b+1 + a_1 * b * \sin(\xi))) / (A * B)) * ATAN(A * D / B))$$

$$a_2 = 2 * ((HEQU^2 + DX^2)^{0.5}) / DEQU$$

$$b = 2 * R / DEQU$$

$$A = ((a_2^2 + (b+1)^2 - 2*a_2*(b+1)*\sin(\xi))^{0.5})$$

$$B = ((a_2^2 + (b-1)^2 - 2*a_2*(b-1)*\sin(\xi))^{0.5})$$

$$C = ((1 + (b^2 - 1) * \cos(\xi)^2)^{0.5})$$

$$D = ((b-1)/(b+1))^{0.5}$$

$$E = (a_2 * \cos(\xi)) / (b - a_2 * \sin(\xi))$$

$$F = (b^2 - 1)^{0.5}$$

$$FV_2 = (1/PI) * (-E * ATAN(D) + E * ((a_2^2 + (b+1)^2 - 2*b*(1 + a_2 * \sin(\xi))) / (A * B)) * ATAN(A * D / B) + \cos(\xi) / C * ATAN((a_2 * b - F^2 * \sin(\xi)) / (F * C)) + ATAN(F * \sin(\xi) / C))$$

$$FH_2 = (1/\pi) * (\text{ATAN}(1/D) + \sin(\xi)/C * (\text{ATAN}((a*b - F^2 * \sin(\xi))/(F*C)) + \text{ATAN}(F * \sin(\xi)/C)) - (a_2^2 + (b+1)^2 - 2*(b+1+a_2*b*\sin(\xi)))/(A*B) * \text{ATAN}(A*D/B)$$

$$FV = FV_1 - FV_2$$

$$FH = FH_1 - FH_2$$

$$FM = (FV^2 + FH^2)^{0.5}$$

$$Fv = FM$$

- **Facteur de vue feu de cuvette ou de nappe**

Dans ce cas HEQU est égal soit à la hauteur de la nappe soit à 0 si la nappe est au sol.

9.6. ATTENUATION DANS L'AIR

La relation préconisée est celle du TNO :

$$\tau = 2.02 (PVAP (H_2O) * (X - (DEQU/2)) * \cos \xi)^{-0.09} \quad (\text{eq.FSL.198})$$

avec X la distance entre la cible et le centre du foyer (m),

PVAP(H₂O), la pression partielle de la vapeur d'eau dans l'air, en (Pa).

Cette grandeur est une fraction de l'humidité relative de l'air et de la température de l'air ambiant.

L'humidité relative HR, parfois nommée aussi état hygrométrique, est obtenue en comparant la pression partielle de la vapeur d'eau PVAP dans le mélange, à la tension de vapeur ou pression de saturation TV (H₂O) de la vapeur d'eau à la même température TAMB.

Cette grandeur est une fraction de l'humidité relative de l'air et de la température de l'air ambiant.

L'humidité relative HR, parfois nommée aussi état hygrométrique, est obtenue en comparant la pression partielle de la vapeur d'eau PVAP dans le mélange, à la tension de vapeur ou pression de saturation TV (H₂O) de la vapeur d'eau à la même température TAMB.

$$HR = PVAP (H_2O)/TV (H_2O) \quad (\%) \quad (\text{eq.FSL.199})$$

Soit TAMB la température ambiante en K.

Soit PATM la pression atmosphérique égale à 101.325 Pa.

La pression de saturation ou tension de la vapeur d'eau TV(H₂O) à la température TAMB s'obtient par l'équation d'ANTOINE :

$$TV = 133,4 \exp \left\{ ANTA - \left(\frac{ANTB}{TAMB + ANTC} \right) \right\} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FSL.200})$$

ANTA, ANTB, ANTC les coefficients d'ANTOINE.

Pour l'eau on a :

$$TV (H_2O) = 133,4 \exp \left\{ 18,3036 - \left(\frac{3816,44}{TAMB - 46,13} \right) \right\} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FSL.201})$$

Connaissant l'humidité HR, on obtient,

$$PVAP (H_2O) = HR \times TV (H_2O) \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FSL.202})$$

Par exemple pour la France métropolitaine, le cas de base est :

et
on a :
HR = 75 %
TAMB = 300 K,
TV(H₂O) = 3510 Pa

La pression partielle de vapeur d'eau vaut donc :

$$\text{PVAP (H}_2\text{O)} = 0,75 \times 3512 = 2634 \text{ Pa}$$

L'atténuation dans l'air s'exprime dès lors par :

$$\tau = 2,02 (2634 * (X - (\text{DEQU}/2)) * \cos \xi)^{-0.09}$$

$$\tau = 0,9942 * (X - (\text{DEQU}/2)) * \cos \xi)^{-0.09}$$

9.7. FLUX RECU ET PROCEDURE DE CALCUL

Le flux reçu à une distance r s'exprime :

$$\Phi_x = \Phi_o \times F_v \times \tau \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.FSL.203})$$

où $F_v = f(r)$

$\tau = \tau(r)$

r est la distance à la cible en m.

PROCEDURE DE CALCUL POUR UN FEU DE BAC

La procédure de calcul est la suivante :

9) On connaît :

Le diamètre de l'équipement (DEQU)

10) On calcule le diamètre équivalent DFLA

$$\text{DFLA} = \text{DEQU}$$

On calcule la hauteur de flamme LFLA

$$\text{- par vent } \leq 1 \text{ m/s : } \text{LFLA} = 19,1 * \text{DFLA}^{0,695} * \dot{m}^{0,61} \quad (\text{m})$$

$$\text{- par un vent de } u \text{ m/s : } \text{LFLA} = 19,945 * \text{DFLA}^{0,595} * u^{0,21} * \dot{m}^{0,6} \quad (\text{m})$$

11) On calcule l'émittance du mur de flammes Φ_o

$$\Phi_o = 20.000 + (120.000 * \exp (-0,12 * \text{DFLA})) \text{ (W/m}^2\text{)}$$

12) On calcule le facteur de vue F_v

$F_v = F_M$ (voir chapitre 9.4) à la distance de la cible

13) On calcule le tau d'atténuation :

$$\tau = 0,9942 * (X - (\text{DEQU}/2)) * \cos \xi)^{-0.09}$$

14) On calcule le flux reçu à la cible :

$$\Phi_R = \Phi_0 * F_v * \tau$$

15) On vérifie si $\Phi_{SEUIL} - \Phi_R < 0,001$

Si $\Phi_{SEUIL} > \Phi_R$ ou Si $\Phi_{SEUIL} < \Phi_R$

On réitère avec $R = R - dr$ ou $R = R + dr$

PROCEDURE DE CALCUL POUR UN FEU DE NAPPE OU D'UNE CUVETTE DE RETENTION

La procédure de calcul est la suivante :

1. On connaît :

- Soit la surface de la nappe ou de la cuvette en feu SNAP (m^2) et l'on peut calculer le diamètre DEQU

