



DIMENC  
BP 465  
98845 NOUMEA CEDEX

N/Réf : DE/2014-081

Objet : Centrale électrique de Doniambo - étude de danger et Plan d'Opération Interne

Monsieur le Directeur,

Je vous prie de trouver ci-joint l'étude de danger et le plan d'opération interne (POI) de la centrale électrique de Doniambo.

Nous restons à votre disposition pour toute information complémentaire.

Veuillez agréer, Monsieur le Directeur, l'expression de nos salutations distinguées.

  
F. BART  
Chef du Département Environnement

# SECTION 1

## DESCRIPTION DETAILLEE DE LA CENTRALE A FLAMMES DE DONIAMBO





<b>1</b>	<b>CENTRALE ELECTRIQUE</b>	<b>5</b>
<b>2</b>	<b>PRODUITS</b>	<b>7</b>
<b>3</b>	<b>APPROVISIONNEMENT EN EAU ET EN COMBUSTIBLE</b>	<b>8</b>
3.1	STOCKAGE DE FO2	10
3.2	STOCKAGE DE GAZOLE	11
3.3	FONCTIONNEMENT SIMPLIFIE DU CIRCUIT D'ALIMENTATION EN FO2 ET EN GO	12
<b>4</b>	<b>CHAUDIERE</b>	<b>19</b>
<b>5</b>	<b>GROUPES TURBO-ALTERNATEURS</b>	<b>22</b>
<b>6</b>	<b>CIRCUITS D'HUILE</b>	<b>24</b>
<b>7</b>	<b>POMPES</b>	<b>26</b>
<b>8</b>	<b>TRANSFORMATEURS</b>	<b>27</b>
<b>9</b>	<b>SALLE DE CONTROLE</b>	<b>28</b>
<b>10</b>	<b>HUILERIES</b>	<b>28</b>





## 1 Centrale électrique

La centrale thermique de production d'énergie électrique de Doniambo, propriété de la Société Le Nickel SLN, est exploitée par la Société ENERCAL depuis sa mise en service en 1970.

Cette centrale est implantée sur la commune de Nouméa, sur le site industriel de l'usine pyrométallurgique SLN.



**Positionnement de la centrale de Doniambo**





La centrale comprend six zones :

Zone 1 : Bâtiment usine et chaudières

Zone 2 : Installations annexes

Zone 3 : Local huilerie et produits chimiques

Zone 4 : Bâtiment administratif et parking

Zone 5 : Zone magasin

Zone 6 : Poste 150 kV

#### Description du bâtiment usine et chaudières ( Zone 1 )

- 4 cheminées de 64 m de hauteur
- 4 chaudières vapeur au fuel lourd
- 4 postes de régulation fuel
- Salle de contrôle
- Salles de relaying électrique, des batteries
- 4 salles comprenant des tableaux électriques 380 V
- 1 salle machine comprenant les 4 turbo-alternateur et les poste de réchauffage de l'eau pour les chaudières
- 2 salles comprenant les tableaux électriques 5,5 kV
- 2 Diesels secours
- 4 transformateurs 15/5,5 kV
- 1 poste de traitement de l'eau

#### Description des installations annexes ( Zone 2 )

- 2 réservoirs de Fuel Lourd ( 2 x 1420 m<sup>3</sup> )
- 2 réservoirs de gazole ( 2 x 25 m<sup>3</sup> )
- 3 réservoirs d'eau ( 3 x 500 m<sup>3</sup> )
- 1 pomperie de gazole et de fuel lourd
- 1 cuve d'acide chlorhydrique de 10.000 l et 1 cuve de 3.000 l
- 1 cuve de soude de 3.000 l
- 1 bassin d'eau de mer et la station de pompage associée
- 1 atelier avec une zone magasin

#### Description des bâtiments annexes

- 1 local huilerie et produit chimique ( Zone 3 )
- 1 bâtiment administratif et parking ( Zone 4 )
- 1 zone magasin ( Zone 5 )

#### Description du poste 150 kV (Zone 6)

- 1 pompe incendie
- 1 transformateur 75 MVA
- 3 transformateurs 25 MVA



Pompe incendie – poste 150 kV



Transformateurs – Poste 150 kV

Nous parcourons de façon descriptive le site de la centrale thermique à flammes de Doniambo en commençant par les approvisionnements en combustible et en eau, suivis par les chaudières et les ballons générateurs de vapeur, les groupes turbo-alternateurs, et terminant par les transformateurs, et le poste de distribution 150 kV.

Le descriptif est illustré par des photos et des schémas de principe, de circulation des fluides, et d'instrumentation.

Les paramètres opératoires (valeurs de service), les grandeurs caractéristiques des équipements, et les masses ou volumes des fluides circulants, sont à chaque fois mentionnés.

## 2 Produits

Nous donnons les caractéristiques physiques et thermodynamiques des fluides liquides qui interviendront dans les scénarios d'accident : gazole, solvant, fuel lourd, huile de lubrification et de régulation turbines, huile transformateurs, et eau.

### GAZOLE ATMOSPHERIQUE (COUPES PETROLIERES)

Formule chimique : 250-400

TBUL = 590.5	K	GAMA = 1.005	IDLH = -	ppm
TKR = 768.5	K	CSPE = 1.8250	LC1% = -	ppm
PKR = 1.483	E 6 Pa	CVAP = 1.9678	EXPT = -	
DENSL = 850.400	kg/m3	QFLU = 4.268	LII = 0.005	
DENSG = 10.972	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.135	
MOLE = 270.047	kg/kmole	VLE = -		
TAUTO = 611	K	PE = 328		
T15 = 523	K			
T85 = 673	K			

### FO2 (COUPES PETROLIERES)

Formule chimique : 480+...

TBUL = 822.1	K	GAMA = 1.002	IDLH = -	ppm
TKR = 966.2	K	CSPE = 1.9025	LC1% = -	ppm
PKR = 8.603	E 5 Pa	CVAP = 1.0467	EXPT = -	
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 = -		
TAUTO = 653	K	PE = 339		
T15 = 753	K			
T85 = 897	K			

### SOLVANT (COUPES PETROLIERES)

Formule chimique : 145-185

TBUL = 437.3	K	GAMA = 1.009	IDLH = -	ppm
TKR = 622.9	K	CSPE = 1.9854	LC1% = -	ppm
PKR = 2.395	E 6 Pa	CVAP = 2.9308	EXPT = -	
DENSL = 775.100	kg/m3	QFLU = 4.363	LII = 0.011	
DENSG = 5.619	kg/m3	TTOX = 0	LSI = 0.06	
MOLE = 138.284	kg/kmole	VLE = -		
TAUTO = 503	K	PE = -		
T15 = 418	K			
T85 = 458	K			

### HUILE DE TURBINE

TBUL = 600.0	K	T15 = 553	K	TTOX = 2	
TKR = 778.9	K	T85 = 651	K	DL50 = 2000	mg/kg
PKR = 1.467	E 6 Pa	GAMA = 1.002		LC1% = -	ppm
DENSL = 860.000	kg/m3	CSPE = 2.8127	E 3 J/kgK	LII = 0,01	
DENSG = 15.033	kg/m3	CVAP = 3.2257	E 5 J/kg	LSI = 0,1	
MOLE = 370.000	kg/kmole	QFLU = 4.254	E 7 J/kg		
TAUTO = 493	K	PE = 493	K		

### HUILE DE TRANSFORMATEUR

TBUL = 600.0	K	T15 = K	TTOX = 0		
TKR = 778.9	K	T85 = K	IDLH = -	ppm	
PKR = 1.467	E 6 Pa	GAMA = 1.002	LC1% = -	ppm	
DENSL = 860.000	kg/m3	CSPE = 2.8127	E 3 J/kgK	LII = 0,01	
DENSG = 15.033	kg/m3	CVAP = 3.2257	E 5 J/kg	LSI = 0,1	
MOLE = 370.000	kg/kmole	QFLU = 4.254	E 7 J/kg		
TAUTO = 478	K	PE = 415	K		

### EAU

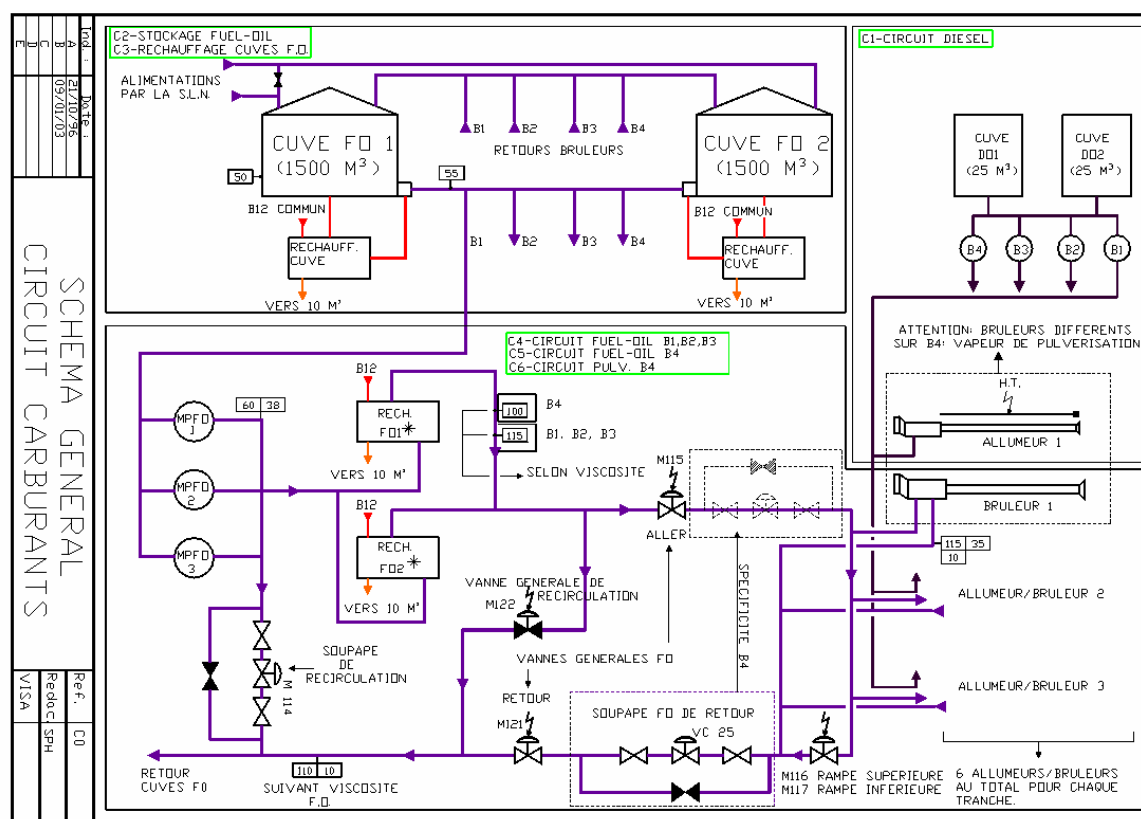
Formule chimique : H2O

TBUL = 373.2	K	GAMA = 1.334	IDLH = -	ppm
TKR = 647.3	K	CSPE = 1.7651	LC1% = -	ppm
PKR = 2.204	E 7 Pa	CVAP = 2.2540	EXPT = -	
DENSL = 1002.700	kg/m3	QFLU = 0.000	ANTA = 18.3036	
DENSG = 0.804	kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 3816.44	
MOLE = 18.015	kg/kmole	VLE = -	ANTC = -46.13	
TAUTO = -	K	PE = -	LII = -	
T15 = 373.2	K		LSI = -	
T85 = 373.2	K			

## 3 Approvisionnement en eau et en combustible

Cette fonction est localisée en zone 2 et regroupe les installations suivantes :

- 2 bacs de Fuel Lourd (2 x 1420 m<sup>3</sup>)
- 2 réservoirs de gazole (2 x 25 m<sup>3</sup>)
- 1 poste de dépotage camions citernes pour l'approvisionnement en gazole
- 3 cuves d'eau (3 x 500 m<sup>3</sup>) : 1 cuve d'eau brute et 2 cuves d'eau déminéralisée
- 1 pomperie de gazole et de FO

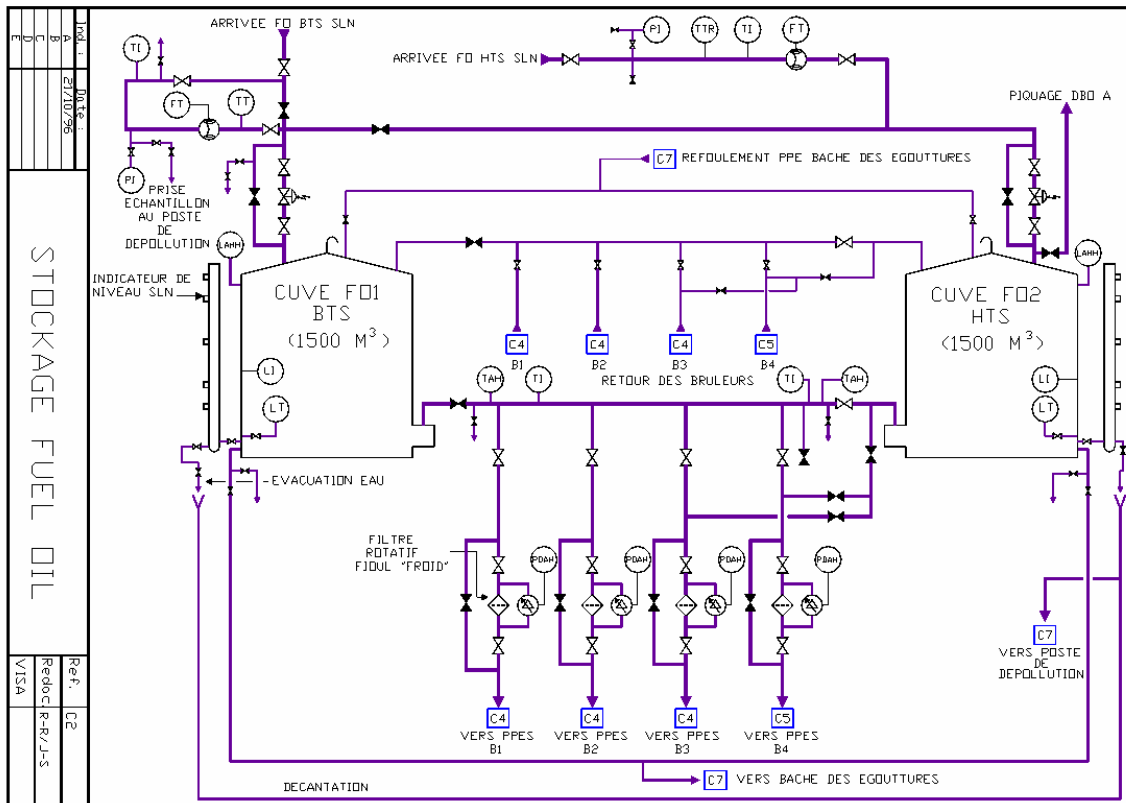


- 2 chaînes de déminéralisation
- 1 réservoir de 10 000 litres d'acide chlorhydrique
- 1 cuve de 3000 litres d'acide chlorhydrique
- 1 cuve de 3000 litres de soude
- 1 bassin d'eau de mer et la station de pompage associée

Les besoins en combustible et en eau sont les suivants :

- démarrage des tranches en gazole, avec un débit de 500 l/h et par brûleur, ce qui représente pour 4 tranches un débit de 6 m<sup>3</sup>/h.
- fonctionnement en marche normale en FO : 11 t/h et par tranche, soit 44 t/h pour les 4 tranches en fonctionnement, soit 70% du temps sur l'année.
- Consommation en eau distillée : 1 m<sup>3</sup>/h et par tranche, il s'agit du complément d'eau dans le cycle de production de vapeur. Le contenu en eau distillée d'une tranche est de 77 m<sup>3</sup>.
- L'eau de mer sert uniquement à la réfrigération nécessaire à la condensation de la vapeur à l'échappement des turbines. Elle est pompée dans le bassin d'eau de mer et est rejetée en circuit ouvert dans le canal de rejet.





### 3.1 Stockage de FO2

#### Le stockage

Il est assuré par 2 réservoirs métalliques cylindriques verticaux identiques.

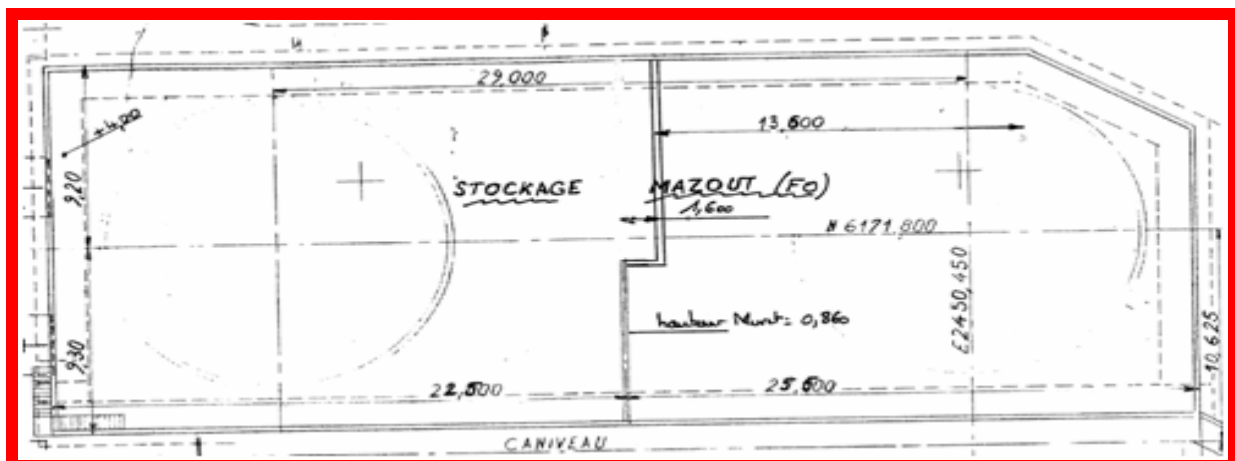
- capacité 1 500 m<sup>3</sup>
- Hauteur : 9,900 mètres,
- Diamètre : 14,700 mètres

Les réservoirs sont équipés d'un réchauffeur d'aspiration et d'un réchauffeur de masse

#### Les cuvettes de rétention

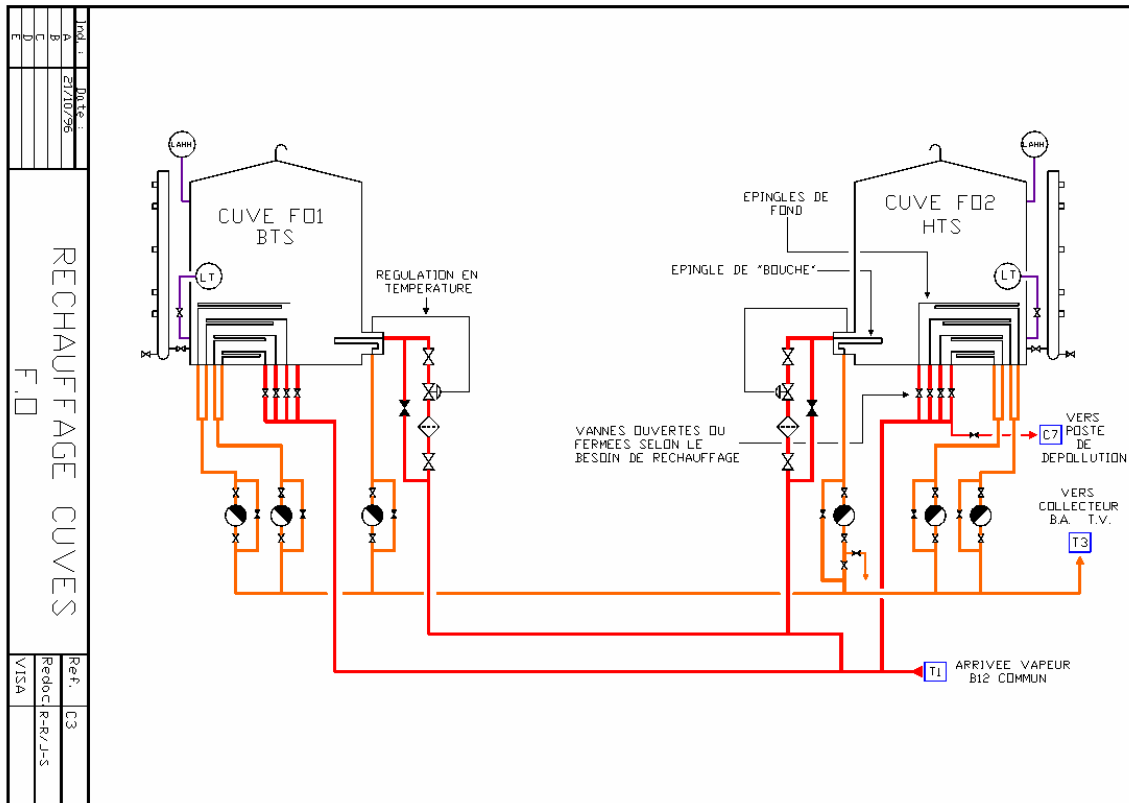
Les deux réservoirs de fuel lourd sont implantés dans des cuvettes de rétention distinctes en béton étanche, ayant respectivement une surface de 431 m<sup>2</sup> pour la cuvette "Ouest", et 457 m<sup>2</sup> pour la cuvette "Est".

- Longueur : 48 mètres,
- largeur : 18,50 mètres,
- hauteur muret (séparant les deux cuvettes): 0,86 mètre
- hauteur des murs d'enceinte: 2,1 mètres



Plan des cuvettes de rétention contenant les bacs de fuel lourd.





Les réservoirs de FO2 sont équipés d'un réchauffeur de bouche et d'un réchauffeur de masse comprenant des épingles de bouche et des épingles de fond parcourues par de la vapeur. Les réservoirs sont maintenus à une température de 60°C et le réchauffage de bouche à 80°C.

### 3.2 Stockage de Gazole

#### Le stockage

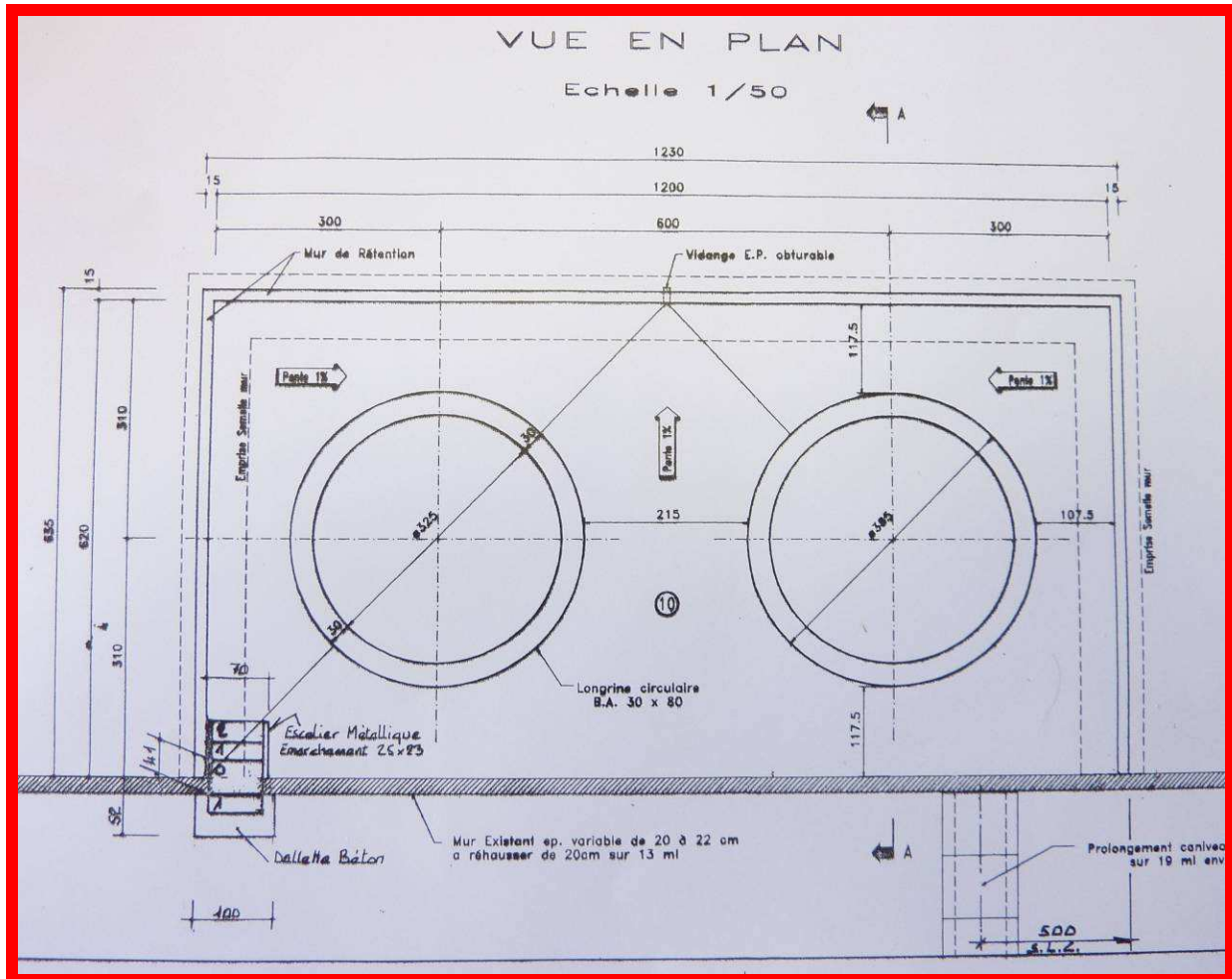
Il est assuré par 2 réservoirs métalliques cylindriques verticaux identiques.

- capacité 250 m<sup>3</sup>
- Hauteur : 3,600 mètres,
- Diamètre : 3,250 mètres

#### La cuvette de rétention

Les deux réservoirs de gazole sont implantés dans une cuvette de rétention commune en béton étanche, ayant une surface de 78 m<sup>2</sup>

- largeur : 6,35 mètres,
- longueur : 12,30 mètres
- hauteur merlon: 0,90 mètre

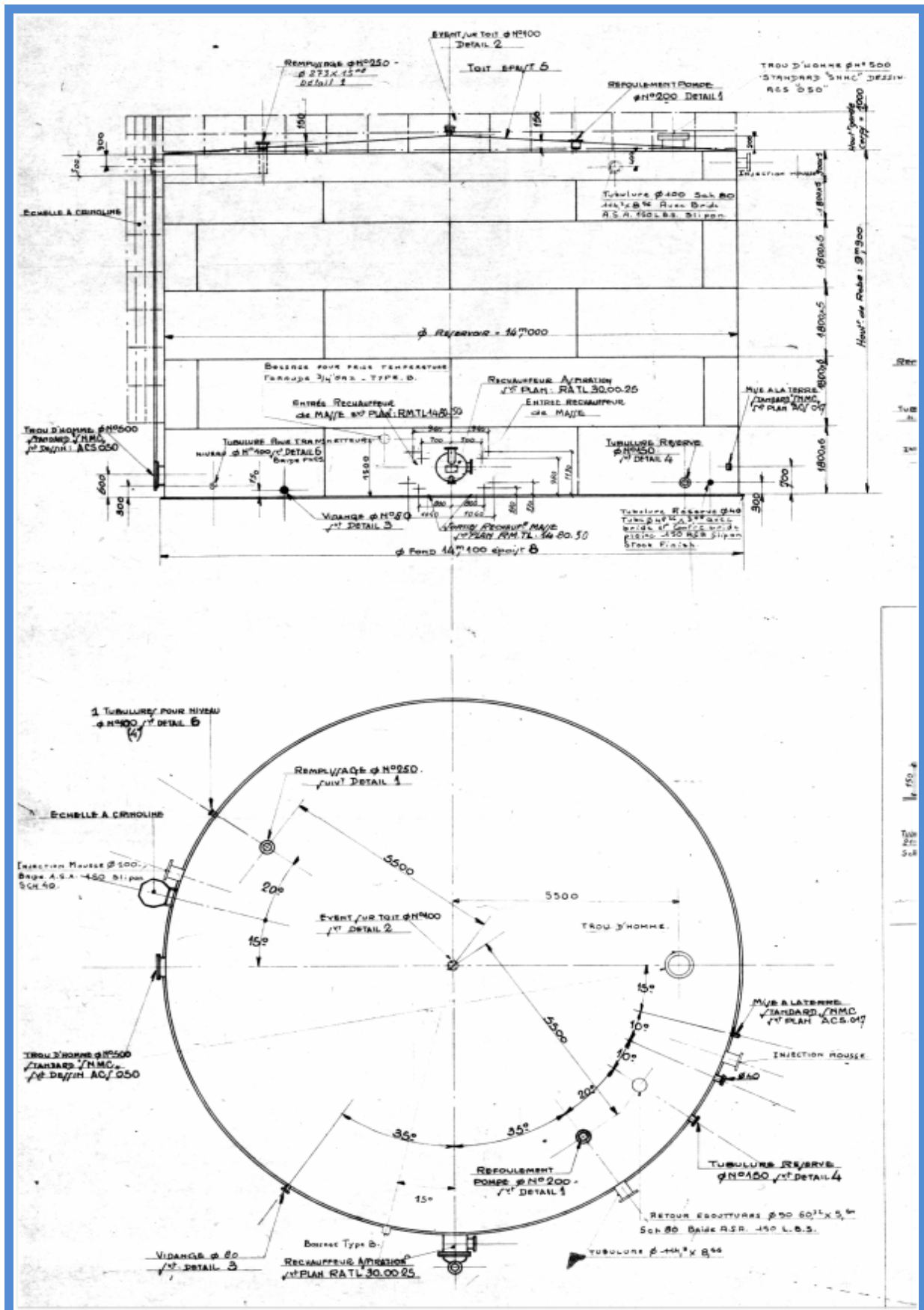


Plan des cuvettes de rétention contenant les bacs de gazole.

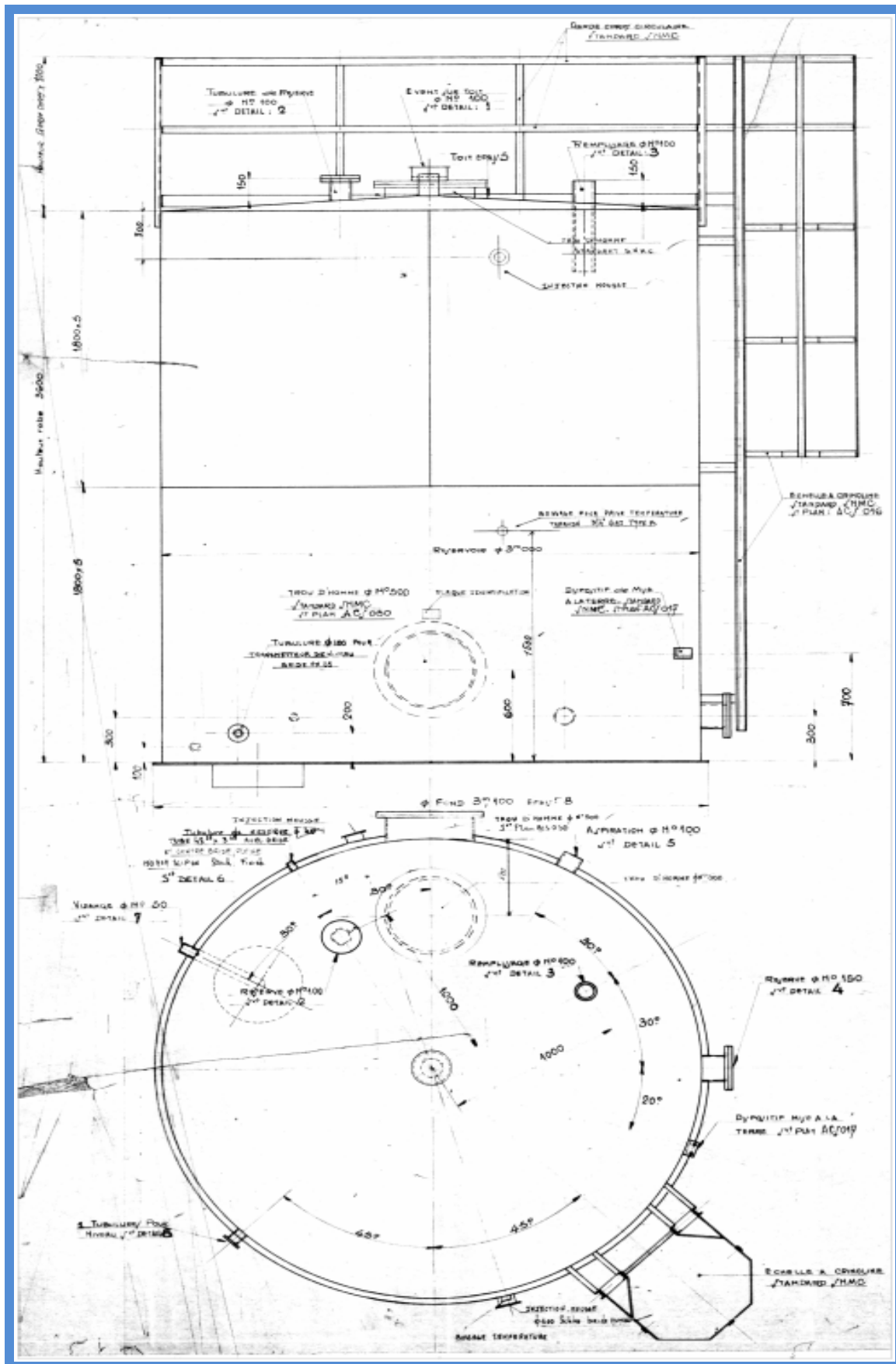
### 3.3 Fonctionnement simplifié du circuit d'alimentation en FO2 et en GO

Le combustible lourd (FO2), est approvisionné par pipe depuis le stockage de FO2 de la SLN.

Le ravitaillement en carburant (GO) s'effectue par camion citerne de 4.000 à 10.000 litres. Les livraisons, ont lieu à la demande de la société ENERCAL. L'aire de dépotage est bétonnée et ceinturée d'un caniveau à grille relié au décanteur déshuileur.



Plan d'un réservoir de fuel lourd.

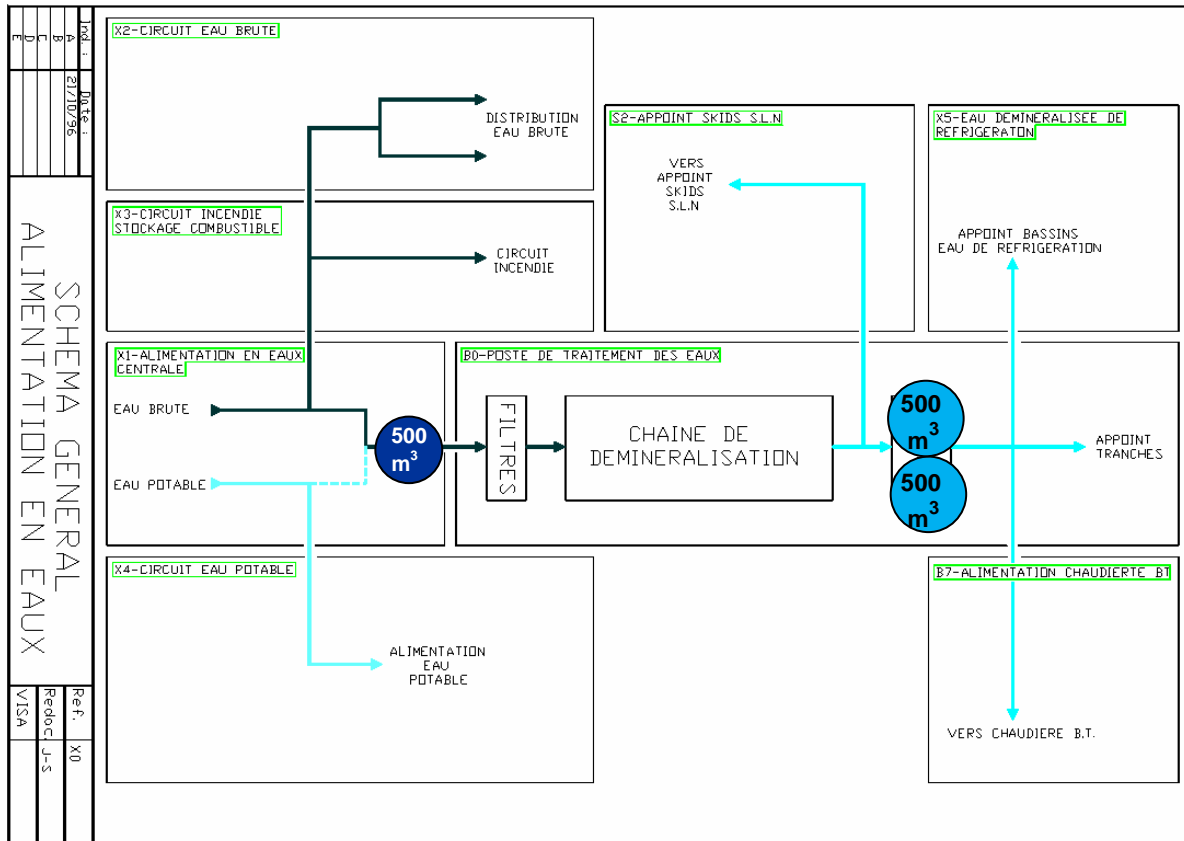


Plan d'un réservoir de gazole.



Réservoirs d'eau brute sur la colline.

L'eau brute (eau de ville) est puisée dans des réservoirs situés au sommet d'une colline. Cette eau est ensuite stockée dans un réservoir d'eau "brute" d'une capacité de 500 m<sup>3</sup>, dans l'enceinte du site de la centrale.



Cette eau brute est traitée dans une chaîne de déminéralisation afin de produire de l'eau déminéralisée. Cette chaîne de déminéralisation comprend :

- la pompe PG 41 qui introduit l'eau brute dans un circuit comprenant les étapes suivantes :
  - passage dans un filtre à sable
  - stockage dans un réservoir tampon de 500 m<sup>3</sup>

Ce stockage fournit les pompes GP 11 et GP 12 qui alimentent les lignes de traitement 1 et 2, qui sont identiques à ceci près que la ligne 1 dispose en amont un filtre à sable pour eau déchlorée.

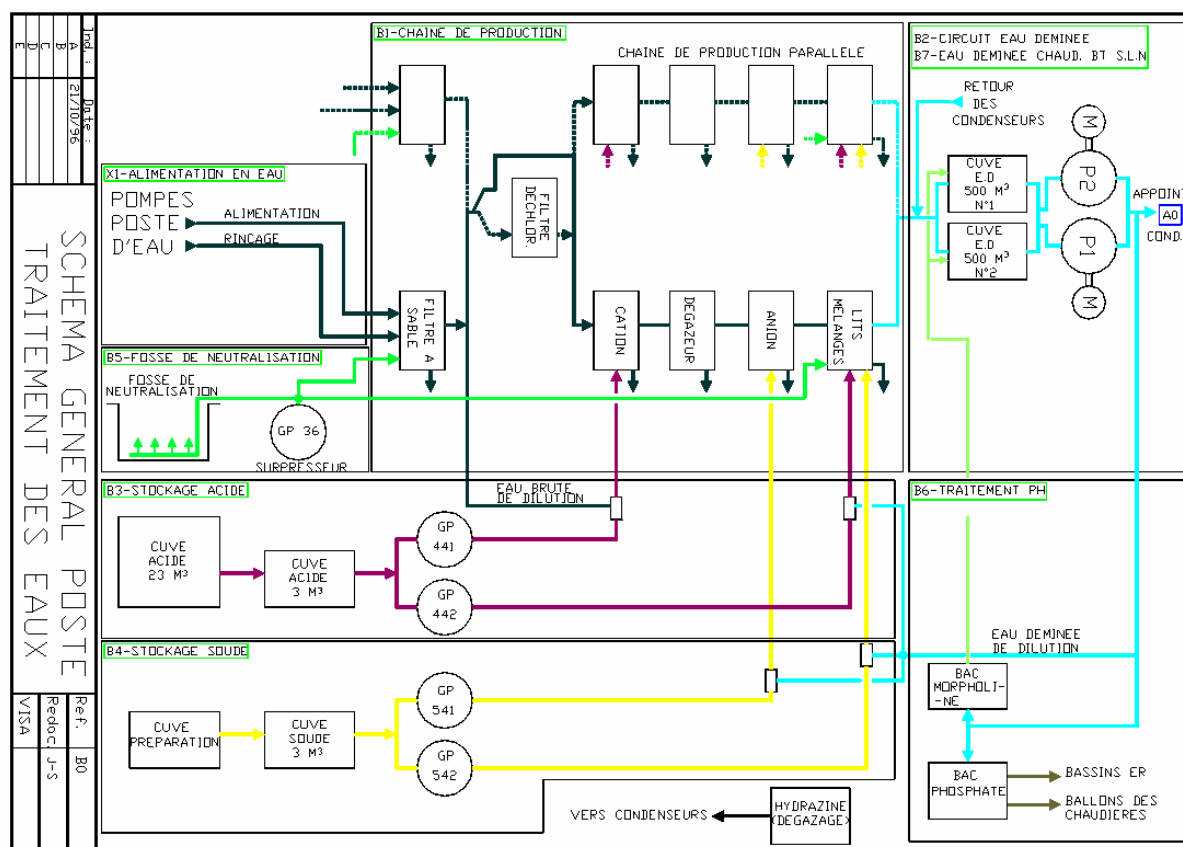
Pour le reste nous avons pour chaque ligne successivement :

- 1 échangeur à cation alimenté en acide par la pompe GP 44-1
- 1 dégazeur
- 1 échangeur à anions alimenté en soude par la pompe GP 54-1





Réservoirs d'eau brute, d'eau déminéralisée, et pompes de transfert d'eau.