- La surface de la nappe ou de la cuvette en feu SNAP (m^2) et le périmètre de la surface en feu PERI (m) dans le cas de formes polygonales ou rectangulaire oblong :

Dans ce cas on calcule le diamètre équivalent DEQU

$$DEQU = 4 \times SNAP / PERI \text{ (m)}$$

2. DFLA = DEQU

On calcule la hauteur de flamme LFLA

$$\text{- par vent } \leq 1 \text{ m/s : } LFLA = 19,1 * DFLA^{0,695} * \dot{m}^{0,61} \text{ (m)}$$

$$\text{- par un vent de } u \text{ m/s : } LFLA = 19,945 * DFLA^{0,595} * u^{0,21} * \dot{m}^{0,6} \text{ (m)}$$

3. On calcule l'émittance du mur de flammes Φ_0

$$\Phi_0 = 20.000 + (120.000 \times \exp(-0,12 \times DFLA)) \text{ (W/m}^2\text{)}$$

4. On calcule le facteur de vue F_v

$F_v = F_M$ (voir chapitre 9.4) à la distance de la cible en considérant HEQU comme la hauteur de la nappe en feu par rapport au sol

5. On calcule le tau d'atténuation :

$$\tau = 0,9942 * (X - (DEQU/2)) * \cos \xi)^{-0,09}$$

6. On calcule le flux reçu à la cible :

$$\Phi_R = \Phi_0 * F_v * \tau$$

7. On vérifie si $\Phi_{SEUIL} - \Phi_R < 0,001$

Si $\Phi_{SEUIL} > \Phi_R$ ou Si $\Phi_{SEUIL} < \Phi_R$

On réitère avec $R = R - dr$ ou $R = R + dr$

10. SYSTEME SOUS VIDE

10.1. L'EQUIPEMENT EST UNE CAPACITE

condition PSER < PATM
Equipement = capacité

1) Scénario

- 1) Eclatement par explosion thermique
- 2) Onde de choc
- 3) Effet missile

2) Données d'entrée

- 1) PSER, pression de service (Pa)
- 2) VEQU, volume de la capacité (m³)
- 3) DEQU, diamètre de la capacité (m)
- 4) HEQU, hauteur ou longueur de la capacité (m)
- 5) EP, épaisseur moyenne de la capacité (m).

3) Phénomène d'éclatement

L'éclatement thermique se produira après entrée d'air dans la capacité :

- mise sous pression atmosphérique
- allumage par autoignition du DSV

La capacité ne peut être qu'une tour de distillation sous vide.

$$V_{GAZ} = 0,75 VEQU \quad (m^3) \quad (eq.SV.1)$$

$$R_o = \left(\frac{3}{4\pi} V_{GAZ} \right)^{1/3} \quad (m) \quad (eq.SV.2)$$

$$R_o = 0,62 (V_{GAZ})^{1/3} \quad (m)$$

On applique le modèle BK WAVE

$$\frac{R}{R_o} = \exp \left\{ \frac{\ln \Delta p^+ - 11,594}{-1,03141} \right\} \quad (eq.SV.3)$$

$$R = R_o \exp \left\{ \frac{\ln \Delta p^+ - 11,594}{-1,03141} \right\} \quad (m) \quad (eq.SV.4)$$

ou inversement

$$\ln \frac{R}{R_o} = \frac{\ln \Delta p^+ - 11,594}{-1,03141}$$

$$-1,03141 \ln \frac{R}{R_o} = \ln \Delta p^+ - 11,594$$

$$\ln \Delta p^+ = 11,594 - 1,03141 \ln \frac{R}{R_o} \quad (eq.SV.5)$$

$$\Delta p^+ = \exp \left\{ 11,594 - 1,03141 \ln \frac{R}{R_o} \right\} \quad (Pa) \quad (eq.SV.6)$$

4) **Effet missile**

$$EMIS = F \frac{\Delta p \times V_{GAZ}}{K1} \quad (J) \quad (eq.SV.7)$$

avec $F = 0,6$

$$K1 = (\gamma - 1) (1 + \varepsilon_{fr})^{3\gamma - 3}$$

$\gamma = 1,314$ (mélange air + HC)

$\Delta p = 1,5 \text{ PATM}$

$$EMIS = \frac{0,6 \times 1,5 \times \Delta p \times 0,75 \times VEQU}{0,314 (1 + \varepsilon_{fr})^{0,942}} \quad (J)$$

$$EMIS = 2,15 \frac{\Delta p \text{ VEQU}}{(1 + \varepsilon_{fr})^{0,942}} \quad (J) \quad (eq.SV.8)$$

On considère comme missile la calotte hémisphérique supérieure de la tour :

$$MMIS = 2 \pi (DEQU/2)^2 \times EP \times \rho_{acier} \quad (J) \quad (eq.SV.9)$$

$$VMIS = \left[\frac{2EMIS}{MMIS} \right]^{0,5} \quad (m/s) \quad (eq.SV.10.)$$

10.2. L'EQUIPEMENT EST UNE LIGNE EN PHASE LIQUIDE

Condition : $PSER < PATM$
Phase = L
équipement = ligne

1) **Scénario**

1. brèche sur ligne

→ guillotine simple

→ X %

2. épandage

3. autoinflammation

→ fuite liquide alimenté

→ épandage en feu

2) **Lignes répondant à ces conditions**

Ligne de fond : fluide RSV → DIA > 6''

Lignes de soutirage : distillat 1, distillat2, GO lourd → DIA ≤ 6''

3) **Données d'entrée**

1) PSER, la pression de service (Pa)

2) TSER, la température de service (K)

3) HEQU, la hauteur de la capacité sous vide (m)

4) DIA, le diamètre de la ligne (m)

5) DENSL, la masse spécifique du liquide (kg/m³)

6) type brèche : guillotine simple ou X %

7) QS, le débit de service (kg/s).

4) **Calcul de la brèche**

$$AB = 0,25 \times \pi \times DIA^2 \times X \quad (m^2) \quad (eq.SV.11)$$

guillotine simple : $X = 1$
 $CF = 0.9$

$X \% \rightarrow$ $0 < x < 1$
 $CF = 0.61$

5) Débit de fuite

❶ cas si $P > PATM$

$$P = PLIQ + PSER \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.SV.12})$$

$$PLIQ = 9,81 \times HLIQ \times DENS(L(TSER)) \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.SV.13})$$

Si $DIA > 6''$
 $HLIQ = 0,25 \text{ HEQU} \quad (\text{m})$

Si $DIA \leq 6''$
 $HLIQ = 1 \quad (\text{m})$

Débit de fuite pendant le temps t_1 où $P > PATM$

$$DFLUL1 = AB \times CF \times DENS(L(TSER)) \times (2P) / DENS(L(TSER))^{0,5} \quad (\text{eq.SV.14})$$

$$= AB \times CF \times \sqrt{DENS(L(TSER))} \times \sqrt{2P}$$

$$= AB \times CF \times DENS(L(TSER)) \times 2 \times P^{-0,5} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.SV.15})$$

durée de fuite : $t_1 \rightarrow$ condition $P = PATM$

$$HLIQ1 = \frac{PATM - PSER}{9,81 \times DENS(L(TSER))} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.SV.16})$$

$$t_1 = \frac{HLIQ - HLIQ1 \times 0,25 \times \pi \times DEQU^2}{(DFLUL1 - Qs)} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.SV.17})$$