- 1 échangeur à lit mélangé alimenté en acide par la pompe GP 44-2, et en soude par la pompe GP 54-2

Au sortir des lignes 1 et 2, l'eau déminéralisée est acheminée dans les 2 réservoirs de 500 m<sup>3</sup>.

De la morpholine utilisée comme agent anti-corrosion pour les équipements des chaudières, est injectée dans les 2 réservoirs d'eau déminéralisée.

Cette eau déminéralisée alimente les 4 chaudières via les bâches alimentaires (4 x 77 m<sup>3</sup>)



Réservoir d'acide



Pompes péristaltiques d'acide

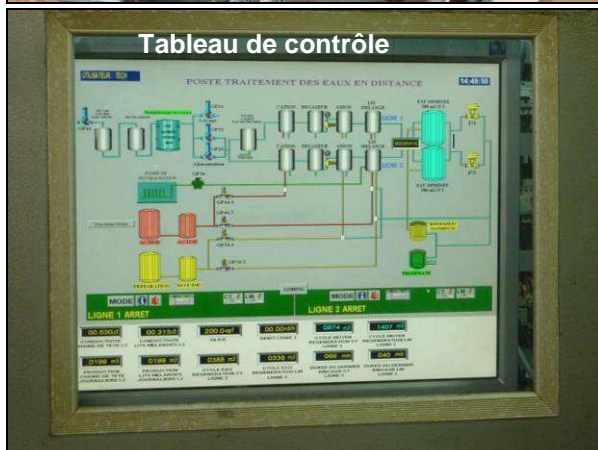


Tableau de contrôle



Echangeurs (cations et anions) dégazeur et échangeur à lit mélangé



Bâches d'eau alimentaire des chaudières

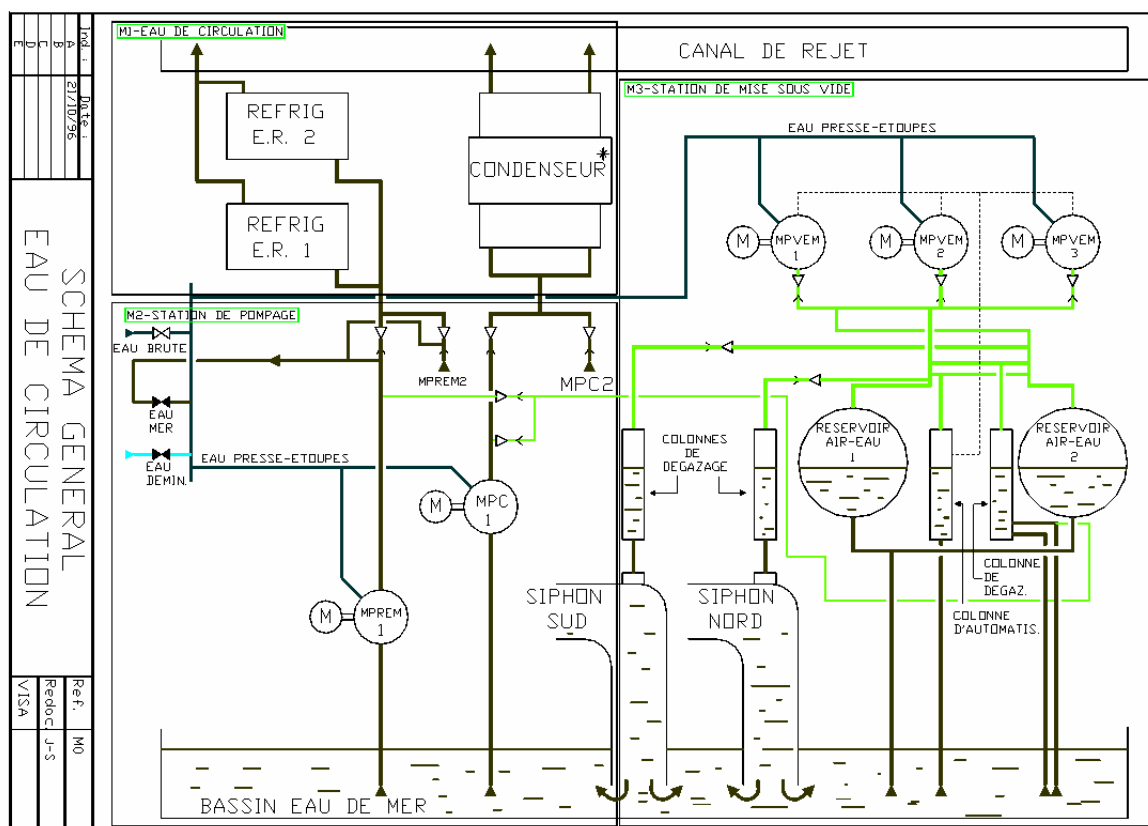






Bassin d'eau de mer

Vue sur le siphon sud.

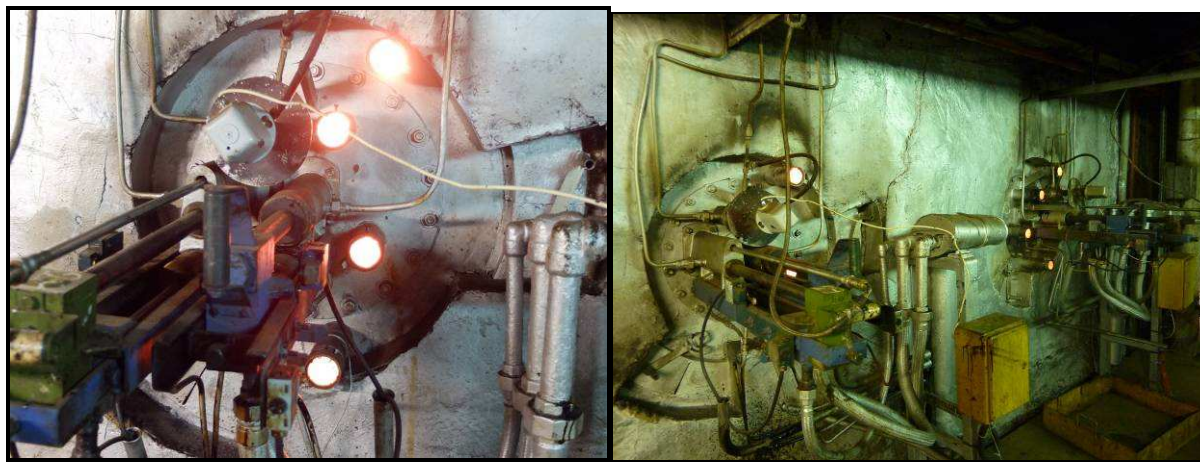


Station de pompage eau de mer ; à gauche en bleu roi les pompes MPREM 1/2 alimentant les réfrigérants. En gris les pompes MPC 11/12, 21/22, 31/32, et 41/42 alimentant les condenseurs des quatre tranches.

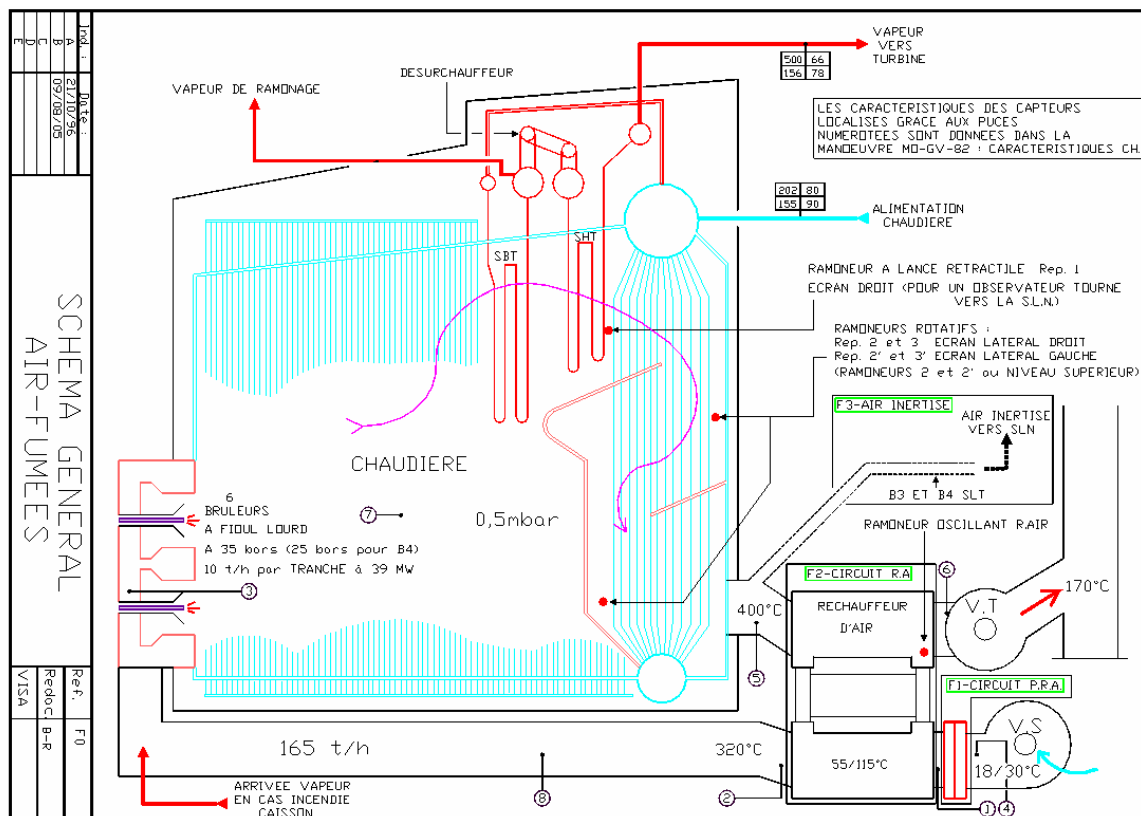
## 4 Chaudière

### Conditions de marche

- Timbre.....76,5 bars effectifs
- Vaporisation en marche poussée continue..... 165 t/h
- Température eau d'alimentation.....202°C
- Température..... 505°C
- Pression de la vapeur surchauffée..... 68 bars effectifs
- Volume d'eau total..... 77 m<sup>3</sup>



Brûleurs de la tranche 3.





- Surface de chauffe :
  - chambre ..... 356 m<sup>2</sup>
  - faisceau ..... 2330 m<sup>2</sup>
  - surchauffeur BT ..... 214 m<sup>2</sup>
  - surchauffeur HT ..... 717 m<sup>2</sup>
- Consommation GO allumage ..... 500 l/h et brûleur
- Consommation FO en marche poussée continue ..... 11 t/h
- Débit d'air de combustion : 165 t/h à 320°C.

**Réservoir ou ballon inférieur** – repère n°2 sur schéma chaudière

Ce ballon a été exécuté aux caractéristiques suivantes :

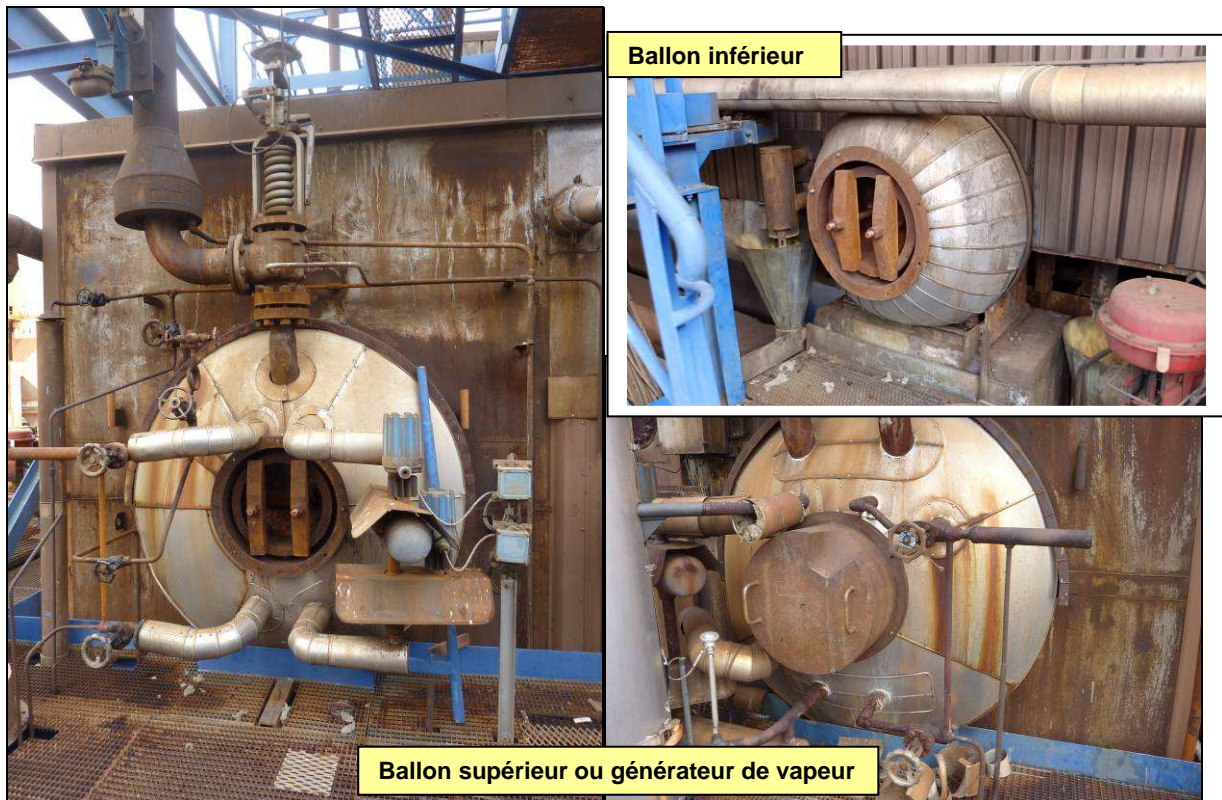
- Diamètre intérieur ..... 900 mm
- Longueur de virole ..... 7215 mm
- Contenance totale ..... 4,8 m<sup>3</sup>
- Contenance au niveau normal ..... 4,75 m<sup>3</sup>

Le ballon est constitué de 2 viroles cylindriques d'épaisseur 43 mm.

Aux extrémités, il est fermé par deux fonds semi-elliptiques d'épaisseur 38 mm, munis chacun d'un trou d'homme obturé par un tampon autoclave.

**Réservoir ou ballon supérieur** – repère n°1 sur schéma chaudière

Il s'agit du générateur de vapeur, présentant les caractéristiques suivantes :

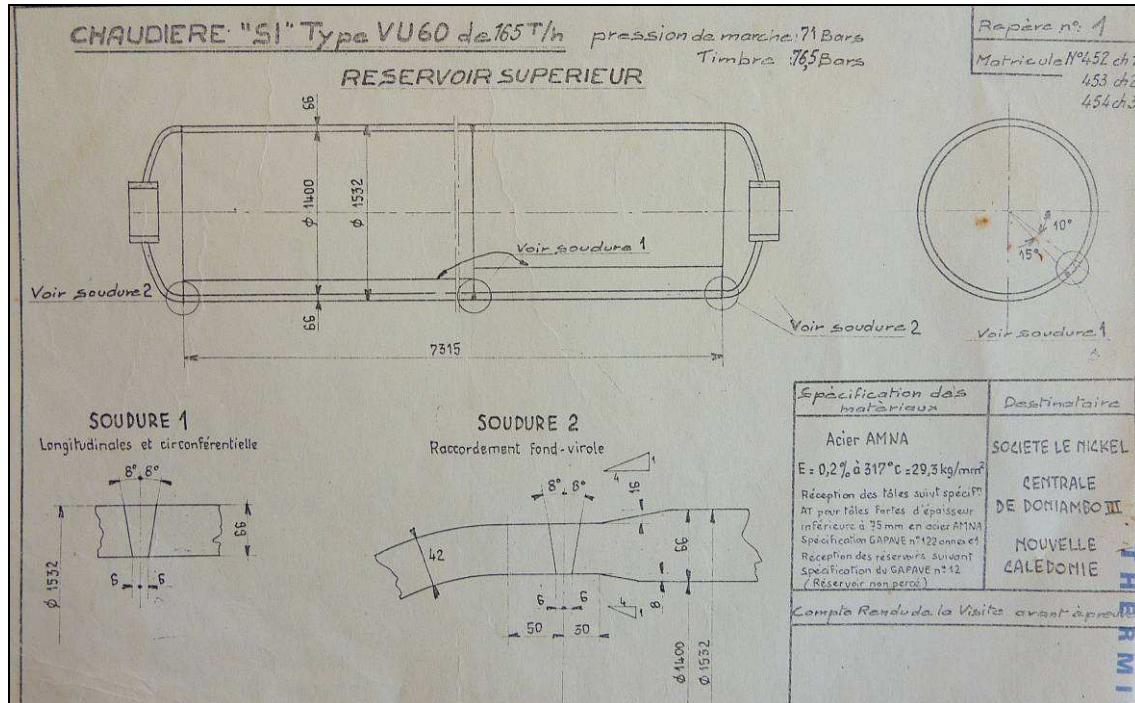


- Diamètre intérieur ..... 1400 mm
- Longueur de virole ..... 7315 mm
- Contenance totale ..... 12,1 m<sup>3</sup>
- Contenance au niveau normal ..... 4,75 m<sup>3</sup>

Le ballon est constitué de 2 viroles cylindriques d'épaisseur 66 mm.

Aux extrémités, il est fermé par deux fonds semi-elliptiques d'épaisseur 42 mm, munis chacun d'un trou d'homme obturé par un tampon autoclave.

Le ballon est muni intérieurement d'un aménagement permettant la séparation de l'eau et de la vapeur, et le séchage de celle-ci.

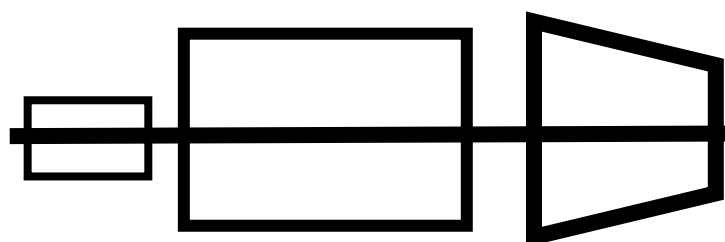




## 5 Groupes turbo-alternateurs



### DONNEES MASSES EN ROTATION



EXCITATRICE

ALTERNATEUR

TURBINE VAPEUR

NROT = 3000 t/min

MROT = 830 kg

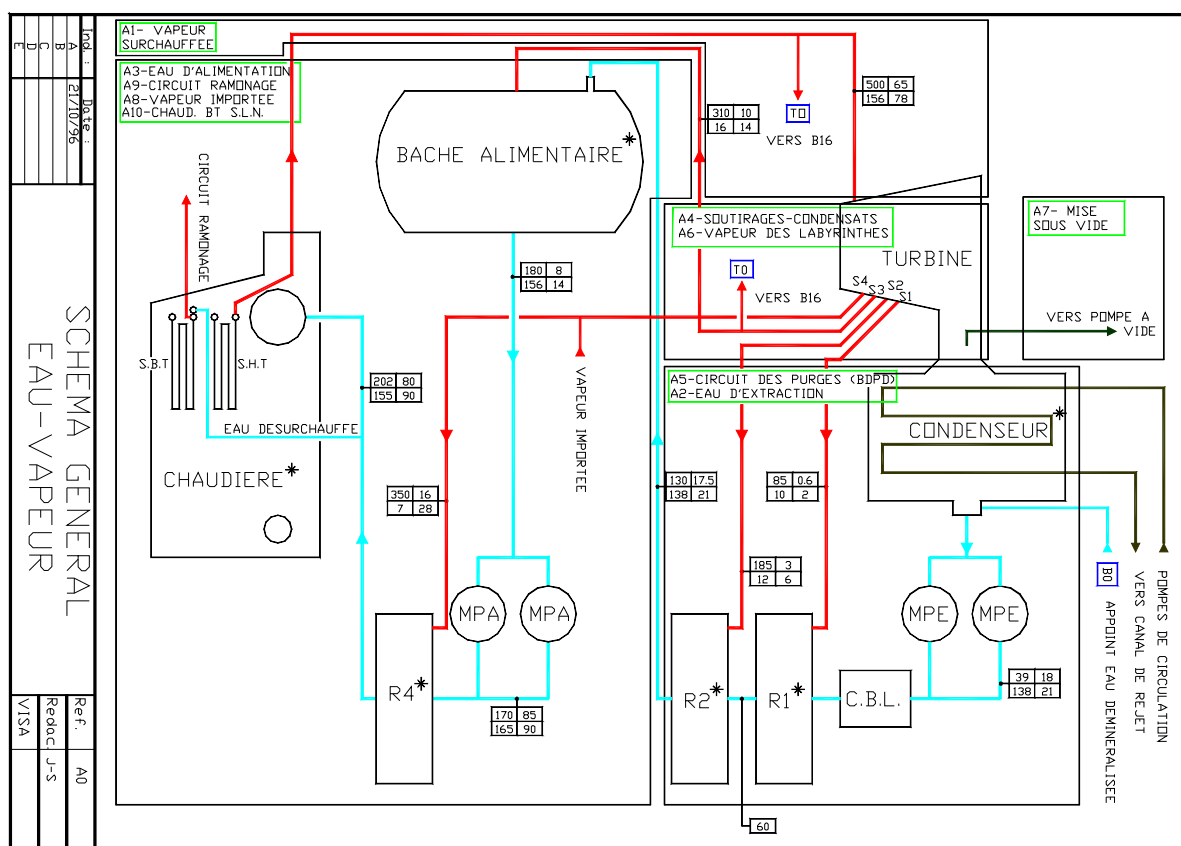
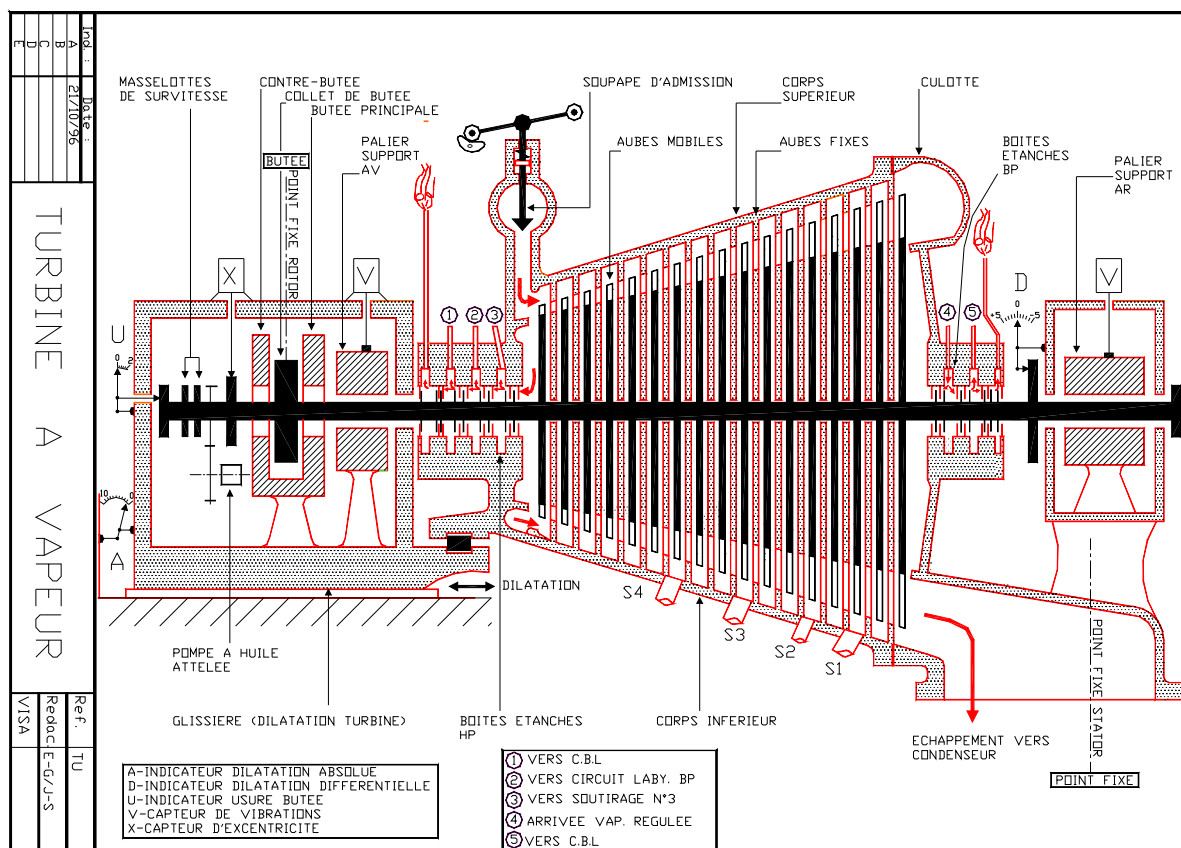
Diamètre = 880 mm

Epaisseur casing

18 000 kg

10 376 kg

55 à 70 mm







Rotor de turbine.

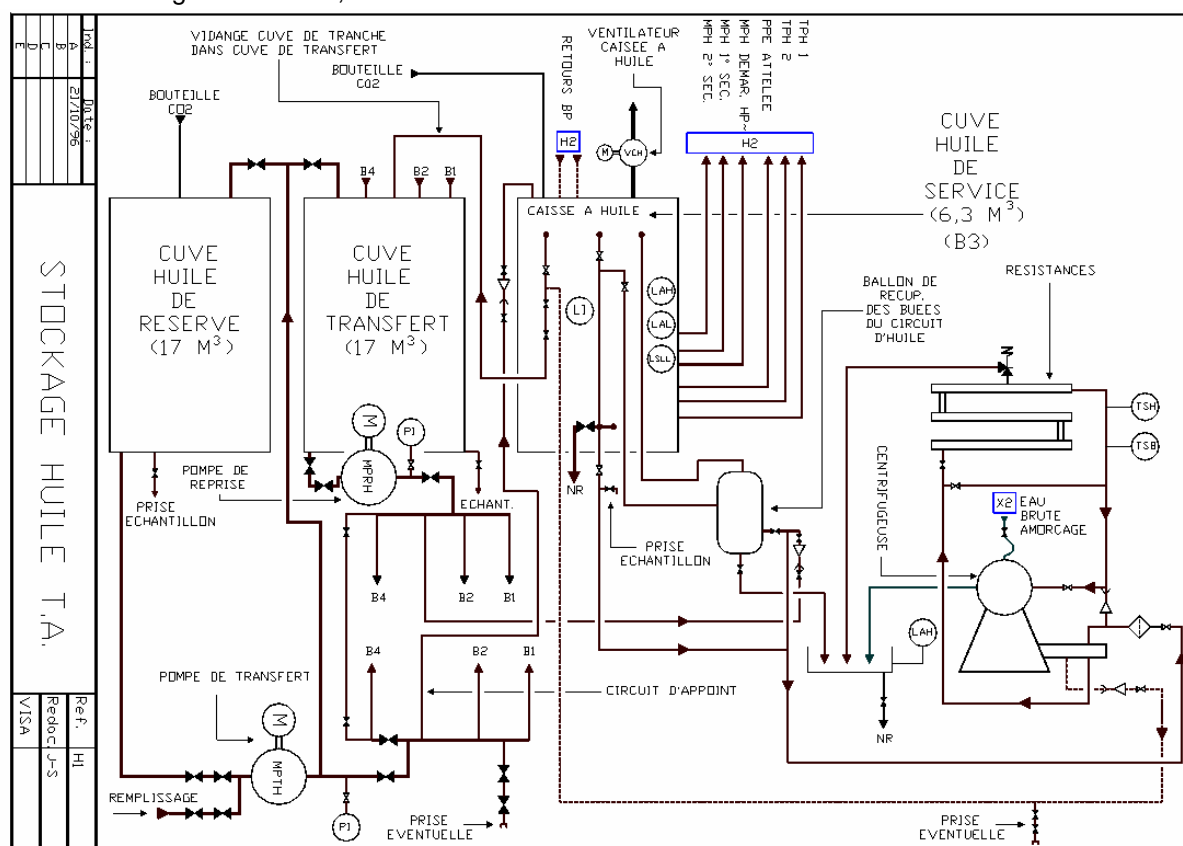


Accouplement turbine/alternateur

## 6 Circuits d'huile

### Caractéristiques huile :

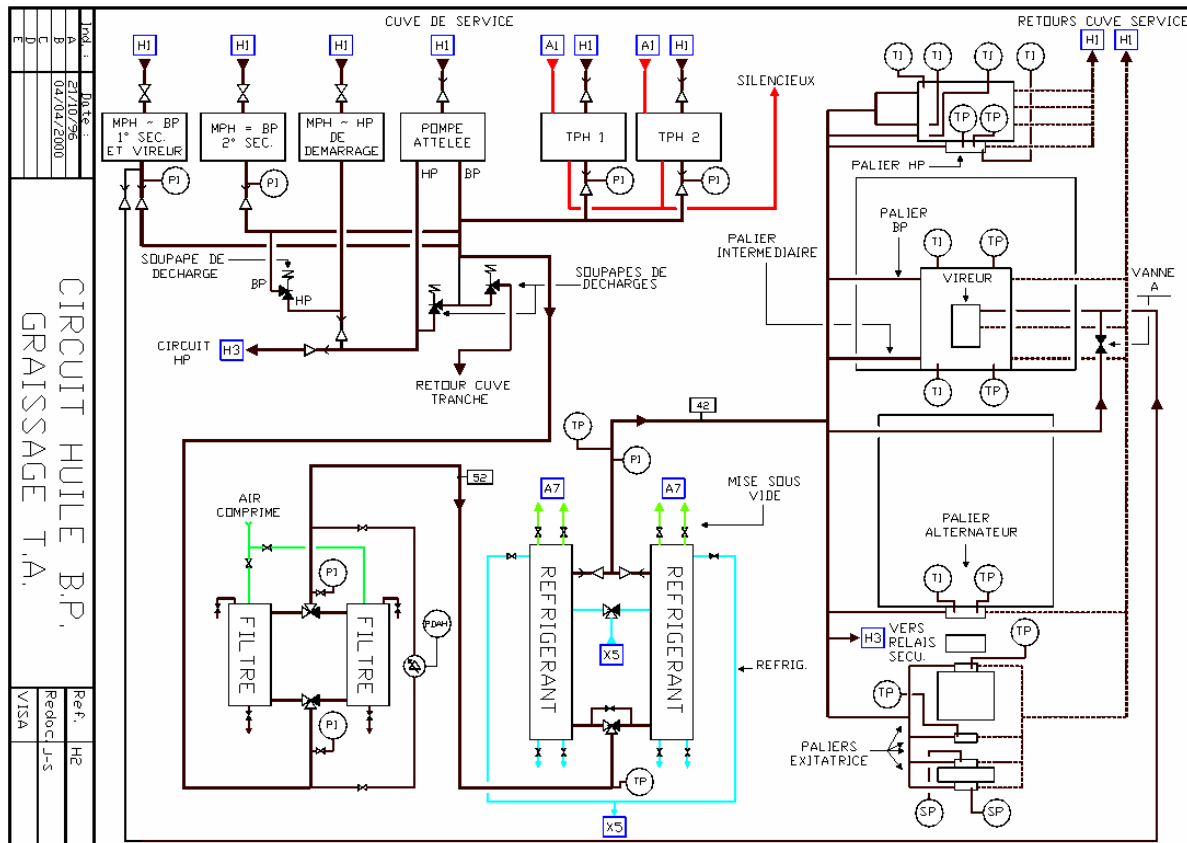
- Densité : 0,85
- Température d'auto-inflammation : 220°C
- Inflammabilité des vapeurs : 200°C
- viscosité Engler à 50°C : 2,7/ 3



### Capacités huile

- une cuve de réserve de 17 m<sup>3</sup>
- une cuve d'huile de transfert de 17 m<sup>3</sup>
- Quatre cuves d'huile de service de 6,3 m<sup>3</sup> (1 par tranche)





L'huile sous pression assure la lubrification des paliers supportant l'ensemble rotorique :

- palier turbine HP
- palier turbine BP
- palier intermédiaire
- palier alternateur
- paliers excitatrice



## 7 Pompes

Fonction		Produit	Débit	Pression	tr/mn
Pompe alimentaire	2	Eau déminéralisée	190 t/h	78 bars	3000
Pompe d'extraction	2	Eau déminéralisée	173 m <sup>3</sup> /h	17,5 bars	1500
Pompe de gazole (allumage)	1	Gazole	500 l/h	45 bars	1500
Pompes de FO	3	Fuel lourd	16 m <sup>3</sup> /h	45 bars	1500
Huile BP (attelée)	1	Huile	600 l/h	2 bars	
Huile HP (attelée)	1	Huile	600 l/h	8 bars	
Huile BP (1 <sup>er</sup> secours)	1	Huile	770 l/h	2 bars	960
Huile HP (démarrage)	1	Huile	342 l/h	10 bars	960
Huile BP (continu)	1	Huile		1,5 bars	800



**Pompes de GO**



**Pompes de FO2**

## 8 Transformateurs

La centrale de DONIAMBO regroupe 21 transformateurs présentant les caractéristiques suivantes

	Fonction	Nombre	Puissance (kVA)	Tension (V)	Huile	Capacité huile (kg)
TRANCHE	Auxiliaire 400 V	4	630 kVA	5.500/400 V	ISOVOLTINE II	314 kg
	Auxiliaire 5500 V	4	5000 kVA	15.000/5.500 V	ISOVOLTINE II	1935 kg
	Sortie groupe	4	45 000 kVA	15.000/63.000 V	ISOVOLTINE II	15 100 kg
AXG	Aux. gén. 400 V	2	1000 kVA	5.500/400 V	ISOVOLTINE II	569 kg
	Eclairage	1	160 kVA	380/220 V	Diélectrique	
	Prises	1	100 kVA	380/400 V	Diélectrique	
	AN	1	50 kVA	380/220 V	Diélectrique	
Poste 150 kV DBO	Ducos 1	1	75 MVA	150.000/15.000 V	ISOVOLTINE II	22.200 kg
	Ducos 2	3	25 MVA	150.000/15.000 V	ISOVOLTINE II	3 x 9000 kg



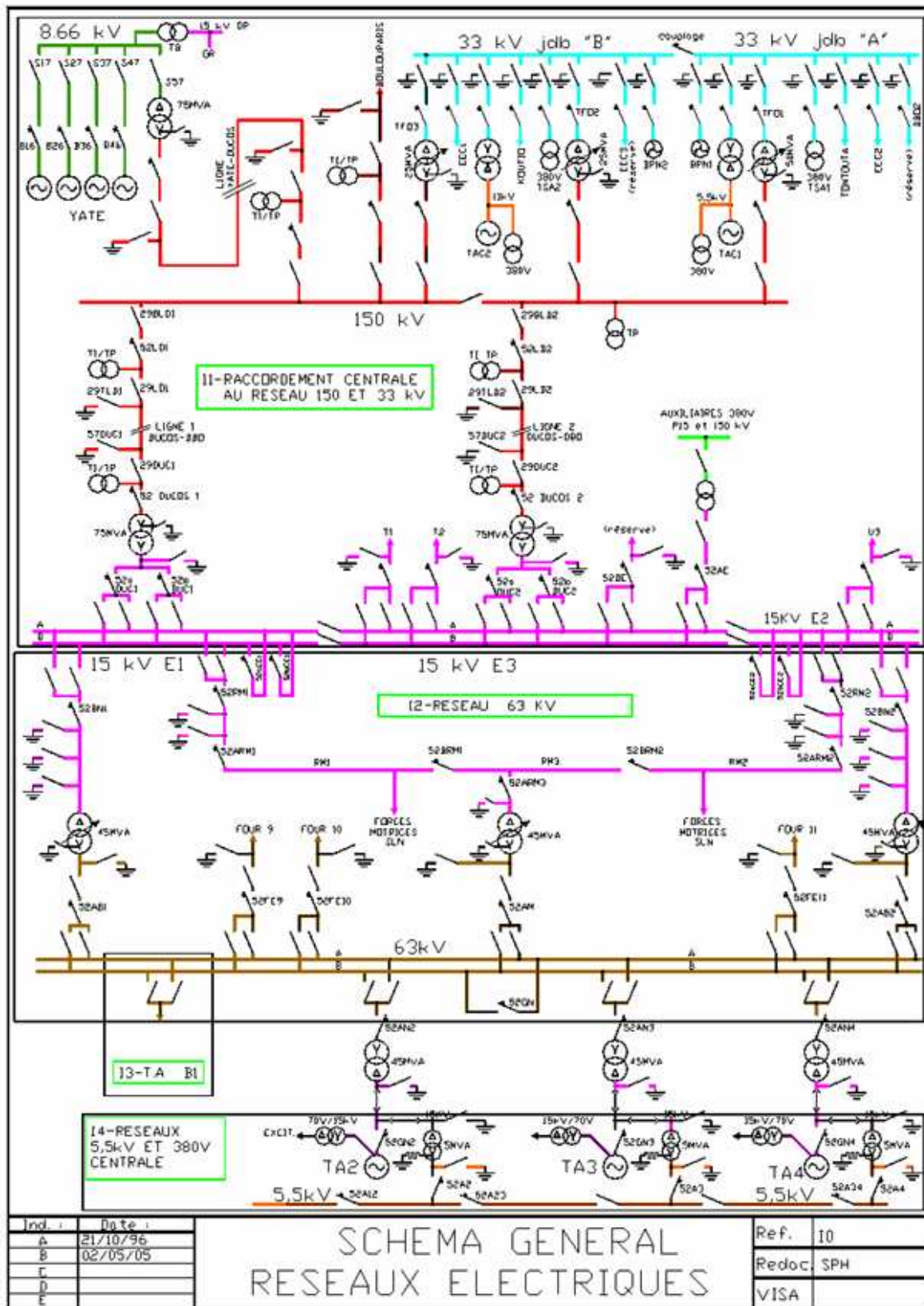


## 9 Salle de contrôle



## 10 Huilleries







## **SECTION 2**

# **ETUDE DE L'ACCIDENTOLOGIE ET RETOUR D'EXPERIENCE**





## METHODE DE PRESENTATION DE L'ACCIDENTOLOGIE

Nous présentons les résultats de la recherche accidentologique sous six rubriques détaillant les sept séquences d'accident qui peuvent survenir dans une centrale à flammes type centrale de Doniambo.

Ces sept séquences d'accident identifiées sont :

- 1) Les explosions et feux de transformateurs.
- 2) Les fragmentations de masses en rotation avec les effets missiles consécutifs.
- 3) Les explosions de chaudière et les éclatements de générateurs de vapeur (BLEVE froid).
- 4) Les feux alimentés d'huile et de combustible.
- 5) Les feux de cuvettes de rétention et de réservoirs de FO2, avec le phénomène retardé de Boilover.
- 6) Les feux de cuvettes de rétention et de réservoirs de gazole, avec le phénomène d'explosion du bac et son effet missile, et le phénomène retardé de Boilover en couche mince.
- 7) Les accidents au poste de dépotage gazole par camions citernes

Pour chaque rubrique afférente à une séquence d'accident ,nous détaillons quatre thèmes :

- 1) Une description physique de la séquence d'accident et de ses conséquences.
- 2) Une analyse détaillée de un, voire deux ou trois accidents types dont on a recueilli tous les paramètres.
- 3) Une liste d'accidents avec une synthèse des faits.
- 4) Une rubrique retour d'expérience.

Pour l'accidentologie nous avons utilisé les banques de données suivantes :

- ARIA (**A**nalyse, **R**echerche et **I**nformations sur les **A**ccidents) du BARPI
- MHIDAS (**M**ajor **H**azard **I**ncidents **D**ata **S**ervice)
- MARS (**M**ajor **A**ccident **R**eporting **S**ystem)
- CONCAWE
- Banque de données EDF CLI
- VICTOR (**V**aluable **I**ncidents **C**haracterized through **T**echnology and **O**perating **R**ecording) du GESIP
- LAST FIRE (Large Atmospheric Storage Tank Fires)
- PURPLE BOOK et RED BOOK (Guidelines for quantitative risk assessment, First edition 1999)
- PUBLICATIONS DE LEES (Loss Prevention in the Process Industries, volume 3, second edition)

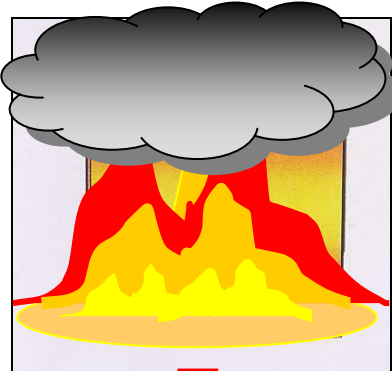
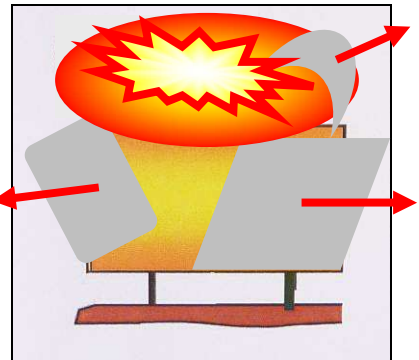
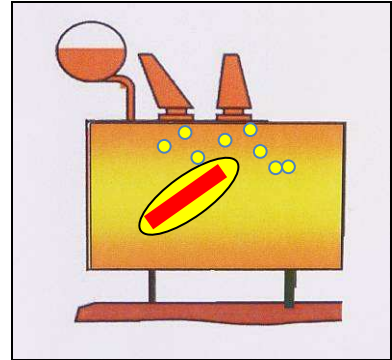


# 1. EXPLOSIONS DE TRANSFORMATEURS

## 1.1 PHYSIQUE DU PHENOMENE ACCIDENTEL

Quatorze événements se succèdent en quelques millisecondes:

- rupture d'isolation du diélectrique (huile)
- naissance d'un arc électrique ( $T = 2500^{\circ}\text{C}$ )
- vaporisation de l'huile au contact de l'arc
- formation de bulles d'huile
- augmentation de la pression dynamique locale
- le premier pic de pression dynamique se propage
- le pic de pression dynamique se réfléchit sur les parois du transformateur
- la pression statique augmente
- par craquage de l'huile à haute température, des gaz inflammables et explosifs sont créés : acétylène, éthylène, hydrogène, méthane
- les parois du transformateur se déchirent
- effet missile des fragments des parois
- propagation de l'onde de surpression d'éclatement
- explosion des gaz au contact de l'oxygène
- boule de feu
- l'huile se répand au sol et s'enflamme



### Quelques explications

La vaporisation de l'huile se produit pendant les premières Millisecondes, et se stabilise lorsque l'arc électrique est entouré par du gaz.