Après $t = t_1$, la pression dans la tour va s'équilibrer autour de la pression atmosphérique

$$DFLUL2 = CF \times AB \times DENS(L(TSER)) \times 2 \times g \times HLIQ1^{0,5} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.SV.18})$$

Le fond de tour sera vidé après t_2 secondes (ou le plateau) :

$$t_2 = \frac{HLIQ1 \times 0,25 \times \pi \times DEQU^2}{(DFLUL2 - Qs)} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.SV.19})$$

Le débit de fuite à appliquer dans les scénarios est donc :

$t = t_1 + t_2$, durée de la fuite

$$DFLUL = DFLUL1 \times \frac{t_1}{t} + DFLUL2 \times \frac{t_2}{t} \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.SV.20})$$

→ Appliquer feu alimenté liquide (cf. section 8.3.)

❷ cas si $P \leq PATM$

avec

$$P = PLIQ + PSER \quad (\text{Pa})$$

$$PLIQ = 9,81 \times HLIQ \times DENS(L(TSER)) \quad (\text{Pa})$$

Si $DIA > 6''$
 $HLIQ = 0,25 \text{ HEQU} \quad (\text{m})$

Si $DIA \leq 6''$
 $HLIQ = 1$

$$Q_{air} = \frac{0,5 \times 0,61}{CF} \times CF \times AB \times \left(\frac{P}{PATM}\right)^{0,415} \sqrt{6,819 \times \frac{PATM}{\rho_{air}(TAMB)}} \times \left(1 - \frac{P}{PATM}\right)^{0,239} \quad (\text{kg/s})$$

$$DFLUL = Q_{air} \times DENS(L(TSER)) \quad (\text{kg/s})$$

$$\text{Calcul du temps de fuite} \quad (\text{eq.SV.22})$$

$$\text{VLIQ} = 0,25 \times \pi \times \overline{\text{DEQU}}^2 \times \text{HLIQ} \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.SV.23})$$

$$t_j = \text{VLIQ} / \text{DFLUL} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.SV.24})$$

→ Appliquer feu alimenté liquide (cf. section 8.3.)

10.3. L'EQUIPEMENT EST UNE LIGNE EN PHASE GAZEUSE

Conditions : PSER < PATM
Phase = G
Equipement = ligne

1) Scénario

- ① brèche sur ligne
 - guillotine simple
 - X %
- ② guillotine simple → explosion de la tour voir scénario capacité
- ③ brèche X %
 - dispersion
 - UVCE

2) La ligne de tête de la tour de DSV répond à ces conditions.

3) Données d'entrée

- | | |
|---------------------|---|
| 1) PSER | pression de service (Pa) |
| 2) TSER | température de service (K) |
| 3) DIA | diamètre de la ligne (m) |
| 4) DENSG | masse spécifique gaz (kg/m ³) |
| 5) type brèche | |
| 6) QS | débit de service (kg/s) |
| 7) VEQU | volume de la capacité sous vide (m ³) |
| 8) ρ _{air} | masse spécifique de l'air (kg/m ³) |

4) Calcul de la brèche

$$AB = 0,25 \times \pi \times \overline{\text{DIA}}^2 \times X \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.SV.25})$$

guillotine simple : X = 1 et CF = 0,9
X % → 0 < X < 1 et CF = 0,61

5) Calcul d'un débit de fuite

① Principes

- Dans le cas d'une brèche, longitudinale X % le vide est plus prononcé en aval de la brèche
 - source de vide est en aval
 - pertes de charge en ligne font que PSER > PAVAL
- l'air atmosphérique aura donc tendance à se mélanger au flux gazeux en direction aval ;
- le débit volumique d'air remplace une partie du débit vapeur HC ; l'excédent de débit vapeur (débit volumétrique) venant de la tour va déborder de façon évanescence par la brèche ;

- on aura donc au prorata des débits volumétriques air et HC une partie de la brèche AB assurant l'entrée d'air, et l'autre partie permettant le débordement d'excès de vapeur en sens contraire ;
- le phénomène s'arrêtera lors de la réalisation d'équilibre des pressions.

② cas brèche guillotine

on entraîne l'explosion de la tour, donc le scénario capacité est déclenché.

③ cas brèche longitudinale X %

Calcul du débit d'air entrant
débit massique (kg/s)

$$\dot{m}_{\text{air}} = C_F \times AB \times 0,5 \times \rho_{\text{air}}(T_{\text{AMB}}) \times \left(\frac{1,2 \text{ PSER}}{\text{PATM}}\right)^{1/\gamma} \times \sqrt{\frac{2 \gamma}{(\gamma - 1)} \frac{\text{PATM}}{\rho_{\text{air}}(T_{\text{AMB}})}} \times \left[1 - \left(\frac{1,2 \text{ PSER}}{\text{PATM}}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}\right] \quad (\text{kg/s})$$

$\gamma_{\text{air}} = 1,415$ (eq.SV.26)

débit volumique (m³/s)

$$Q_{\text{air}} = 0,5 C_F \times AB \times \left(\frac{1,2 \text{ PSER}}{\text{PATM}}\right)^{0,415} \sqrt{6,819 \times \frac{\text{PATM}}{\rho_{\text{air}}(T_{\text{AMB}})}} \left(1 - \frac{1,2 \text{ PSER}}{\text{PATM}}\right)^{0,239} \quad (\text{kg/s})$$

on pose

(eq.SV.27)

QHC = Qair = débit de fuite en phase vapeur

$\text{DFLUG} = Q_{\text{air}} \times \text{DENS}_{\text{G}}(T_{\text{SER}}) \quad (\text{kg/s})$	(eq.SV.28)
---	------------

6) Calcul du temps de fuite

$$t_f = \frac{V_{\text{GAZ}} \times 0,5}{\text{DFLUG}} \quad (\text{s})$$

$$t_f = \frac{0,75 V_{\text{EQU}} \times 0,5}{\text{DFLUG}} = 0,375 V_{\text{EQU}} / \text{DFLUG} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.SV.29})$$

$$t = \text{Min}(t_f ; 600) \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.SV.30})$$

On calcule dès lors :

- ① Dispersion (cf.section 2)
- ② UVCE (cf.section 4)
- ③ Flash fire (cf.section 4).

11. MISSILE EN ROTATION

11.1. MASSES EN ROTATION

Tout composant tournant peut se rompre et engendrer des fragments animés d'une énergie cinétique élevée.