Un second phénomène clé est la très rapide montée en pression A l'intérieur des bulles de gaz. En effet la masse spécifique du gaz est environ 1000 fois inférieure à celle du liquide.

Les bulles de gaz veulent accroître leur volume, mais l'inertie de l'huile liquide empêche toute expansion des bulles.

Le gradient d'accroissement de pression peut atteindre une valeur de 5000 bars/sec

### Phénomènes de surpression

La surpression engendrée par l'arc n'est pas uniforme à l'intérieur du transformateur :

- Le pic de pression dynamique se propage à la vitesse du son
- dans l'huile, soit 1200 m/s
- Des pics secondaires sont dus aux réflexions du premier pic sur les parois de la carcasse du transformateur.
- La rupture de la carcasse du transformateur est la cause de la seule pression statique.
- La pression statique s'accroît de façon uniforme et progressive à l'intérieur du transformateur
- Ce phénomène est lent avec l'huile liquide agissant comme un fluide incompressible.
- La carcasse ou enveloppe du transformateur peut résister à une pression statique maximale comprise entre 1,7 et 2,2 bars absolus.



## **CONSTATATIONS ISSUES D'ESSAIS VRAIE GRANDEUR**

- Le fluide d'isolation perd ses propriétés diélectriques. Un arc électrique se crée ensuite et vaporise instantanément une masse de liquide lorsqu'il rentre en contact avec le fluide.
- Un volume d'huile à l'état liquide est beaucoup plus petit qu'à l'état gazeux. En conséquence, quand l'arc vaporise un certain volume d'huile liquide, le volume de gaz créé par la vaporisation est beaucoup plus important que le volume correspondant à l'état liquide. Pendant les essais réalisés par le laboratoire CEPEL, les résultats expérimentaux ont démontré que le premier Méga Joule transféré crée 2,3 m3 de gaz.
- Cette génération massive de gaz intervient à l'apparition de l'arc pendant les premières millisecondes. Les bulles de gaz sont alors pressurisées et ont tendance à accroître leur diamètre afin d'équilibrer la pression avec l'environnement alentour
- A cause de l'inertie de déplacement d'huile, les bulles ne peuvent pas augmenter leur diamètre assez rapidement pour maintenir cet équilibre. Les amplitudes des pics de pression ont atteint 14 bar absolus pendant les essais CEPEL.
- La différence de pression entre les bulles et l'huile provoque la génération d'ondes de pression qui se propagent à travers le transformateur à partir du point initial d'amorçage de l'arc.
- Le pic de pression dynamique créée par le premier Méga Joule se déplace dans l'huile à la vitesse du son, 1 200 m/seconde et interagit avec la structure de la cuve.
- L'interaction entre le pic de pression dynamique et la structure de la cuve est un processus progressif. Les composants de la cuve tels que les soudures ou les boulons sont sujets au pic de pression dynamique pendant un temps très court. L'intégration de tous les pics de réflexion va construire à la pression statique. L'élasticité de la cuve va alors retarder le processus d'explosion. L'inertie de la rupture de la cuve a été testée pendant les essais CEPEL pendant plus de 57 millisecondes. Mais si la cuve n'avait pas été protégée par le TP, elle n'aurait pas pu résister longtemps à la montée de la pression statique.
- Le pic de pression dynamique déclenche ensuite l'ensemble de dépressurisation en moins de 2 millisecondes. Une ouverture suffisante est créée dans la cuve du transformateur pour permettre à l'huile et aux gaz d'être évacués avant que la pression statique interne n'augmente et atteigne des valeurs destructrices pour le transformateur.



Explosion d'un transformateur



Feu de transformateurs

## 1.2 CAS DETAILLE :

**Explosion du transformateur 400 kV de la tranche 4 de la Centrale EDF de Blénod-lès-Pont-à-Mousson, le 25 mai 2009.**



***Le 25 Mai 2009, vers 20h20, le CTA reçoit plusieurs appels pour une explosion suivie de feu à la centrale thermique EDF de Blénod-lès-Pont-à-Mousson.***

### **RESUME DES FAITS**

Un transformateur d'une centrale thermique explose près de Nancy.

La rupture d'un câble THT serait à l'origine de l'explosion et de l'incendie du transfo (400 000 V) de la tranche 4 de la centrale. Il n'y a aucun blessé

Vers 20 h, une équipe de quart de la centrale thermique EDF de Blénod-lès-Pont-à-Mousson donne l'alerte après une explosion, suivie d'un violent incendie. C'est le transformateur de 400 000 volts de la tranche n° 4 de du site qui s'embrase. Très rapidement, près de 85 sapeurs-pompiers convergent sur place. Au bout d'une heure et demie d'efforts, les hommes du feu parviennent à maîtriser le sinistre. Pour éteindre les flammes provenant d'huile en combustion, ils doivent utiliser de la mousse.

Pour les clients d'EDF, les conséquences de l'incendie sont nulles car l'alimentation des logements se réalise grâce à l'électricité produite par toutes les centrales de France, rappelait hier soir Jack Venuat, directeur de l'établissement bellédonien. Il faudra plusieurs jours d'enquête aux techniciens d'EDF pour déterminer l'origine du dysfonctionnement.



Le transformateur concerné, le plus gros de la centrale, se trouve à l'intérieur de l'usine d'électricité, dont l'accès est surveillé. Sur les trois tranches de la centrale non touchées par l'incendie, seule fonctionne la numéro 2. La numéro 3 est en travaux jusqu'en juillet. «Il s'agit d'un accident rarissime, c'est la première fois que cela survient depuis la construction de cette centrale, qui remonte à 1965», assurait son Directeur.



**Le transformateur avant l'explosion.**

**Le transformateur après l'explosion et l'incendie.**

## **INTERVENTION**

Un épais panache de fumée, visible à des kilomètres ne fait aucun doute, le feu semble important. Les officiers de garde successifs, en transit vers le sinistre, confirment l'événement et demandent par anticipation les moyens adaptés à la situation.

À l'arrivée des premiers secours, ceux-ci sont confrontés à un feu généralisé du transformateur à huile de 400 000 volts de la tranche n°4, situé à l'extérieur du bâtiment principal. Les flammes atteignent plusieurs mètres de haut et menacent le bâtiment mitoyen.

Cinq lances à débit variable dont une sur échelle aérienne sont rapidement mises en oeuvre afin de limiter la propagation du sinistre. Le risque électrique et d'explosion étant fort présent, la stratégie d'intervention vise à exposer le minimum de personnels et à respecter les distances de sécurité en favorisant les moyens fixes d'extinction.

L'alimentation en eau des deux secteurs incendie est réalisée conjointement à partir du réseau industriel et par l'établissement de deux lignes de 110 en aspiration dans la Moselle située à proximité.

## **RISQUES DE POLLUTION**

Le panache de fumée noire se déplace sous l'effet du vent vers le nord-est, mais aussi la proximité de la Moselle, imposent une prise en compte, dès le début de l'intervention de la protection des populations et de l'environnement.

Le risque de pollution aquatique est rapidement écarté car le site est sur rétention. La CMIC arrivée en renfort, effectue une campagne de mesures afin de contrôler la toxicité des fumées.

La mise en place d'une lance-canon mousse sur le secteur incendie en complément des moyens initiaux permettra d'être maître du feu.

Les sapeurs-pompiers et les équipiers de première intervention d'EDF se succéderont sur le chantier durant plusieurs jours afin de refroidir et surveiller le transformateur.

## **1.3 AUTRES CAS**

### **CAS DE 2 EXPLOSIONS DE TRANSFO EDF SANS CONSEQUENCE MAJEURE**

Une explosion suivie de quelques flammes et de fumée noire ont été perçues, lundi 27 juin 2011 vers 21 h 50, à hauteur du transformateur de Réseau de transport d'électricité (RTE) de Pont-sur-Sambre. Un incident technique dans un « transformateur de mesure » qui a privé d'électricité quelque 20 000 foyers de l'agglomération de Maubeuge.



Une explosion suivie de quelques flammes et de fumée noire ont été perçues, lundi vers 21 h 50, à hauteur du transformateur de Réseau de transport d'électricité (RTE) de Pont-sur-Sambre. Un incident technique dans un « transformateur de mesure » qui a privé d'électricité quelque 20 000 foyers de l'agglomération de Maubeuge.



De nombreuses personnes, parfois habitant à plusieurs kilomètres de distance, ont entendu l'explosion et vu des flammes lundi soir peu avant 22 heures. Suite à de nombreux appels téléphoniques, une trentaine de sapeurs-pompiers des centres de secours d'Aulnoye-Aymeries, Maubeuge, Hautmont... ont été mobilisés.

« Nous n'avons pas pu entrer sur le terrain, mais nous sommes restés stationnés à proximité du site avec une dizaine de véhicules pendant plusieurs heures » résume le capitaine Richez qui a dirigé les opérations. Mais si le court-circuit sur un « transformateur de mesure » a occasionné une explosion, des flammes et de la fumée, il n'y a pas eu de véritable incendie et une intervention des sapeurs-pompiers n'était donc pas nécessaire.

« Probablement due aux fortes chaleurs, la défaillance de cet appareil servant à mesurer la tension du courant a été détectée par le système de surveillance de RTE » explique Christian Aucourt, directeur système électrique Nord-Est. Comme chez les particuliers, pour faire simple, le réseau a donc disjoncté, impactant le poste de Maubeuge.

En tout, quelque 20 000 foyers ont été privés d'électricité vers 22 heures, notamment sur les villes de Maubeuge, Feignies, Hautmont, Louvroil, Neuf-Mesnil et Ferrière-la-Grande. Vers 23 h 30, il restait encore 4 000 foyers à réalimenter. « Mais, là encore pour des raisons de sécurité, explique Christian Aucourt. Les équipes de RTE ayant été mobilisées, la remise en service a dû se faire progressivement ».

#### **Incident du même type lundi, à Calais**

**L'origine de ce dysfonctionnement ? « Une forte différence des températures sur une courte durée et un appareil qui résiste mal dans les cas extrêmes et ce, malgré les protections mises en place ».**

Un incident du même type est survenu dans la soirée de lundi à Calais. « **Nous avons une maintenance régulière de nos équipements, lesquels sont qualifiés pour des durées de vie**

**pouvant aller jusqu'à quarante ans**, note encore Christian Aucourt, mais cet appareil, statique, avait sans doute une défaillance révélée par les fortes chaleurs il s'agit d'un incident rare, exceptionnel ». Le représentant de Réseau de transport d'électricité a fait savoir que les réparations en cours se feront « sans incidence sur la distribution ». •

## **EXPLOSION DE TRANSFORMATEUR EDF AVEC MORT D'HOMME**

### **Gennevilliers : un agent EDF meurt dans l'explosion d'un transformateur**

28.04.2009

Un technicien d'EDF a été tué dans l'explosion d'un poste électrique sur lequel il intervenait au port de Gennevilliers. Le technicien faisait des travaux de maintenance sur le transformateur lorsque s'est produite l'explosion. On ignore les raisons de cet accident. «A l'heure actuelle, le feu est maîtrisé, mais un périmètre de sécurité de 100 mètres tout autour de l'accident a été mis en place, indique la préfecture des Hauts-de-Seine. Nous sommes quasiment assurés qu'il n'y a pas de risque d'émanation toxique». L'explosion a eu lieu au niveau du 212 de l'avenue d'Argenteuil. «Un incendie s'est déclenché vers 16h30 avenue d'Argenteuil **sur le site d'implantation d'une turbine à combustion actuellement à l'arrêt pour travaux et exploitée par EDF**», a indiqué la compagnie d'électricité dans une déclaration. Le parquet de Nanterre a ouvert une enquête confiée à la Brigade de répression de la délinquance contre la personne (BRDP), a indiqué une source judiciaire. «Le bilan fait état à ce stade d'une personne décédée dont on ignore encore l'identité», a indiqué pour sa part EDF. Le Centre régional d'information et de coordination routières d'Ile-de-France (CRICR) avait annoncé la neutralisation de divers axes de communication «par mesure de sécurité», notamment du pont d'Argenteuil dans les deux sens de circulation (D909) et des bretelles de sortie Colombes (sortie N°2) et Argenteuil-centre/Colombes-centre/Colombes- parc d'activités Klébert et Bois-Colombes (sortie N°4). La circulation a été rétablie vers 19h45 a annoncé le CRICR, précisant que l'incendie était désormais circonscrit.

## **EXPLOSIONS DE TRANSFORMATEURS AU QUEBEC**

Hydro-Québec met en place un programme accéléré de remplacement de transformateurs dans ses postes à haut voltage de 735 kilovolts. Une question de sécurité pour ses employés, parce que deux transformateurs ont explosé dans la dernière année.

Il y a un mois, des employés d'Hydro-Québec ont eu toute une surprise: un des transformateurs de courant du poste à haute tension de Chibougamau a éclaté.

«Il est exact qu'on a eu une défaillance majeure» explique Thierry Vandal, président-directeur général d'Hydro-Québec.

**Les dégâts ont été considérables: vitres de camionnettes éclatées, mur défoncé sous la force de l'impact de morceaux provenant du transformateur.**

«La porcelaine qui entoure l'équipement a éclaté. Ce n'était pas la première fois que ça arrivait» rajoute le PDG.

Un autre transformateur de courant a éclaté au poste de Chissibi, près du barrage LG3 en 2011.

Une situation préoccupante pour le porte-parole du Parti québécois en matière d'énergie, Bernard Drainville. «**Les employés doivent circuler en véhicule blindé pour se protéger d'éventuelle explosion?**»

«On a voulu s'assurer d'isoler les zones ou de créer des périmètres de retrait» affirme le PDG.

**Les employés ont donc confectionné des véhicules blindés de fortune. Des plaques de métal ont été installées sur les camionnettes pour éliminer les risques en cas d'explosion.**

**Pour réduire les risques, Hydro-Québec a entrepris un programme accéléré de remplacement de ces transformateurs de courant, qui ont atteint leur durée de vie utile plus rapidement que prévu.**

**Le coût de l'opération se chiffre à 55 millions pour remplacer 246 transformateurs.**

«Je peux vous dire qu'il y en a une cinquantaine qui aura été remplacée d'ici la fin du mois de mai.» assure Thierry Vandal.

Le PQ déplore le manque de transparence de la société d'État, soulignant qu'on devrait informer la population lorsque des incidents aussi graves surviennent.

Hydro-Québec prévoit avoir terminé d'ici 1 an le remplacement des transformateurs dangereux installés il y a une trentaine d'années.

## Centrale Chute-des-Passes de RTA: Un transformateur s'enflamme

L'un des transformateurs de la centrale Chute-des-Passes de RTA a pris feu.



**AU QUEBEC (Chute-des-Passes) le 10 décembre 2010**

**L'un des 15 transformateurs de la centrale Chute-des-Passes de Rio Tinto Alcan a explosé dans la nuit de jeudi à vendredi, provoquant un incendie qui n'a pu être maîtrisé par les systèmes d'extinction autonomes.**

Aussi, en matinée, la compagnie a-t-elle été contrainte de faire appel au Service de prévention des incendies d'Alma, qui a dépêché une équipe de cinq sapeurs afin de reprendre le contrôle du brasier. En fin d'après-midi, le feu était complètement éteint.

Porte-parole de la compagnie, Claudine Gagnon rapporte que l'explosion a eu lieu aux environs de 1h, vendredi. La perte de ce transformateur, qui rend inutilisable l'un des 5 groupes turbine-alternateur de la centrale, n'aura toutefois aucune incidence sur la production d'aluminium au Saguenay-Lac-Saint-Jean puisque la centrale Chute-des-Passes ne fonctionne pas à plein régime en période hivernale. Celle-ci possède une puissance installée de plus de 800 MW, ce qui en fait la deuxième plus importante du parc hydroélectrique de RTA.

En début de soirée, une quarantaine de personnes oeuvraient toujours sur les lieux de l'incident. Il faudra d'ailleurs quelques jours pour siphonner toute l'huile qui est demeurée dans l'équipement, de même que celle qui s'est écoulée dans le sol. Des travaux d'excavation devraient être amorcés ce matin, toujours selon Claudine Gagnon.

Un survol de la rivière Péribonka laisse croire qu'aucune substance toxique ne s'est frayé un chemin jusqu'au cours d'eau. Des tests plus approfondis devraient néanmoins être effectués dans les prochaines heures.

À l'heure actuelle, il est trop tôt pour évaluer le temps que nécessitera le remplacement du transformateur.

**e transformateur EDF explose : 7 800 foyers privés de courant**

**FISMES (Marne) le mercredi 25 mai 2011 un gros transformateur du centre de distribution électrique de Fismes a explosé et pris feu.**

**Toute la ville et les villages voisins -7 800 foyers - ont été privés de courant pendant une heure.** 21 h 18, à Fismes. Le crépuscule enveloppait doucement la ville lorsqu'une violente détonation suivie d'une coupure d'électricité a secoué les 5600 habitants.

L'un des gros transformateurs alimentés directement par une ligne haute tension de 63 000 volts venait d'exploser pour une raison encore indéterminée. De nombreux Fismois ont entendu deux détonations mais il s'agissait probablement de l'écho.





**D'origine indéterminée, l'incendie a pris dans ce transformateur relié à une ligne haute tension de 63 000 volts.**

### **Plan d'urgence**

Le transformateur a complètement brûlé. La fumée provenait de l'huile en feu. L'explosion s'est produite dans le centre de distribution alimentant la commune de Fismes et ses environs, si bien que tout le secteur concerné a été privé de courant.

Le maire Jean-Pierre Pinon a vite fait le calcul. « Cela représente 2300 foyers à Fismes. Si l'on l'ajoute les nombreux villages alentours, nous arrivons à un minimum de 5000 foyers impactés. »

Il s'agissait alors d'une estimation provisoire. Le bilan définitif communiqué ce matin par ErDF fait état de 7 800 foyers privés de courant.

En s'appuyant sur les « boucles » du réseau, les services d'ErDF et de RTE (Réseau de transport d'électricité) ont pu réalimenter le courant assez rapidement, d'abord à Fismes, quartier par quartier, puis dans les communes voisines. Les derniers foyers auraient été reconnectés au réseau vers 22 h 30.

Le sinistre a mobilisé une trentaine de pompiers venus avec douze véhicules, notamment une grande échelle et deux ambulances, mais aucune victime n'a été déplorée. Le maire de Fismes et ses services étaient également sur le pied de guerre. « Nous nous tenions prêts, avec la préfecture, à mettre en œuvre un plan d'urgence pour parer les éventuels problèmes causés par la panne de courant. Heureusement, elle n'a pas eu d'incidence à l'hôpital et à la maison de retraite. Le groupe électrogène acheté il y a deux ans a pris le relais immédiatement. »

### **Un précédent en 1976**

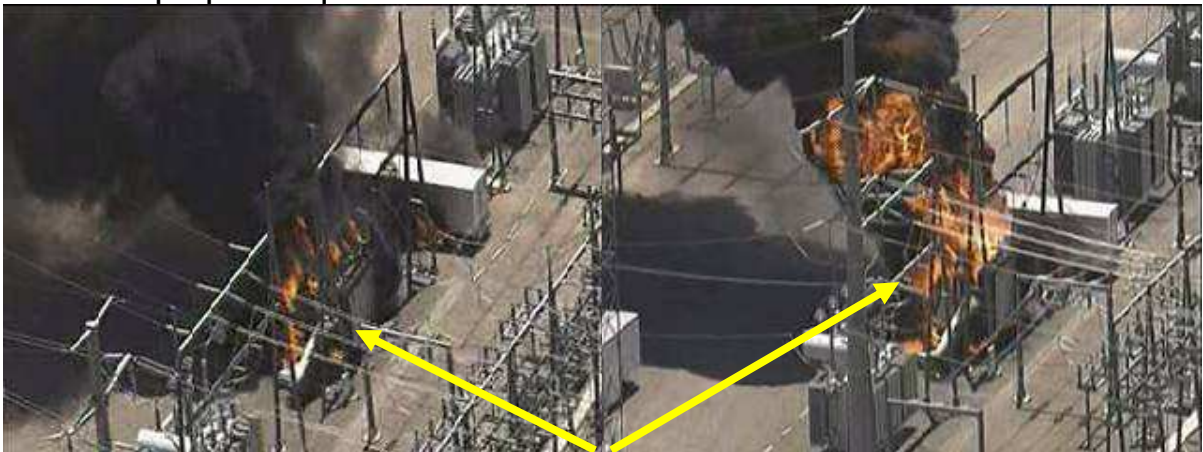
Un autre sujet d'inquiétude concernait l'usine Gantois dont les bacs de zincs en fusion risquaient de se refroidir et de se solidifier en cas de rupture prolongée de l'alimentation électrique. Le problème ne s'est pas posé suite au retour du courant dans l'heure.