Les masses en rotation que l'on rencontre en raffinerie et/ou dépôt peuvent engendrer les phénomènes suivants :

1) Rupture d'accouplements :

- Accouplement turbine à gaz/compresseur d'air train de cycle combiné, à la survitesse de déclenchement.
- Accouplement réducteur / arbre alternateur centrale d'énergie, à la survitesse de déclenchement.
- Accouplement arbre alternateur / groupe turbine à vapeur, centrale d'énergie, à la survitesse de déclenchement.
- Accouplement moteur / pompe ou moteur / compresseur.

2) Satellisation de masses en rotation :

- Rotor turbine turbine à gaz à 150% de la survitesse de déclenchement
- Rotor turbine turbine à vapeur à 150% de la survitesse de déclenchement
- Rotor alternateur à 110% de la survitesse de déclenchement.

3) Ejection d'une ailette de turbine à gaz ou à vapeur à 110% de la survitesse de déclenchement.

4) Fragmentation du volant d'inertie des compresseurs alternatifs.

La masse du missile évaluée, soit MMIS (kg), on calcule la surface du missile agissant sur l'air par le raisonnement suivant :

- On considère pour les accouplements et rotors un volume cylindrique de diamètre DEQU (donnée), soit :

$$VOL = \frac{MMIS}{7800} = 0,25 \times \pi \overline{DEQU}^2 \times LMIS \quad (\text{eq.MIS.1})$$

- La longueur du cylindre missile est :

$$LMIS = MMIS \left(6126 \times \overline{DEQU}^2 \right) \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.MIS.2})$$

- On considère pour le coefficient de traînée dans l'air, le minimum entre une surface égale au tiers de la surface latérale ou périphérique du missile cylindrique équivalent de diamètre DEQU et de masse MMIS, et la surface frontale ou de base du missile cylindrique, soit :

- 1/3 surface latérale :

$$S1 = \frac{1}{3} \times \pi \times DEQU \times LMIS \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.MIS.3})$$

$$= \frac{1}{3} \times \pi \times DEQU \times MMIS / (0,25 \times \pi \times \overline{DEQU}^2 \times 7800)$$

$$= \frac{4}{3} \frac{MMIS}{7800} \frac{1}{DEQU} \quad (\text{m}^2)$$

- surface frontale :

$$S2 = 0,25 \times \pi \times \overline{DEQU}^2 \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.MIS.4})$$

- surface retenue :

$$SMIS = \text{Min} (S1 ; S2) \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.MIS.5})$$

11.2. PROCESSUS DE DETERMINATION DU COEFFICIENT DE TRAINEE

On se réfère aux études de BAKKER & HOENER donnant une valeur de traînée allant de $a = 0,47$ pour une sphère parfaite, jusqu'à $a = 2,05$ pour un fragment rectangulaire long se déplaçant perpendiculairement à sa face de plus grande surface.

Pour un fragment de masse MMIS, d'épaisseur ep et de surface SMIS on procède comme suit :

- 1) Soit $L = \sqrt{SMIS}$
 si $L > 1 \text{ m}$
 $L1 = 1 \text{ m}$
 $L2 = SMIS / L1$
- 2) Si $L \approx ep$ et $L \leq 1 \text{ m}$
 et si $L/(0,5 \text{ DEQU}) > 1,5$
 alors $a = 1,05$

 et si $L/(0,5 \text{ DEQU}) \leq 1,5$
 alors $a = 0,47$
- 3) Si $L < ep$
 alors $a = 0,82$
- 4) Si $L > ep$ et $L \leq 1 \text{ m}$
 alors $a = 1,05$
- 5) Si $L > ep$ et $L > 1 \text{ m}$
 et si $ep \geq 0,02 \text{ m}$
 alors $a = 2,05$

 si $ep < 0,02 \text{ m}$
 alors $a = 1,9$.

11.3. VITESSE INITIALE DU FRAGMENT

$$V = \frac{\pi DEQU \times NROT}{60} \quad (\text{eq.MIS.6})$$

avec NROT : la vitesse de rotation maximale ou de déclenchement en survitesse (t/mn)

Si le composant en rotation est contenu dans un casing sous pression (corps HP, MP, BP, de turbine à vapeur par ex.), on calcule l'énergie de fragmentation du casing :

$$E_{FR} = \frac{1,5 \text{ PSER} \times \text{VCAS}}{(\gamma - 1)} \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.MIS.7})$$

En effet la rupture est fragile de par l'impact, mais se produit à la pression de rupture de l'acier du casing ; l'approximation est valable, faute d'informations plus précise sur la géométrie et les matériaux des turbines.

Le volume casing VCAS est pris égal au volume du tronc de cône contenant le rotor dans le cas d'une turbine, diminué du volume des masses tournantes.

$$V_{\text{tronc de cône}} = \frac{1}{2} h (B + b + \sqrt{Bb}) \quad (\text{eq.MIS.8})$$

avec B et b surfaces des bases (m²)
h distance des plans de bases (m).

Dans le cas d'un casing on a :

b = fond de casing côté entrée (étage HP)
B = fond de casing côté échappement (étage BP)

$$b = 0,25 \pi D_e^2 \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.MIS.9})$$

avec D_e, diamètre casing au niveau du premier étage de turbine

$$B = 0,25 \pi D_{\text{ech}}^2 \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.MIS.10})$$

avec D_{ech}, diamètre casing au niveau du dernier étage de turbine

On a donc

$$VCAS = 0,2618 \times L \times (D_e^2 + D_{\text{ech}}^2 + D_e D_{\text{ech}}) - V_{\text{rotor}} \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.MIS.11})$$

avec L la longueur du casing.

Pour le casing d'un alternateur le volume VCAS est pris égal au volume du cylindre contenant le rotor, diminué du volume du rotor, et :

$$VCAS = (0,787 \times L \times D^2) - V_{\text{rotor}} \quad (\text{m}^3) \quad (\text{eq.MIS.12})$$

avec D le diamètre du casing.

PSER est la pression (vapeur, gaz) régnant dans la turbine.
Pour un alternateur, il s'agit de la pression atmosphérique.

On a dès lors la relation :

$$\frac{MMIS \times V^2}{2} = \frac{MMIS \times VMIS^2}{2} + E_{FR} \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.MIS.13})$$

$$VMIS = \left(\left(\frac{MMIS \times V^2}{2} - E_{FR} \right) \frac{2}{MMIS} \right)^{0,5}$$

$$VMIS = \sqrt{\left(V^2 - \frac{2E_{FR}}{MMIS} \right)} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.MIS.14})$$

La condition pour l'effet missile est bien entendu :

$$ECIN > E_{FR}$$

avec

$$ECIN = 0,5 (MROT \times V^2) \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.MIS.15})$$

l'énergie cinétique des masses en rotation MROT.

La vitesse initiale ou vitesse d'éjection s'exprime dès lors,

$$VMIS = \left[\frac{2 EMIS}{MEQU} \right]^{0,5} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.MIS.16})$$

Angle de tir

Nous recommandons $\alpha = 25^\circ$ pour les composants en rotation

11.4. CALCUL DE LA TRAJECTOIRE

- ✎ L'étude de la trajectoire comprend deux phases : le parcours jusqu'au point d'inflexion (partie ascensionnelle), et la chute depuis l'apogée de la trajectoire.
Il s'agit du mouvement d'un corps solide lancé sous un certain angle dans un champ de pesanteur uniforme et dans un milieu offrant une résistance.

Une fois que le fragment de toit a acquis sa vitesse d'éjection initiale VMIS, les calculs balistiques prennent en compte les forces de gravité et les forces de dynamique des fluides que sont la traînée et la portance.

Le coefficient de traînée CD est quantifié en utilisant la relation de CLANCEY.

Le coefficient de portance CL est développé en fonction de l'angle d'attaque du mobile.

Les équations du mouvement sont développées pour les composantes de l'accélération dans les directions verticales et horizontales.

$$\ddot{Y} = -g - \frac{SMIS C_D \rho_{air} \left(\dot{X}^2 + \dot{Y}^2 \right) \sin \alpha}{2 MMIS} + \frac{SMIS C_L \rho_{air} \left(\dot{X}^2 + \dot{Y}^2 \right) \cos \alpha}{2 MMIS} \quad (\text{eq.MIS.26})$$

$$\ddot{X} = - \frac{SMIS C_D \rho_{air} \left(\dot{X}^2 + \dot{Y}^2 \right) \cos \alpha}{2 MMIS} + \frac{SMIS C_L \rho_{air} \left(\dot{X}^2 + \dot{Y}^2 \right) \sin \alpha}{2 MMIS} \quad (\text{eq.MIS.27})$$

avec pour $t = 0$

$$\dot{X} = VMIS \cos 80^\circ \quad (\text{eq.MIS.28})$$

$$\dot{Y} = VMIS \sin 80^\circ \quad (\text{eq.MIS.29})$$

La solution de ces équations différentielles est obtenue par les méthodes de RUNGE-KUTTA ou de EULER-CAUCHY.

- ✎ Une solution majorante peut être aisément calculée si on néglige le coefficient de portance.

■ Equations simplifiées

Les équations simplifiées peuvent se ramener aux seules équations ci-après pour calculer la distance correspondant à l'impact au sol du missile de rotation :

➔ Le paramètre de traînée divisé par l'accélération de la pesanteur vaut :

$$C_{DG} = C_D/g = 1,4271 \times a \times 10^{-4} / MMIS^{1/3} \quad (\text{eq.MIS.17})$$

si VMIS est subsonique

$$C_{DG} = 2,0387 \times a \times 10^{-4} / MMIS^{1/3} \quad (\text{eq.MIS.18})$$

si VMIS est supersonique

➔ Le temps t_1 pour monter à l'apogée se calcule par :

$$t_1 = 0,102 \tan^{-1} (C_{DG}^{0,5} \times V_0) / C_{DG}^{0,5} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.MIS.19})$$

➔ La hauteur maximale de la trajectoire Z_1 vaut :

$$Z_1 = 0,051 \ln (1 + C_{DG} V_o^2)/C_{DG} + HEQU \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.MIS.20})$$

→ La composante verticale de la vitesse d'impact au sol se calcule par :

$$V_2 = \left\{ \frac{1 - \exp(-19,62 C_{DG} Z_1)}{C_{DG}} \right\}^{0,5} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.MIS.21})$$

→ Le temps pour arriver au point d'impact au sol s'écrit :

$$t_2 = t_1 + (0,051 / C_{DG}^{0,5}) \ln \{ (1 + V_2 C_{DG}^{0,5}) / (1 - V_2 C_{DG}^{0,5}) \} \quad (\text{s}) \quad (\text{eq.MIS.22})$$

→ La vitesse d'impact au sol s'exprime par :

$$VIMP2 = \{ U_o^2 / (1 + 9,81 U_o t_2 C_{DG})^2 + V_2^2 \}^{0,5} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.MIS.23})$$

→ La distance maximale d'éjection devient finalement :

$$RMIS = 0,102 \ln \left(1 + \frac{9,81 U_o t_2 C_{DG}}{C_{DG}} \right) \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.MIS.24})$$



Si nous négligeons la résistance de l'air, on obtient les équations du mouvement d'un missile M s'écrivant :

$$\begin{aligned} x &= V_o t \cos \alpha \\ y &= V_o t \sin \alpha - \frac{gt^2}{2} \\ z &= 0 \end{aligned} \quad (\text{eq.MIS.25})$$

Il résulte de ces dernières équations que le mouvement a lieu dans le plan Oxy. Quand on dispose des équations du mouvement du point, on peut à l'aide des méthodes cinématiques déterminer toutes les caractéristiques de la trajectoire.

1°) Trajectoire du point

En éliminant le temps t entre l'équation de x et celle de y, on obtient l'équation de la trajectoire du point :

$$y = x \operatorname{tg} \alpha - \frac{gx^2}{2 v_o^2 \cos^2 \alpha} \quad (\text{eq.MIS.26})$$

C'est l'équation d'une parabole dont l'axe est parallèle à l'axe Oy.

2°) Amplitude ou portée x₂

Soit OC = x₂ la portée du missile, ou impact au sol de la masse m, mesurée le long de l'axe Ox.
Pour ce faire on pose y = 0 dans l'équation de la parabole :

$$x \left(\tan \alpha - \frac{gx}{2v_0^2 \cos^2 \alpha} \right) = 0$$

deux solutions :

x₁ = 0 correspondant au départ de la trajectoire (origine du tir)

$$x_2 = \frac{2v_0^2 \cos^2 \alpha \tan \alpha}{g}$$

$$\boxed{\text{RMIS} = \frac{v_0^2}{g} \sin 2\alpha}$$

(eq.MIS.27)

Cette dernière formule montre que la même portée x = x₂, sera obtenue avec une même vitesse initiale V₀, pour un angle β tel que

$$2\beta = 180^\circ - 2\alpha$$

ou $\beta = 90^\circ - \alpha$

Par conséquent pour une vitesse initiale donnée V₀ deux trajectoires mènent au point C:

- une trajectoire plongeante, β < 45°
- une trajectoire verticale, α > 45°

3°) Hauteur de la trajectoire à l'apogée

A l'apogée, la trajectoire d'une parabole étant symétrique, on a :
y₁ = y (x₂/2)

$$\text{avec } x_2 = \frac{v_0^2}{g} \sin 2\alpha$$

$$\begin{aligned} y_1 &= \frac{v_0^2}{2g} \sin 2\alpha \tan \alpha - \frac{g v_0^4 \sin^2 2\alpha}{g^2 v_0^2 \cos^2 \alpha} \\ &= \frac{v_0^2}{2g} 2 \sin \cos \alpha \frac{\sin \alpha}{\cos \alpha} - \frac{g v_0^4 \times 4 \sin^2 \alpha \cos^2 \alpha}{8 g^2 v_0^2 \cos^2 \alpha} \\ &= \frac{v_0^2}{g} \sin 2\alpha - \frac{v_0^2}{2g} \sin^2 \alpha \end{aligned}$$

$$\boxed{y_1 = \frac{v_0^2}{2g} \sin^2 \alpha}$$

(eq.MIS.28)