D'après le personnel d'ErDF, la fumée dégagée par le transformateur n'était pas toxique. Le panache était visible des kilomètres à la ronde. Plus de 200 curieux ont convergé sur les lieux, obligeant les gendarmes à établir un périmètre de sécurité (la route de Reims a été fermée à la circulation). L'incident d'hier soir a éveillé des souvenirs chez les anciens Fismois, car un sinistre similaire s'était déjà produit au centre de distribution électrique de Fismes il y a une trentaine d'années, « tôt le matin, à 6 heures, et le courant n'avait été rétabli qu'à 13 heures », indique le directeur des services de la ville, Denis Quéva. C'était en 1976, lors d'un autre printemps de sécheresse.

## FEUX DE TRANSFORMATEURS



Toronto : les pompiers attaquent le sinistre avec des canons à mousse.



Feu de transformateurs en Arizona



Feu de transformateur en Californie

## **Quelques explosions de transformateurs aux USA**

Quelques explosions récentes de transformateurs

5/12/2011 Carteret, New Jersey (explosion d'un transformateur de la Graybar Electric Company)

5/16/2011 Hoboken, New Jersey (explosion d'un transformateur]

5/16/2011 Skyland, Caroline du Nord

5/17/2011 Woburn, Massachusetts (Un trou d'homme a été expulse au loin par l'explosion)

5/17/2011 Torrington, Wyoming (explosion, boule de feu, feu de nappe en extension, fumées noires, perte de puissance)

5/17/2011 Camas Valley, Oregon ]

5/17/2011 Chambersburg, Pennsylvanie



Deux cas d'explosion de transformateurs au Texas et en Californie, ayant entraîné l'incendie généralisé des deux centrales.



## 1.4 RETOUR D'EXPERIENCE

Notre retour d'expérience porte sur une étude détaillée concernant une période de cinq années, et relative à 94 accidents et incidents impliquant des transformateurs.

Année	Nombre accidents	Pertes totales	Montants des dégâts	Pertes d'exploitation
1997	19	\$ 40 779 507	\$ 25 036 673	\$ 15 742 834
1998	25	\$ 24 932 235	\$ 24 897 114	\$ 35 121
1999	15	\$ 37 391 591	\$ 36 994 202	\$ 397 389
2000	20	\$ 150 181 779	\$ 56 858 084	\$ 93 323 695
2001	15	\$ 33 343 700	\$ 19 453 016	\$ 13 890 684
Total	94	\$ 286 628 811	\$ 163 239 089	\$ 123 389 722

Année	Nombre accidents	Pertes enregistrées	MVA totaux signalés	Montants des dégâts ( avec données dimensionnelles)	Coût par MVA
1997	19	9	2567	\$ 25 036 673	\$ 7969
1998	25	25	5685	\$ 24 897 114	\$ 4379
1999	15	13	2433	\$ 36 994 202	\$ 14967
2000	20	19	4386	\$ 56 858 084	\$ 12849
2001	15	12	2128	\$ 19 453 016	\$ 7748
Total	94	78	17199	\$ 163 239 089	

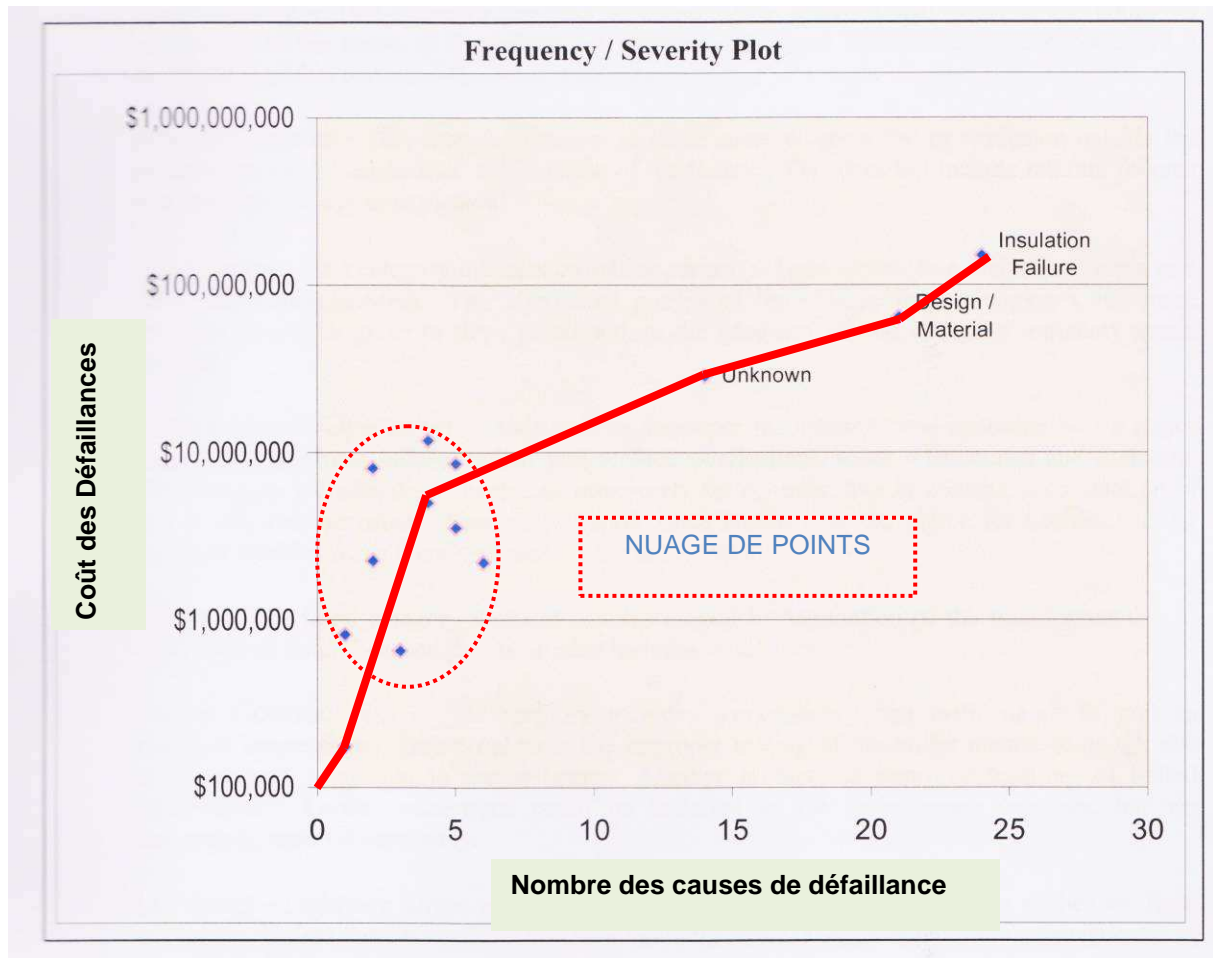
Sur une période de cinq années, le coût moyen par MVA est de 8990 \$, ou environ 9 \$ par kVA.

Durant cette période le plus grand nombre de dégâts déclarés (38) implique le secteur des sous stations de distribution, mais l'application ayant entraîné les coûts les plus importants, est celle des transformateurs des centrales électriques avec un total de plus de 200 millions de US \$.

Année	Centrales		Usines		Sous stations		Inconnus		Totaux annuels	
1997	\$ 29 201 329	3	\$ 2 239 393	4	\$ 5 243 075	11	\$ 4 095 710	1	\$ 40 779 507	19
1998	\$ 15 800 148	8	\$ 3 995 229	6	\$ 5 136 858	11			\$ 24 932 235	25
1999	\$ 3 031 433	4	\$ 24 922 958	4	\$ 6 116 535	6	\$ 3 320 665	1	\$ 37 391 591	15
2000	\$ 123 417 788	10	\$ 24 724 182	4	\$ 2 039 810	6			\$ 150 181 779	20
2001	\$ 32 082 501	11			\$ 1 261 199	4			\$ 33 343 700	15
Total	\$ 203 533 199	36	\$ 55 881 762	18	\$ 19 797 476	38	\$ 7 416 375	2	\$ 286 628 811	94

### CAUSES DE DEFAILLANCES

Causes de défaillances	Nb	Total des coûts engendrés
Rupture isolant	24	\$ 149 967 277
Conception / montage	22	\$ 64 696 051
Inconnues	15	\$ 29 776 245
Contamination huile	4	\$ 11 836 367
Surcharge	5	\$ 8 568 768
Feux, explosions extérieurs	3	\$ 8 045 771
Paramètres ligne hors norme	4	\$ 4 959 691
Mauvais entretien ou exploitation	5	\$ 3 518 783
Inondation	2	\$ 2 240 198
Branchement lâche	6	\$ 2 186 725
Foudroiement	3	\$ 657 935
Humidité	1	\$ 175 000
	94	\$ 286 628 811



## CAUSES DES INCIDENTS

### Rupture de l'isolant

Quatre facteurs sont responsables de la détérioration des isolants : la pyrolyse (chaleur), l'oxydation, l'acidité, et l'humidité. Dans l'échantillonnage d'incidents étudiés, l'âge moyen des transformateurs qui ont été détruits pour cause de rupture d'isolant, était de 18 ans. :

### Erreurs de conception et de fabrication

Cette catégorie d'incidents inclut :

- conducteurs mal supportés
- conducteurs montés de façon trop lâche
- serrage trop faible
- brasage inadéquat
- isolation des noyaux inadéquat
- résistance au court circuit trop faible
- objets étrangers laissés dans le casing du transformateur

### Contamination de l'huile

Par exemple boues, et traces de carbone

### Surcharge

Cette cause n'inclut que la résistance à une surcharge ayant excédé la capacité indiquée sur la plaque du transformateur

### Feu ou explosion externe au transformateur

Cette cause n'inclut pas les défaillances internes ayant engendré un feu ou une explosion.

## Entretien/Exploitation

Cette catégorie comprend les causes suivantes :

- barettes de contrôle déconnectées
- barettes de contrôle mal connectées
- manque de réfrigérant (huile)
- accumulation de saleté et de graisse
- corrosion

**Un entretien mal géré doit être blâmé lorsqu'il ne peut mettre en évidence et anticiper des incidents potentiels lorsqu'il est encore temps de les corriger.**

## Inondation

### Connexions faibles

Cette catégorie implique les équipes réalisant en entretien les branchements électriques, et regroupe les anomalies suivantes :

- assemblage inadéquat de métaux dissemblables
- Couple insuffisant des connexions boulonnées

## Foudroiement

### Humidité

Cette catégorie regroupe les causes ci-après :

- tuyauteries fuyardes
- toit de l'enveloppe du transformateur fuyard
- introduction d'eau dans le transformateur au travers des garnitures et des piquages
- humidité et eau incluses dans l'huile de refroidissement

## PHENOMENE DE VIEILLISSEMENT DES TRANSFORMATEURS

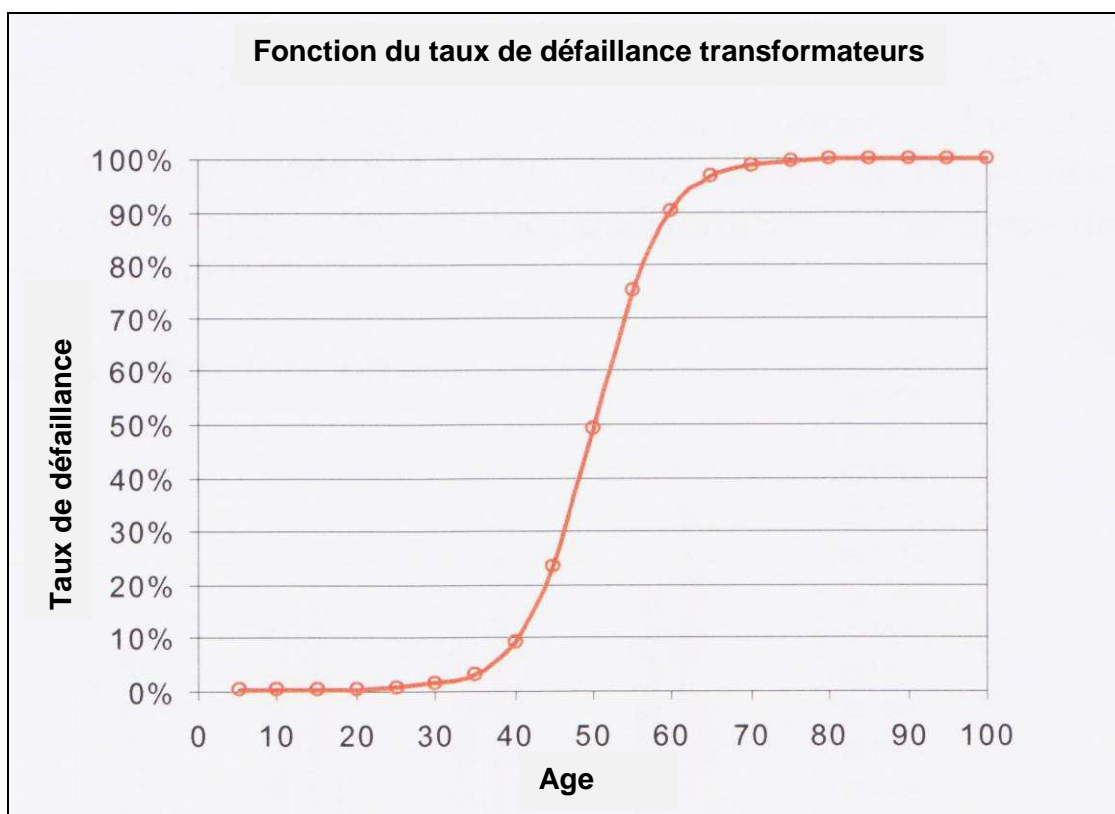
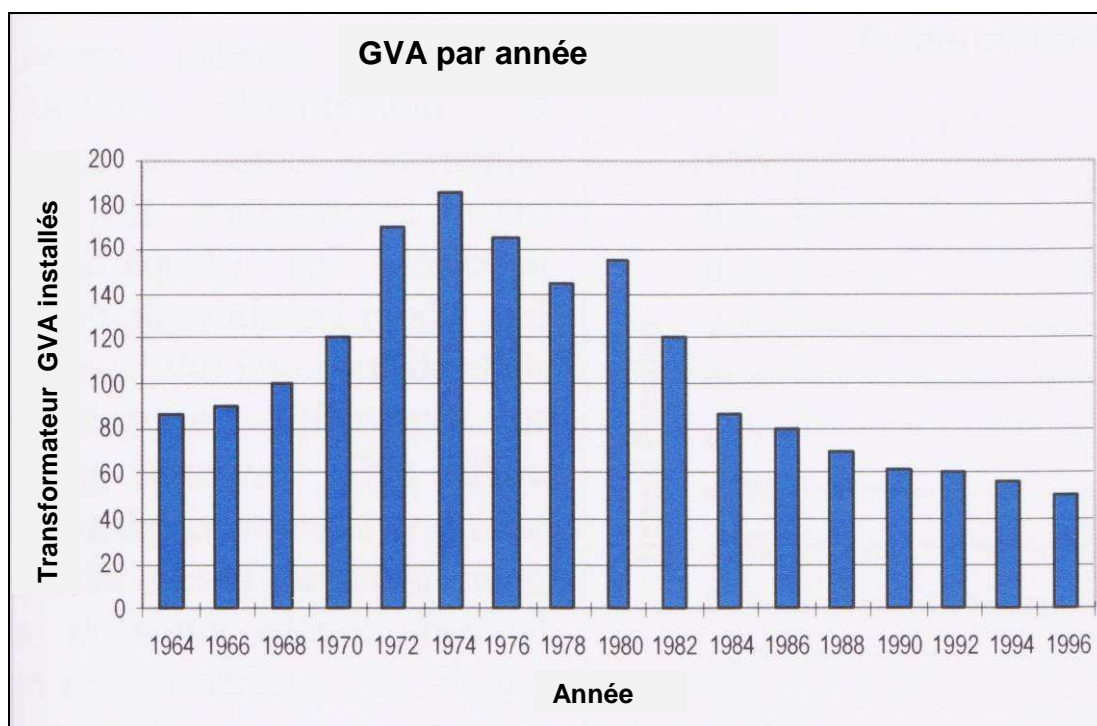
Le vieillissement d'une isolation diminue à la fois la résistance mécanique et la résistance du diélectrique du transformateur.

Lorsque le transformateur vieillit, il est sujet à des défaillances résultant de forces radiales et de compression très importantes. Dans un transformateur vieillissant, l'isolation des conducteurs est affaiblie à un point tel qu'il n'est plus possible de résister aux contraintes mécaniques d'une défaillance.

Age de défaillance	Nb de défaillances	Coût des défaillances
0 à 5 ans	9	\$ 11 246 360
6 à 10 ans	6	\$ 22 465 881
11 à 15 ans	9	\$ 3 179 291
16 à 20 ans	9	\$ 10 518 283
21 à 25 ans	10	\$ 16 441 930
Plus de 25 ans	16	\$ 15 042 761
Age inconnu	35	\$ 207 734 306

**L'âge moyen de défaillance des transformateurs est de 18 ans.**





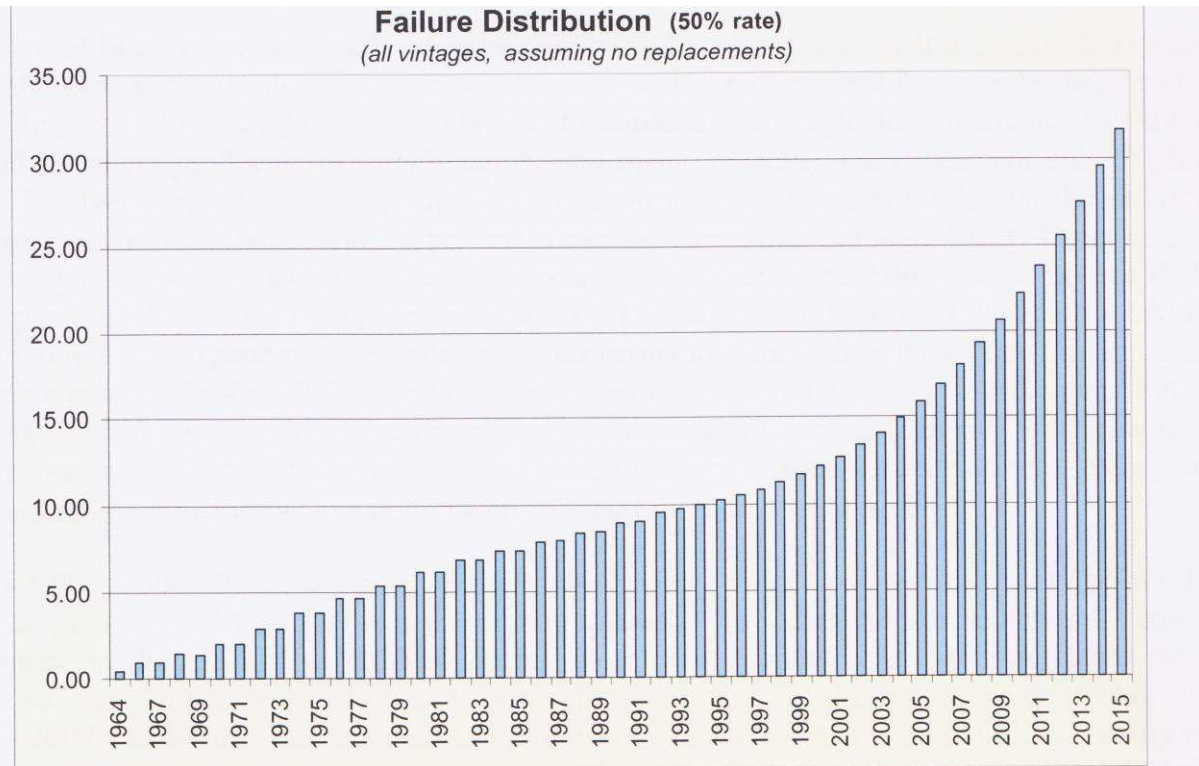


Figure 6 Failure Distribution - all vintages

## RECOMMANDATIONS

- Dépressuriser les cuves en quelques millisecondes
- Eviter le contact entre l'air et les gaz explosifs
- Séparer les gaz de l'huile
- Canaliser les gaz inflammables hors de l'environnement du transformateur vers une zone éloignée
- Evacuer les gaz explosifs de la cuve du transformateur en injectant un gaz inerte (azote) dans la cuve et les équipements associés
- Sécuriser le transformateur pour permettre aux personnes assurant les réparations d'intervenir rapidement sans danger
- Entretien préventif et anticipatif : un entretien mal géré doit être blâmé lorsqu'il ne peut mettre en évidence et anticiper des incidents potentiels lorsqu'il est encore temps de les corriger
- Etablir une politique de remplacement des transformateurs basée sur l'âge.