4°) Temps de vol

La durée du parcours de la trajectoire est le temps $t = t_2$, lorsque $x = x_2$

Or, on peut écrire :

$$x_2 = v_0 t_2 \cos \alpha$$

$$t_2 = x_2 / v_0 \cos \alpha$$

$$t_2 = \frac{v_0^2}{g} \sin 2\alpha / (v_0 \cos \alpha)$$

$$t_2 = \frac{2v_0^2}{g} \sin \alpha \cos \alpha / (v_0 \cos \alpha)$$

$$t_2 = \frac{2v_0}{g} \sin \alpha$$

(eq.MIS.29)

Le temps pour atteindre l'apogée de la trajectoire s'écrira donc :

$$t_1 = 0,5 t_2 = \frac{v_0}{g} \sin \alpha$$

11.5. EXEMPLE 1



SCENARIOS QUANTIFIES ET DONNEES

Quatre cas ont été retenus pour être quantifiés :

- 1) Rupture de l'accouplement réducteur/arbre alternateur à la survitesse de déclenchement.
- 2) Ejection d'une ailette de turbine à 110% de la survitesse de déclenchement.
- 3) Satellisation du rotor de turbine à 110% de la survitesse de déclenchement.
- 4) Satellisation du rotor de l'alternateur à 110% de la survitesse de déclenchement.

1) Données accouplement

- Vitesse de service : NROT = 1800 t/mn
Il s'agit de la survitesse de déclenchement correspondant à l'arbre alternateur et à l'arbre petite vitesse du réducteur.
- DIA = 0,4 m
diamètre extérieur de l'accouplement.
- MROT = 30 kg MMIS = MROT
masse du fragment de l'accouplement, soit 50% de la masse totale.
- $25^\circ \leq \alpha \leq 80^\circ$
 α , l'angle de tir sera pris égal à 25° , 45° , 65° et 80° .

2) Données rotor de turbine

- Vitesse de rotation : NROT = 13 480 t/mn
Il s'agit de la vitesse correspondant à 110% de la survitesse de déclenchement.
- DIA = 0,5 m
Il s'agit du diamètre moyen du rotor, compte non tenu des ailettes.
- MROT = 2000 kg MMIS = 1000 kg
- $25^\circ \leq \alpha \leq 80^\circ$
 $\alpha = 25^\circ, 45^\circ, 65^\circ \text{ et } 80^\circ$

Dans ce scénario on suppose de façon très majorante l'effacement du carter du corps de turbine.

3) Données rotor alternateur

- Vitesse de rotation : NROT = 1980 t/mn
Il s'agit de la vitesse correspondant à 110% de la survitesse de déclenchement.
- DIA = 1,9 m
diamètre extérieur du rotor de l'alternateur.
- MROT = 7200 kg MMIS = 3600 kg
- $25^\circ \leq \alpha \leq 45^\circ$
avec $\alpha = 25^\circ \text{ et } 45^\circ$



RESULTATS



Rupture accouplement réducteur / alternateur	α			
	25°	45°	65°	80°
Vitesse d'éjection V_0 m/s	16	26,6	34	37
Apogée de la trajectoire Z1 (m)	3,3	17,2	38,5	49,3
temps de parcours trajectoire t_2 (s)	0,96	2,06	3,08	3,5
Distance d'impact RMIS (m)	13,3	34,6	38,9	21



Satellisation du rotor de turbine Missile = 1/2 masse rotor	α			
	25°	45°	65°	80°
Vitesse d'éjection V_0 m/s	149	249,5	320	347
Apogée de la trajectoire Z1 (m)	147,6	486	702	405
temps de parcours trajectoire t_2 (s)	5,93	11,87	15,2	12,5
Distance d'impact RMIS (m)	470	803	795	309



Satellisation du rotor alternateur	α			
	25°	45°	65°	80°
Missile = 1/2 masse rotor				
Vitesse d'éjection V_0 m/s	83,2	139,3	178,8	194
Apogée de la trajectoire Z1 (m)	60,7	315	564	663
temps de parcours trajectoire t_2 (s)	3,72	8,77	12,3	13,6
Distance d'impact RMIS (m)	238	570	599	356

11.6. EXEMPLE 2



Hypothèses

1) Vitesses de rotation NROT

TAG : 3000 t/mn – survitesse de déclenchement : 3300 t/mn

TAV : 3000 t/mn – survitesse de déclenchement : 3300 t/mn

expandeur : 6500 t/mn – survitesse de déclenchement : 7150 t/mn

alternateurs : 3000 t/mn.

2) Caractéristiques Turbine à vapeur prises pour ordre de grandeur

Turbine à réaction à resurchauffe de 250 MW avec

1 corps HB 120 bar 540°C, double enveloppe

1 corps MP 40 bar 415°C, double enveloppe

2 corps BP double flux, 7 bar 200°C

composants tournants :

- 4 rotors de turbine
- 1 rotor alternateur
- 4 accouplements

3) Estimation des diamètres Turbine à vapeur :

De : diamètre casing entrée turbine (m)

Ds : diamètre casing sortie turbine (m)

Dia_e : diamètre au pied de l'ailette entrée 1^{er} étage

Dia_s : diamètre au pied de l'ailette sortie dernier étage (m)

L : longueur rotor (m)

	Corps HP	Corps MP	Corps (2x) BP
De (m)	1,80 m	2,5 m	4 m
Ds (m)	2,50 m	3,8 m	4 m
Dia _e (m)	0,70 m	0,6 m	1,3 m
Dia _s (m)	0,95 m	0,9 m	1,3 m
L (m)	4 m	5	2 x 4

4) Masses en rotation

Rotor HP

1. ailettes : 2160 kg

2. disques ou tambour + arbre : 3100 kg

total : 5460 kg

Rotor MP

1. ailettes : 5360 kg

2. disques ou tambour + arbre : 4000 kg

total : 9360 kg

Rotor BP (x 2)

1. ailettes : 7800 kg
 2. disques ou tambour + arbre : 18.000 kg
- total : 25.800 kg

Total des masses tournantes + accouplements : 41 520 kg

5) Energie de rupture casing

	Corps HP	Corps MD	Corps BP
PSER (Pa)	$1,2 \cdot 10^7$	$4 \cdot 10^6$	$7 \cdot 10^5$
VCAS (m ³)	10,3	37	37
E _{FR} (J)	$5,551 \cdot 10^8$	$6,6467 \cdot 10^8$	$1,163 \cdot 10^8$

6) Effet missile rotor BP

- α = 25°
 MMIS = 25.800 kg
 NROT = 3630 t/mn
 V = 104,4 m/s
 VMIS = 43,4 m/s
 Z = 17 m
 t = 3,74 s

RMIS = 146,5 m

Turbine à gaz TAC

	Compresseur	turbine
De (m)	2,8	2,8
Ds (m)	2,8	2,8
Diae (m)	1,5	0,8
Dias (m)	0,8	1,8
L (m)	5	5

Masses en rotation

- Compresseur : 12.800 kg
 Turbine : 9.900 kg

Energie de rupture casing

	Compresseur	turbine
PSER (Pa)	$2,5 \cdot 10^6$	$2,5 \cdot 10^6$
VCAS (m ³)	17	14
EFR (J)	$1,908 \cdot 10^8$	$1,572 \cdot 10^8$

Effet missile $\alpha = 35^\circ$

	Rotor Compresseur	Rotor turbine
MMIS (kg)	12800	9900
NROT (t/mn)	6600	6600
V (m/s)	198	198
VMIS (m/s)	97,3	86,8
Z (m)	156	124

t (s)	11,3	10
RMIS (m)	853	684

Rotor alternateur TAC

Diamètre casing : 4 m
 Diamètre rotor : 2,3 m
 Longueur : 6 m
 Masse rotor : 100.000 kg
 VCAS = 15 m³
 $E_{FR} = 1,044 \cdot 10^7 \text{ J}$
 MMIS = 100 tonnes
 NROT = 3630 t/mn
 V = 113 m/s
 VMIS = 112 m/s
 Z = 43 m
 T = 6 s

RMIS = 629 m

12. EFFET DOMINO

12.1. OBJECTIF :

En cas d'existence de cercles de destruction totale afférents à un équipement critique, déterminer de façon univoque un autre équipement critique objet de l'effet domino.

12.2 PRINCIPES DE SELECTION :

Ils sont au nombre de quatre :

- ❶ L'équipement objet de l'effet domino est situé à l'intérieur d'un cercle de destruction totale engendré par l'équipement critique concerné, et est lui-même un équipement critique (**critère 1**).
- ❷ L'équipement objet de l'effet domino que l'on doit retenir, est celui qui engendrera les conséquences les plus pénalisantes résultant du scénario "effet domino" qui lui sera appliqué (**critère 2**).
- ❸ Priorité sera donnée à l'équipement objet de l'effet domino dont les conséquences pour l'environnement hors limite d'établissement, seront prépondérantes (**critère 3**).
- ❹ L'équipement objet de l'effet domino ne pourra pas être un équipement critique dont le contenu serait relâché au travers de l'équipement critique engendrant l'effet domino (**critère 4**).

12.3. QUELLES SONT LES DONNEES DONT NOUS DEVONS DISPOSER :

- ❶ Pour le critère 1 il nous faut connaître :

→ tous les équipements critiques situés à l'intérieur du ou des cercles de destruction totale afférents à l'équipement considéré.

Par tous les équipements critiques nous entendons :

- ceux qui engendrent des scénarios de gravité NG = 4 et NG = 5 (en scénario principal)
- ceux qui engendrent des scénarios de gravité NG = 3 (absence d'ignition en scénario principal). En scénario "effet domino" il y aura présence de source d'ignition et leur gravité pourrait devenir NG = 4 ou NG = 5 !

Les données seront donc :

- 1) type d'équipement :
 - EQU = A Réservoir atmosphérique
 - EQU = B Réservoir sous pression
 - EQU = C Capacité
 - EQU = D Four, chaudière
 - EQU = E Compresseur
 - EQU = F Pompe
 - EQU = G Masse en rotation
 - EQU = H Tuyauterie
 - EQU = I Piquage
 - EQU = J Soupape
 - EQU = K Bras de chargement
 - EQU = L Joint

- 2) Type d'effet engendrant la destruction totale :
- onde de surpression positive Δp^+
 - effet missile RMIS
 - dans le feu RFLA

- 3) Origine de l'effet destruction totale

Δp^+	{	<ul style="list-style-type: none"> - UVCE - éclatement - BLEVE
RMIS	{	<ul style="list-style-type: none"> - machine en rotation (EQU = G) - BLEVE (EQU = B) - éclatement (EQU = C)

Pour le feu on n'a pas besoin d'identifier le type de scénario.

- ② Pour le critère 2, il nous faut connaître :

- la masse inflammable instantanément en phase vapeur pour les capacités et réservoirs sous pression : MFLUG (kg) (EQU = B ou C)
- le débit inflammable gazeux instantané
DBREG = DFLUG (kg/s)
pour les

pompes	(EQU = F)
compresseurs	(EQU = E)
tuyauteries	(EQU = H)
piquages	(EQU = I)
bras de chargement	(EQU = K)
joints	(EQU = L)
- la masse toxique relâchée instantanément en phase vapeur pour les capacités : MTOXG
→ le fluide toxique est ininflammable : QFLU = 0
→ le fluide toxique est inflammable : QFLU \neq 0
- le débit toxique instantané : DTOXG (kg/s)
pour les pompes, compresseurs, tuyauteries, piquages, bras de chargement et joints.

- ③ Pour le critère 3, le paramètre à connaître est la distance depuis l'équipement objet de l'effet domino jusqu'à la limite d'établissement : RMAX

- ④ Pour le critère 4, le paramètre à connaître est la distance entre l'équipement engendrant l'effet domino et l'équipement critique objet de l'effet domino.

12.4. ETAPES DE SELECTION

- 1) Identification des équipements critiques situés à l'intérieur d'un ou de plusieurs cercles de destruction totale engendrés par l'équipement primaire.

REPERE EQUIPEMENT	type	Cercle Δp^+			Cercle RMIS			Cercle RFLA
		UVCE	BLEVE	Eclatem.	ROT	BLEVE	Eclatem.	
XXXX	A à L	Δp_1	Δp_2	Δp_3	RMIS1	RMIS2	RMIS3	RFLA

Nous définissons 3 familles de paramètres : j_j , k_i et l_i

Si EQU = A	$k_1 = 5$	$l_2 = 1$
EQU = B	$k_1 = 5$	$l_2 = 1$
EQU = C	$k_1 = 3$	$l_2 = 1$

EQU = D	$k_1 = 0$	$l_2 = 0$
EQU = E	$k_1 = 4$	$l_2 = 1$
EQU = F	$k_1 = 4$	$l_2 = 1$
EQU = G	$k_1 = 0$	$l_2 = 0$
EQU = H	$k_1 = 5$	$l_2 = 1$
EQU = I	$k_1 = 5$	$l_2 = 1$
EQU = J	$k_1 = 0$	$l_2 = 0$
EQU = K	$k_1 = 4$	$l_2 = 1$
EQU = L	$k_1 = 3$	$l_2 = 1$

Si $\Delta p^+ = \Delta p_1$	$k_2 = 5$
$\Delta p^+ = \Delta p_2$	$k_2 = 3$
$\Delta p^+ = \Delta p_3$	$k_2 = 3$

Si RMIS = RMIS1	$k_3 = 3$
RMIS = RMIS2	$k_3 = 4$
RMIS = RMIS3	$k_3 = 5$

Si RFLA →	$k_4 = 2$
-----------	-----------

On se définit le paramètre n, pris égal au nombre de cercles de destruction contenant le système critique objet de l'effet domino : n = 1, 2 ou 3.