## 2. RUPTURE DE ROTORS EN FONCTIONNEMENT

### 2.1 PHYSIQUE DU PHENOMENE ACCIDENTEL

Par rotors ou masses rotoriques nous entendons pour des tranches turbines à vapeur les parties tournantes (ailettes, disques, arbre, ensemble de composants tournants) des corps de turbine, des accouplements et des alternateurs. Les masses tournantes peuvent atteindre des dizaines de tonnes avec des vitesses normales de rotation de l'ordre de 3000 tr/mn (50 Hz) et de 3600 tr/mn (60 Hz)..

Deux configurations de rupture doivent être considérées :

- 1) Une rupture fragile à vitesse normale de fonctionnement
- 2) Une rupture ductile sous condition de survitesse

Les conséquences potentielles de la rupture d'un rotor comprend la perte d'ailettes due à la rupture de la tête d'un disque, la fracture d'un arbre causée par une fissure circonférentielle provoquée par des cycles thermiques, et plus significatif encore, la fracture rapide provoquée par un défaut proche d'un trou ou d'un alésage, et causant une fragmentation catastrophique du rotor.

Lorsqu'un tel accident survient, les conséquences sont invariablement sévères car les arbres fragmentés ne sont jamais arrêtés ni contenus par les casings.



**Rotor de turbine à vapeur ayant fait l'objet d'une fracture fragile au niveau de l'alésage de l'arbre.**

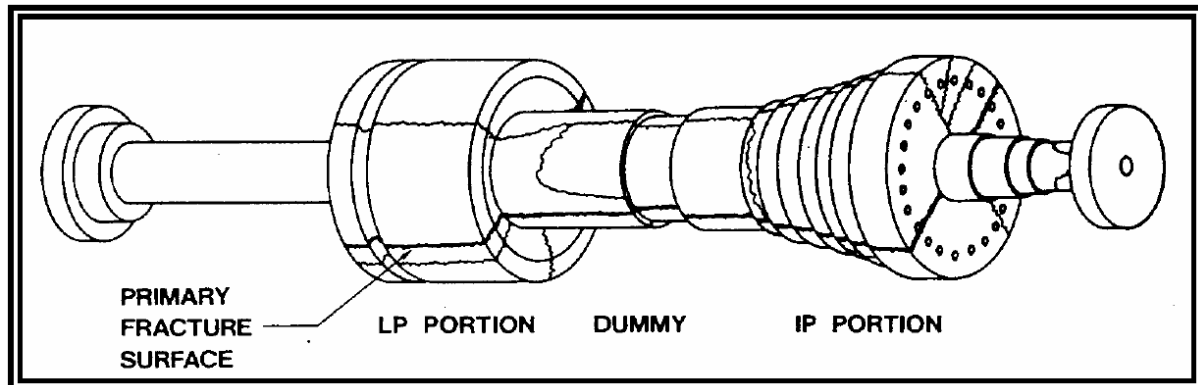
Des fragments jusqu'à 450 kg provenant du rotor MP/BP de la tranche 2 de Gallatin (USA 1974) percèrent le toit de la centrale, tandis qu'un fragment de 71 tonnes du rotor BP de la tranche 2 de la centrale d'Irshing (USA 1987) fut projeté à 1300 m de la centrale. En France chez EDF, le rotor BP d'une tranche de la Centrale de Porcheville dans les Yvelines partit en survitesse en 1977, et l'ensemble rotorique de 70 tonnes franchit la Seine dans un vol de plus de 900 mètres.

Dans les cas d'éclatement de rotor à vitesse opératoire normale (3000 t/mn en 50 Hz ; 3600 t/mn en 60 Hz), les causes sont métallurgiques.

Dans les cas d'éclatement de rotor en survitesse, les causes sont multiples :

- non fonctionnement des régulateurs de vitesse
- absence d'opérateur en salle de contrôle pour arrêter la turbine

- passage trop lent aux vitesses critiques
- dislocation palier



Faciès de rupture et d'éclatement du rotor MP / BP de Gallatin 2.



EDF Porcheville (F)




Fragment du rotor MP / BP de Gallatin 2. (USA)



Section d'arbre brisé sur Duvha 4 (Afrique du Sud)

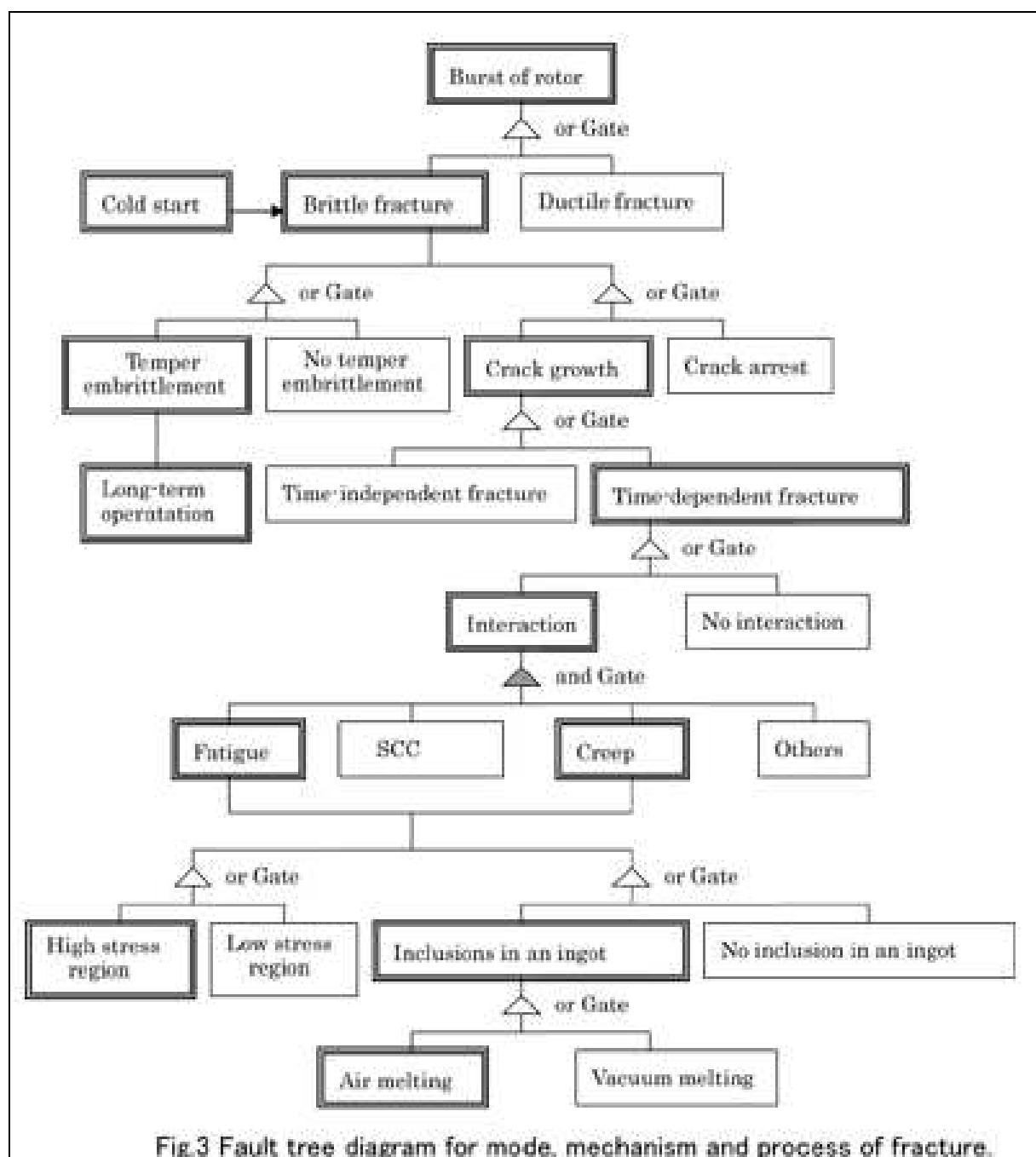
## 2.2 ACCIDENT TYPE POUR ECLATEMENT A VITESSE DE SERVICE

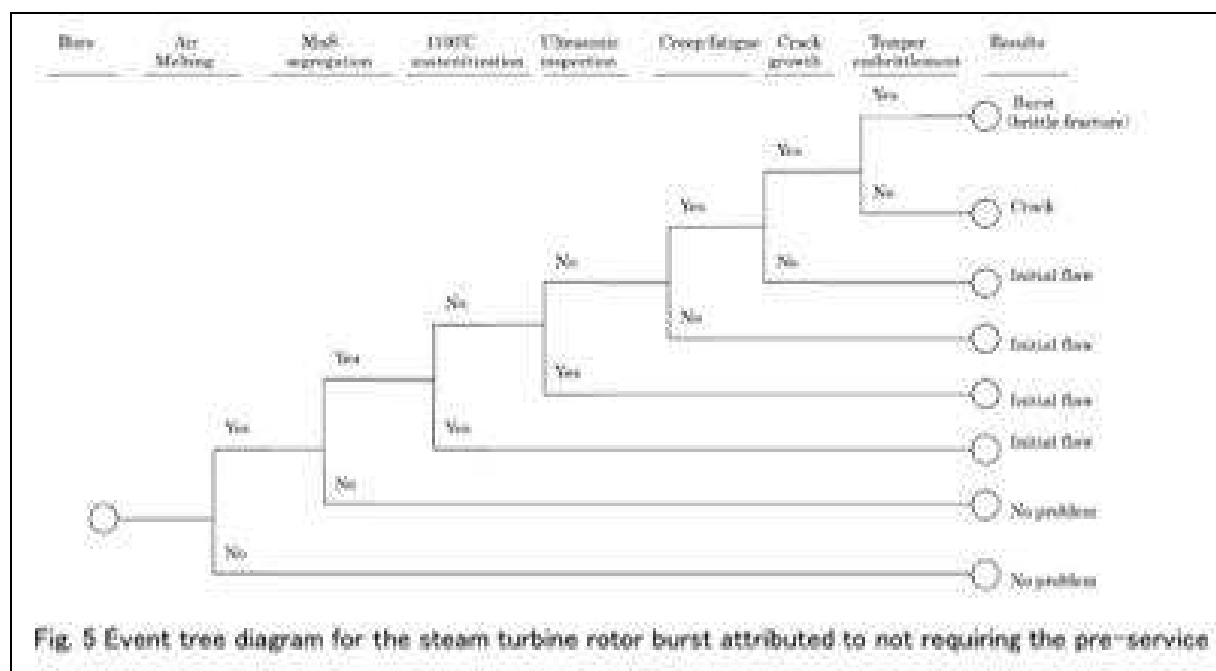
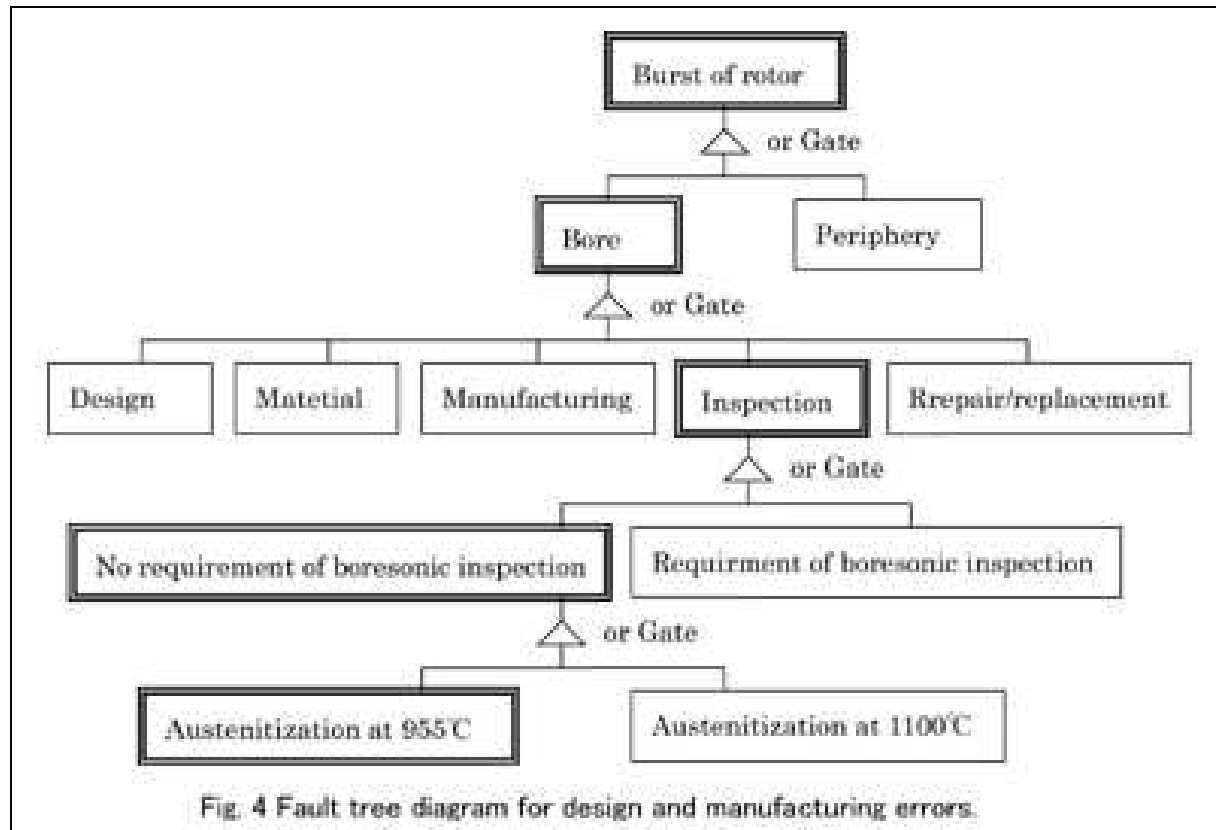
<p>Pictographe</p>	<p>Eclatement d'un rotor de turbine à vapeur à vitesse de service</p> 	
<p>Date</p>	<p><b>19 juin 1974</b></p>	
<p>Lieu</p>	<p><b>Gallatin, Tennessee, USA</b></p>	
<p>Compagnie</p>	<p>the Tennessee Valley Authority , Gallatin No.2</p>	
<p>Machines</p>	<p>Le composant rotorique objet de l'éclatement est le rotor MP-BP réalisé en un acier Cr-Mo-V (ASTM A470, Classe 8). Le rotor avait été forgé au départ d'un lingot coulé en 1954, suivi d'un traitement thermique d'austénitisation réalisé à 955°C. La tranche avait été opérée à 225 MW depuis mai 1957. Les conditions opératoires de vapeur au niveau du rotor fragmenté étaient de 13.8 MPa et 566°C, et la vitesse de rotation était de 3600 t/mn.</p>	
<p>Synthèse des causes de l'accident</p>	<p>Un rotor du corps de pression intermédiaire (PI) et de basse pression (BP) d'une turbine à vapeur de la Tranche 2 de la Centrale de Gallatin subit une rupture fragile à la vitesse d'environ 3400 t/mn durant un démarrage à froid le 19 juin 1974, après 106 000 heures de service. Le rotor se fragmenta en des dizaines de pièces, dont certaines frappèrent une unité de chaudière. Malheureusement à cette époque une inspection ultrasonique avant mise en service, de l'intérieur des trous et alésages n'était pas requise pour ce rotor, et donc le rotor avait été mis en service sans pouvoir enregistrer l'existence d'une grande inclusion de sulfures de manganèse (MnS) qui s'est accumulée près de l'alésage. Une fissure provoquée par la fatigue s'est propagée depuis l'inclusion de MnS, combinée avec une fragilisation de la trempe due à une exploitation de longue durée, ont mené à l'éclatement du rotor MP-BP..</p> <p>Suite à cet accident les Compagnies d'Electricité des Etats Unis firent une inspection ultrasonique de l'intérieur des trous et alésages de tous leurs rotors. De plus le " Electric Power Research Institute" (EPRI) développa le code SAFER (Stress And Fracture Evaluation of Rotors) pour décider si un rotor de turbine à vapeur peut être opéré ou doit être retiré, et ce code fut utilisé pour la gestion d'utilisation des rotors. Cet accident causa un grand choc aux USA, mais apporta de nombreuses leçons (évaluation des tests non destructifs), et permit une avance dans la technologie des turbines à vapeur.</p>	<p>19</p>
<p>L'incident</p>	<p>Le 19 juin 1974, pendant un démarrage à froid après une longue période d'arrêt pour réparation, le rotor MP / BP du turbo-alternateur de la tranche n°2 de la central de Gallatin, a éclaté à la vitesse d'environ 3400 tr/mn. Le rotor avait fonctionné durant 106,000 heures depuis sa mise en service en mai 1957. Ci-après sont mentionnés les résultats de l'analyse par arbre des défaillances :</p> <p>(1) Arbre des défaillances pour le mécanisme et le développement de la rupture (Fig.2)</p> <p>Le rotor forgé au départ d'un lingot coulé à l'air et à la pression atmosphérique dans les années 1950, présentait une zone d'inclusion de MnS près de son alésage. Cependant à cette époque une inspection ultrasonique avant mise en service, de l'intérieur des trous et alésages n'était pas requise pour les</p>	