2) Le contenu de l'équipement objet de l'effet domino est inflammable : QFLU ≠ 0

Si EQU = C →	MFLUG
EQU = B →	MFLUG
EQU = E, F, H, I, K, L	→ DFLUG = DBREG
	MFLUG = DFLUG x 10

10 secondes est le délai d'inflammation dans le scénario "domino"

Si MFLUG < 500 kg	$k_5 = 1$
500 ≤ MFLUG < 1000 kg	$k_5 = 2$
1000 ≤ MFLUG < 2500 kg	$k_5 = 3$
2500 ≤ MFLUG < 5000 kg	$k_5 = 4$
≥ 5000 kg	$k_5 = 5$

3) Le contenu de l'équipement objet de l'effet domino comprend un composant toxique
TTOX ≥ 3

→ toxique et ininflammable
TTOX ≥ 3 et QFLU = 0

$$l_1 = 1$$

→ toxique et inflammable
TTOX ≥ 3 et QFLU ≠ 0

$$l_1 = 0,5$$

Si EQU = C →	MTOXG
EQU = B →	MTOXG

EQU = E, F, H, I, K, L
et QFLU = 0

→ MTOXG = DTOXG x t

$$t = \text{Min}(Y, 600)$$

Y est le temps de vidange du système

EQU = E, F, H, I, K, L
 et QFLU ≠ 0

→ MTOXG = MTOXG x 10

10 secondes est le délai d'inflammation dans le scénario "domino".

On se définit un équivalent chlore

$$\text{MCL} = \frac{\text{MTOXG}}{\text{IDLHMOLE}} \times 1773$$

avec IDLH composant toxique en ppm
 MOLE masse moléculaire composant toxique en kg/kmole

Si	MCL < 50 kg	k ₆ = 1
50 kg ≤	MCL < 100 kg	k ₆ = 2
100 kg ≤	MCL < 500 kg	k ₆ = 3
500 kg ≤	MCL < 1000 kg	k ₆ = 4
	MCL ≥ 1000 kg	k ₆ = 5

4) Distance de l'équipement objet de l'effet domino à la limite d'établissement :

Si	XRAF < 20 m	k ₇ = 5
20 m ≤	XRAF < 50 m	k ₇ = 4
50 m ≤	XRAF < 100 m	k ₇ = 3
100 m ≤	XRAF < 200 m	k ₇ = 2
	XRAF ≥ 200 m	k ₇ = 1

5) Distance séparant l'équipement objet de l'effet domino de l'équipement engendrant l'effet domino:

x < 10 m	l ₂ = 0
x ≥ 10 m	l ₂ = 1

12.5. FONCTION DE SELECTION

$$\text{FSEL} = | l_2 \times \left\{ j_1 k_1 + \left(\frac{j_2 k_2 + j_3 k_3 + j_4 k_4}{n} \right) + j_5 k_5 + l_1 j_6 k_6 + j_7 k_7 \right\} |$$

avec les valeurs assumées modifiables des j_i

$$j_1 = j_2 = j_3 = j_4 = j_7 = 1$$

$$j_5 = j_6 = 1,5$$

Critère de sélection :

Equipement correspondant à **Max {FSEL}**

Si 2 équipements sont à égalité on donnera priorité à celui présentant le XRAF minimum.

12.6. SCENARIOS EFFET DOMINO

Nous définissons 13 scénarios dits "domino".
Ils s'appliquent suivant les critères des 3 grilles ci-après:

Grille 1 - Fluide inflammable non toxique:

QFLU \neq 0 TTOX \leq 2

EQU	$\Delta p1$	$\Delta p2$	$\Delta p3$	RMIS1	RMIS2	RMIS3	RFLA
A	-	-	-	1	1	1	-
B	3	3	3	3	2	3	2
C	-	-	-	4	4	4	-
E	5	5	5	5	5	5	5
F	5	5	5	5	5	5	5
H	5	5	5	5	5	5	5
I	5	5	5	5	5	5	5
J	5	5	5	5	5	5	5
L	5	5	5	5	5	5	5

Grille 2 - Fluide inflammable et toxique:

QFLU \neq 0 TTOX \geq 3

EQU	$\Delta p1$	$\Delta p2$	$\Delta p3$	RMIS1	RMIS2	RMIS3	RFLA
B	6	6	6	6	7	6	7
C	-	-	-	8	8	8	-
E	9	9	9	9	9	9	9
F	9	9	9	9	9	9	9
H	9	9	9	9	9	9	9
I	9	9	9	9	9	9	9
J	9	9	9	9	9	9	9
L	9	9	9	9	9	9	9

Grille 3 - Fluide toxique et ininflammable

QFLU = 0 TTOX \geq 3

EQU	$\Delta p1$	$\Delta p2$	$\Delta p3$	RMIS1	RMIS2	RMIS3	RFLA
B	10	10	10	10	11	10	11
C	-	-	-	12	12	12	-
E	13	13	13	13	13	13	13
F	13	13	13	13	13	13	13
H	13	13	13	13	13	13	13
I	13	13	13	13	13	13	13
J	13	13	13	13	13	13	13
L	13	13	13	13	13	13	13

Caractéristiques des scénarios "domino"

scénarios	t (s)	toxicité instantanée	toxicité continue	UVCE	BLEVE	Feu de bac
1	-	-	-	-	-	<input checked="" type="checkbox"/>
2	-	-	-	-	<input checked="" type="checkbox"/>	-
3	10	-	-	<input checked="" type="checkbox"/>	-	-
4	10	-	-	<input checked="" type="checkbox"/>	-	-
5	10	-	-	<input checked="" type="checkbox"/>	-	-
6	10	-	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-	-
7	-	-	-	-	<input checked="" type="checkbox"/>	-
8	10	-	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-	-
9	10	-	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-	-
10	600	-	<input checked="" type="checkbox"/>	-	-	-
11	-	<input checked="" type="checkbox"/>	-	-	<input checked="" type="checkbox"/>	-
12	-	<input checked="" type="checkbox"/>	-	-	-	-
13	600	-	<input checked="" type="checkbox"/>	-	-	-

NB:

- 1) t est le délai d'inflammation si QFLU \neq 0
- 2) t est la durée de fuite si QFLU = 0 et TTOX \geq 3
- 3) l'inflammation est instantanée si la destruction a pour cause le feu.
- 4) Pour les capacités sous pression, en cas de scénario domino on considère une brèche
Ab = 177 cm².