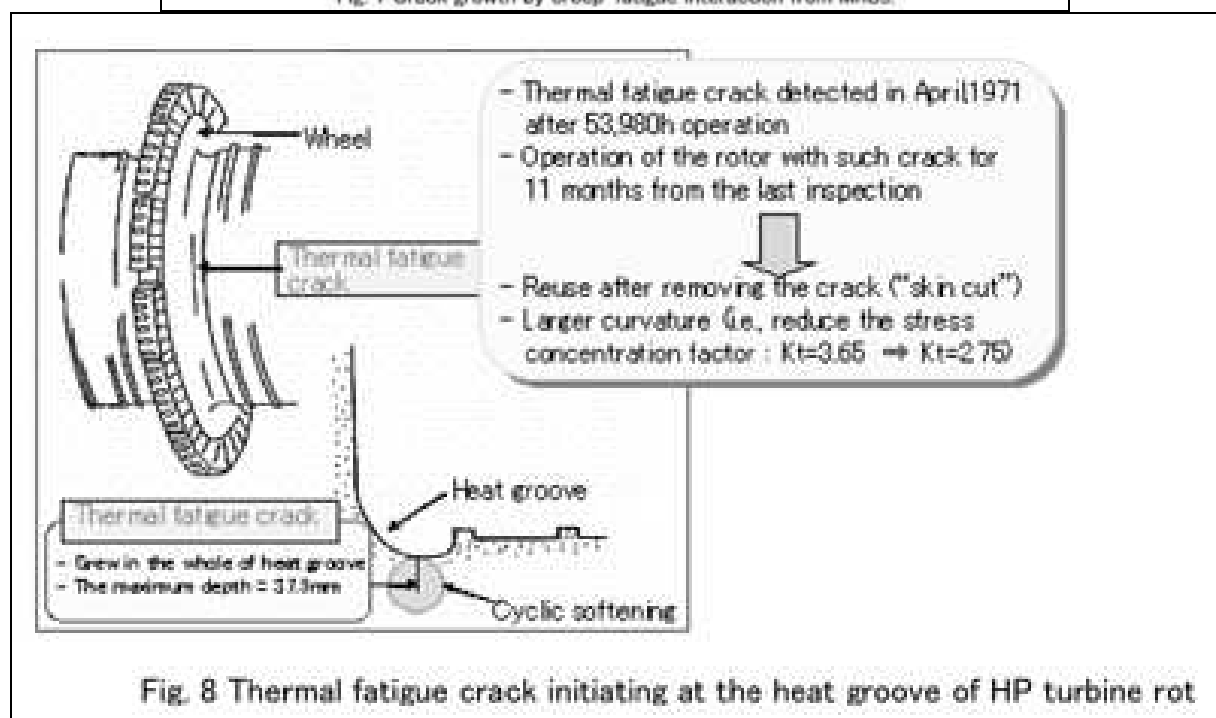
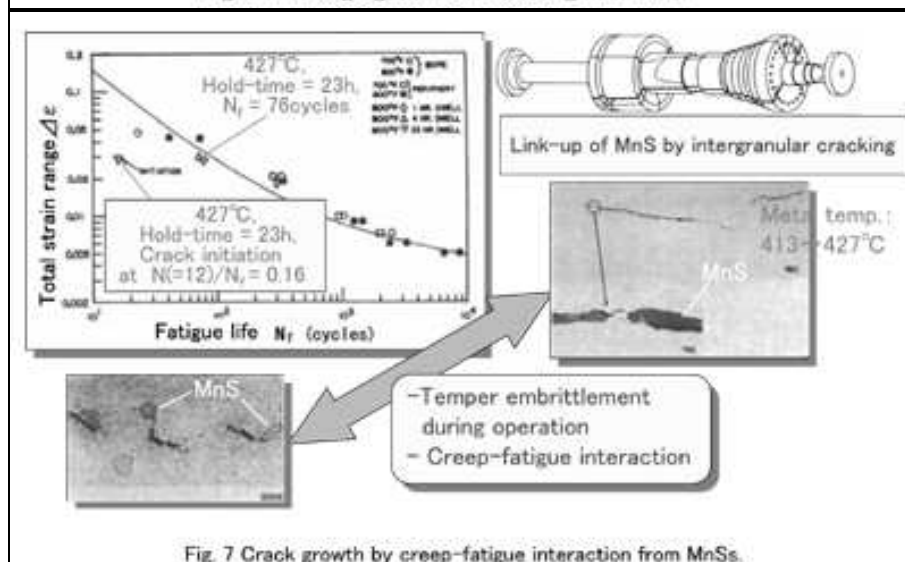
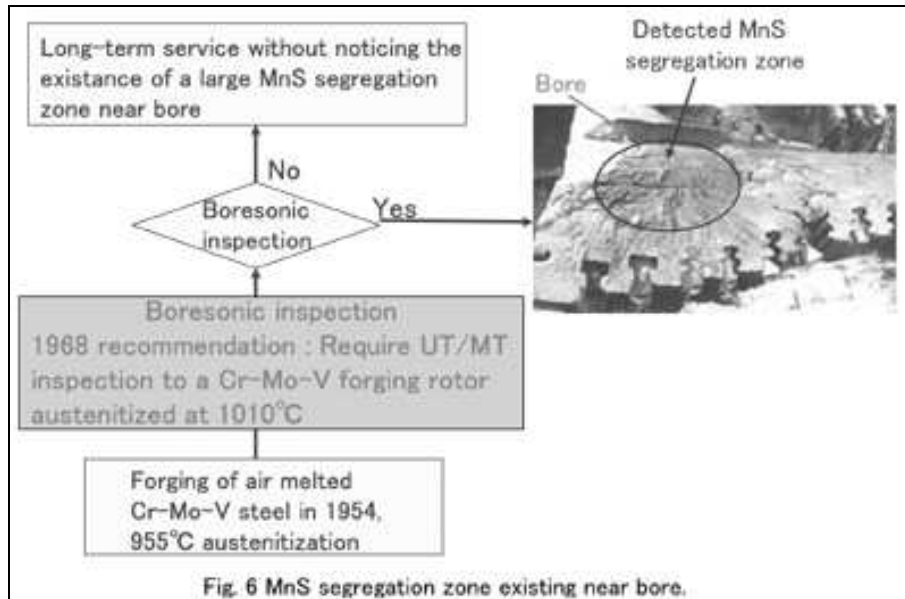
	<p>rotors ayant subi une austénitisation à 955°C. Dès lors l'exploitation du rotor continua pendant plus de 100 000 heures, sans avoir constaté l'existence de l'inclusion de MnS, laquelle entraîna le développement d'une fissure due à l'interaction d'un phénomène de fatigue. Une fragilisation de la trempe se produisit également durant la longue période de fonctionnement. Dès lors le rotor se fragmenta suivant une rupture fragile pendant une séquence de démarrage après un long arrêt pour réparations.</p> <p>(2) Le diagramme de l'arbre des causes traite les erreurs de conception et de fabrication (Fig.3)</p> <p>A cette période une inspection ultrasonique avant mise en service, de l'intérieur des trous et alésages était requise pour les rotors de turbine réalisés en acier Cr-Mo-V ayant subi une austénitisation à 1100°C. Comme la température d'austénitisation du rotor avait été réalisée à 955°C la pré-inspection ultrasonique n'avait pas été exécutée. En conséquence le rotor a été mis en service pour une longue période, sans avoir pu identifier l'existence d'une grande inclusion de MnS qui s'est fixée près du trou de rotor lors de la coulée du lingot d'acier. Cette inclusion de MnS a causé l'accident survenu au rotor..</p> <p>(3) L'arbre des événements développé pour le rotor de la turbine à vapeur attribue pour l'événement indésirable qu'est la fragmentation en service du rotor, le manque d'exigence pour une inspection ultrasonique avant mise en service, de l'intérieur des trous et alésages. (Fig.4)</p> <p>L'existence d'une zone d'inclusion de MnS près du trou du rotor forgé en acier Cr-Mo-V par un procédé de couée sous pression atmosphérique n'a donc pas été détectée parce qu'il n'existait aucune exigence pour des rotors ayant subi un traitement thermique d'austénitisation à 955°C. L'exploitation de longue durée du rotor avec un grand défaut constitué par l'inclusion de MnS près de son alésage central, a entraîné par un phénomène de fatigue le développement et la propagation d'une fissure issue du défaut..</p> <p>Finalement une rupture fragile durant un démarrage, fut cause par la fissure en combinaison avec une fragilisation de la trempe qui se produisit au cours de la longue période d'exploitation.</p>
Historique et séquence du développement des causes	<p>Le rotor accidenté avait été forgé depuis un lingot sous atmosphère d'air à pression atmosphérique dans les années 50, et avait une inclusion de MnS près d'un alésage. A cette période une inspection ultrasonique avant mise en service, de l'intérieur des trous et alésages n'était requise que pour les rotors de turbine à vapeur réalisés en acier Cr-Mo-V ayant subi une austénitisation à 1100°C. Parce que la température d'austénitisation du rotor n'était que de 955°C, une inspection ultrasonique avant mise en service, de l'intérieur des trous et alésages n'avait donc pas été réalisée. La mise en exploitation du rotor de façon continue pendant plus de 100,000 heures avant l'accident, fut donc menée sans avoir remarqué l'existence d'une zone d'inclusion de MnS. D'autre part la matière du rotor fut dégradée par une fragilisation de la trempe qui se produisit au cours de la longue période d'exploitation.</p> <p>En conséquence la fracture fragile du rotor durant un démarrage fut causée par la superposition d'une détérioration mécanique et d'une dégradation du matériau. Finalement le rotor éclata en trente grosses pièces, dont certaines frappèrent une unité de chaudière.</p>
Cause	<p>L'inspection ultrasonique avant mise en service, de l'intérieur des trous et alésages était requise pour les rotors ayant été traités par un traitement thermique d'austénitisation à 1100°C car ces derniers avaient été l'objet d'accidents. Cependant l'inspection en question n'était pas recommandée en contre mesure, pour les rotors ayant été traités par un traitement thermique d'austénitisation à 955°C. Si l'inspection ultrasonique avait été exigée pour tous les rotors, l'accident d'éclatement du rotor de Gallin aurait pu être évité, parce que le défaut métallurgique du rotor par l'inspection avant mise en exploitation.</p>

Mesures compensatoires	<p>(1) Remplacement des rotors sur base des résultants des inspections ultrasoniques de l'intérieur des trous et alésages.</p> <p>(2) Exigence des inspections ultrasoniques de l'intérieur des trous et alésages pour tous les rotors.</p> <p>De nombreuses années après l'accident , EPRI introduisit les contre mesures suivantes:</p> <p>(1) Développement du code SAFER (Stress And Fracture Evaluation of Rotors) pour décider si un rotor de turbine à vapeur peut être opéré ou doit être retiré, et ce code fut utilisé pour la gestion d'utilisation des rotors.</p> <p>Les fabricants de rotors ont appliqué les contre mesures suivantes après l'accident, basées sur les progrès technologiques:</p> <p>(1) Développement et application d'un procédé de coulée sous vide</p> <p>(2) Développement et application d'un rotor plein</p>
------------------------	---









## **ACCIDENT TYPE POUR ECLATEMENT PAR SURVITESSE DUVHA TRANCHE 2 en 2003 et DUVHA TRANCHE 4 en 2011**

**Six groupes de 600 MW soit 3 600 MW**



Le 8 janvier 2003, le groupe turbo alternateur de la tranche 2 éclata lors de sa remise en service après une défaillance.

Le 9 février 2011 le groupe turbo alternateur de la tranche 4 se détériora de façon catastrophique lors de la réalisation d'un essai de survitesse. Les unités ont leur dispositif de survitesse étalonné à 3600 t/mn, et la vitesse enregistrée avant l'accident était de 4250 tr/mn.

L'Unité 2 de la Centrale démarrait après un arrêt, lorsque le groupe turbine alternateur subit un mode de défaillance. Il éclata, se fragmenta, et prit feu.

Les pompiers de la centrale. Aidés par les services d'incendie de Witbank, maîtrisèrent le sinistre.

Il n'y eut aucune interruption de production des trois autres unités.

Il n'y eut pas d'interruption dans la livraison d'électricité, les cinq autres tranches continuèrent de fonctionner.

L'unité accidentée avait 20 ans d'âge.

Les 12 photos ci-dessus illustrent les dégâts causés par l'éclatement en survitesse d'un rotor de turbine à vapeur ; des incendies ont été provoqués par la rupture des lignes d'huile sous pression destinée à la lubrification des paliers et à la régulation.











**La mauvaise maintenance par du personnel peu formé (sous traitants) est la cause de cette première Catastrophe pour la Centrale de Duvha en Afrique du Sud.**

## SECOND ACCIDENT DANS LA MEME CENTRALE

Le 9 février 2011 un autre rotor de turbine à vapeur part en survitesse et se désagrège, causant d'énormes dégâts aux infrastructures de la centrale, et privant instantanément la région d'une production de 600 MW, soit la consommation d'une ville de la taille de Bloemfontein à l'heure de pointe.

Il s'est avéré que cet accident majeur fut la cause d'erreurs humaines, d'un manque de personnel, et de plus se produisit lors d'un test de routine.

Notons que personne ne se trouvait en salle de contrôle lorsque les dispositifs de sécurité se sont montrés défectueux pendant le test de maintenance ce 9 février.

### Les faits.

L'équipe d'exploitation étaient en train de réaliser un essai de survitesse pour tester les protections, et en deux mots aucune protection n'a fonctionné. Conventionnellement il y a de meilleures procédures pour tester ces dispositifs, que de lancer le groupe en survitesse et de le détruire.

La turbine a un régulateur qui contrôle la quantité de vapeur arrivant dans la turbine, afin de maintenir la vitesse de rotation aux environs de 3000 tr/mn, et également une vanne principale d'isolement permettant de couper complètement l'arrivée de vapeur. Les systèmes de protection au nombre de trois, et indépendants les uns des autres, et normalement un gars avec son doigt sur le bouton d'arrêt d'urgence, sont supposés pouvoir fermer la vanne d'isolation principale en une fraction de seconde en cas de survitesse de la turbine.



Une fois prête pour l'essai, l'équipe a envoyé un débit énorme de vapeur dans la turbine, et la vitesse de rotation s'emballa passant de 3500 tr/mn à 4500 tr/mn en dix secondes. Notons que ces turbomachines sont conçues pour un maximum de 10 à 15% de survitesse, les trois systèmes de limitation de vitesse devant être étalonnés pour 110% de la vitesse nominale de 3000 tr/mn, soit 3300 tr/mn.

Il s'avère que les trois systèmes de limitation de la vitesse n'ont pas fonctionné, et le gars qui devait avoir son doigt sur le bouton d'arrêt d'urgence n'était pas à son poste.

Le résultat fut une grosse explosion et de la vapeur partout.



.A la central de Duvha, les six groupes turboalternateurs sont placés en une longue ligne, sans protection antimissile entre eux. Par chance aucun des cinq autres groupes n'a été détruit.



Conséquences : le groupe 4 a été arrêté pour une durée de 18 mois, et les dégâts se sont élevés à 100 millions de US\$







## 2.3 LISTE D'ACCIDENTS

Année de l'accident	Pays	Centrale/unité	Type de rotor	Causes
1950	NL	Nimègue	Rotor BP	Rupture fragile
1951	D	Siemens	Rotor BP	Rupture fragile
1954	USA	Mississippi/Ridgeland 4	Rotor BP	Rupture fragile
1970	Japon	MHI	Rotor BP	Rupture fragile
1972	Japon	Kainan n°3	Rotor BP	Mauvaise installation + résonance
1974	USA	Tennessee/ Gallatin n°2	Rotor PI-BP	MnS + Fissure
1977	F	Porcheville	Rotor BP	Survitesse
1995	Côte Ivoire	Vridi Unité n°2		Rupture palier + survitesse
2003		Duvha Unité n°2		Survitesse+ non fonctionnement des sécurités
2011		Duvha Unité n°4		Survitesse 4250 t/min

### Dans les centrales nucléaires également

Année de l'accident	Pays	Centrale/unité	Type de rotor	Causes
1989	Espagne	Vandellos 1	Rotor HP	Rupture ailettes qui traversent le casing ; feu d'huile s'étendant aux 2 turbines et au bâtiment réacteur ; arrêt définitif
1991	USA	Salem 2		Survitesse rupture des ailettes qui traversent le casing ; feu d'huile et d'hydrogène ; 6 mois d'arrêt
1993	Indes	Naiora 1	Rotor BP	Rupture par fatigue des ailettes qui traversent le casing ; feu d'huile et d'hydrogène ; 1 an d'arrêt
1993	USA	Fermi 2		Rupture par fatigue des ailettes qui traversent le casing ; feu d'huile et d'hydrogène ; 1 an d'arrêt

## 2.4 RETOUR D'EXPERIENCE

Par rapport aux cibles critiques situées dans l'environnement proche des groupes turbo alternateurs, il existe deux recommandations de bon sens :

- 1) Positionner les groupes de façon à avoir les lignes d'arbre perpendiculaires par rapport aux cibles critiques
- 2) Le sens de rotation des groupes a également une importance : il est préférable de voir tourner les rotors dans le sens opposé à la direction des cibles :
  - si la cible est sur la droite du groupe, le sens de rotation doit être sinistogyre
  - si la cible est sur la gauche du groupe, le sens de rotation doit être dextrogyre.

Une des étapes du dimensionnement d'un GTA est de vérifier si la ligne d'arbres est capable de supporter un accident de référence qui correspond à la perte d'une ailette d'un étage terminal de corps basse pression. Après détection du départ d'ailette, la turbine qui opérait à régime nominal est déclenchée automatiquement : les organes d'admission de vapeur qui alimentent le rotor sont fermés, la ligne d'arbres ralentit par frottement dû au fluide environnant jusqu'à l'arrêt, et la turbine est déconnectée du réseau (découplage de l'alternateur).

Le balourd important correspondant à la perte d'ailette terminale (de l'ordre de  $90 \text{ kg} \cdot \text{m}$ ) provoque de fortes vibrations de la turbine, notamment au voisinage de certaines vitesses de rotation pour lesquelles la réponse vibratoire du GTA est maximale : ces vitesses de rotation sont appelées *vitesse critiques* et on ne peut pas les éviter lors de l'arrêt accidentel du rotor qui passe de sa vitesse nominale à une vitesse nulle. Des simulations réalisées par EDF montrent que, au passage des vitesses critiques, la force d'excitation, et par conséquent le niveau vibratoire, sont tels que des contacts peuvent se produire entre le rotor et le stator en plusieurs points de la ligne d'arbres, en particulier au niveau des étanchéités équipant les diaphragmes. Le contact pouvant avoir lieu entre la couronne intérieure et la périphérie de l'arbre.

Durant le déclenchement de la turbine, les phénomènes observés se classent en deux catégories : le ralentissement accidentel de la ligne d'arbres en l'absence de contact et les interactions entre le rotor et les diaphragmes. Dans le premier cas, on observe :

- une réponse transitoire de la ligne d'arbres : la vapeur environnante au sein de la turbine ralentit par friction le rotor et des modèles simples permettent d'approcher l'évolution de la vitesse de rotation du rotor au cours du temps ;
- un comportement non linéaire des paliers : si les déplacements de l'arbre au niveau des paliers deviennent trop importants sous l'effet d'un grand balourd, il s'ensuit un écrasement du film d'huile et donc un comportement non linéaire (dégradation brutale des propriétés d'amortissement accompagnée d'une forte augmentation de la raideur).

Dans le cas de contacts rotor-stator, il faut ajouter aux phénomènes précédents :

- une décélération angulaire importante du rotor : du fait des frottements entre le rotor et le stator, la turbine est fortement ralentie, ce qui a un effet important sur le comportement dynamique du rotor, en particulier lors du passage des vitesses critiques. La décélération angulaire est alors inconnue et doit être calculée ;
- une réponse dynamique couplée du rotor et des diaphragmes : des cas de coïncidence modale peuvent apparaître si les structures ont des fréquences propres communes ;
- des déformations thermiques : étant donné les vitesses relatives très élevées au niveau du contact, l'échauffement local du rotor crée un balourd thermique et donc peut nuire à l'intégrité du GTA ;
- des déformations irréversibles et endommagements : cela arrive suite à des contacts où les efforts mis en jeu sont élevés.

Notons aussi que le contact a une influence sur les paliers, dans la mesure où les contacts limitent la flexion du rotor et vont donc diminuer les déplacements au niveau du palier.





### 3. EXPLOSION DE CHAUDIERE

#### 3.1 DESCRIPTION PHYSIQUE

L'explosion d'une chaudière produisant de la vapeur est la perte de confinement du ballon supérieur appelé également le générateur de vapeur. Dans ce ballon nous avons de l'eau surchauffée en phase liquide sous pression, en équilibre avec sa phase vapeur. Lorsque la perte de confinement du ballon générateur se produit (défaut métallurgique, fatigue du métal, surpression, impact d'un accouplement brisé...), la mise à l'atmosphère du contenu du réservoir après sa rupture entraîne deux phénomènes de surpression (effet de souffle) successifs :

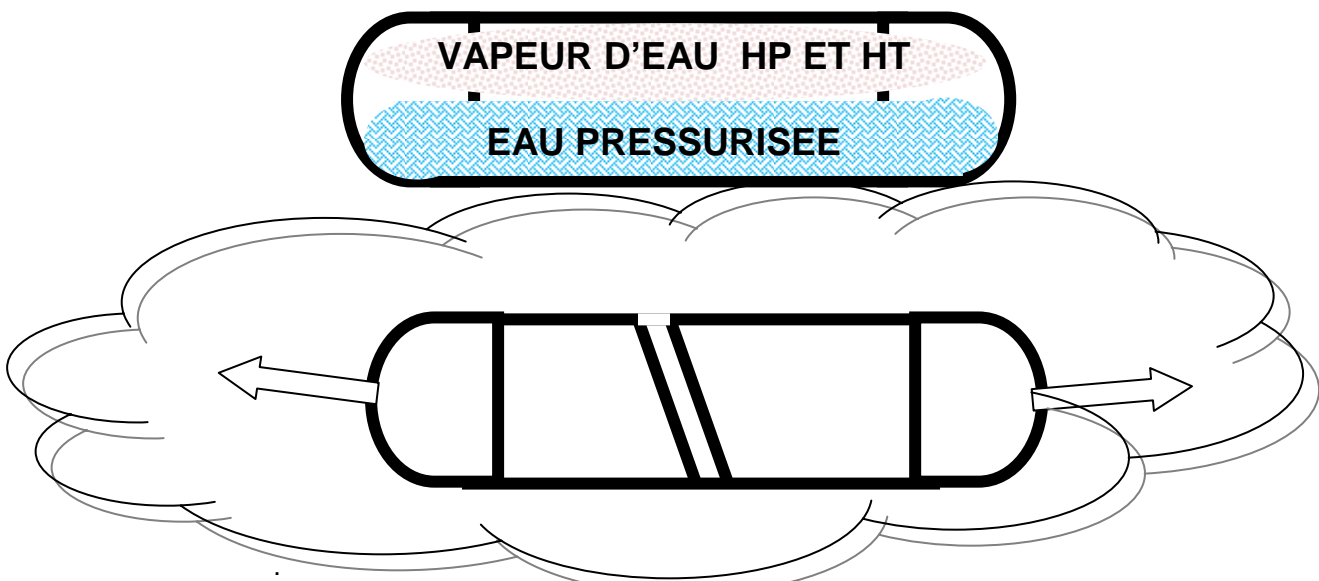
- le premier dû à la détente adiabatique du volume vapeur contenu dans le réservoir de la pression de tarage à la pression atmosphérique,
- le second engendré par le flash d'une fraction non négligeable du liquide surchauffé.

Des fragments du réservoir sont projetés très loin, conséquence du seul phénomène de détente adiabatique du volume gazeux.

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.

L'explosion d'un générateur de vapeur est donc ce qu'on appelle un BLEVE l'acronyme de l'anglais **Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion**.



L'explosion ou éclatement d'une chaudière consiste en une perte de confinement du ballon supérieur appelé également générateur de vapeur, libérant à la pression atmosphérique la vapeur et l'eau sous pression (liquide surchauffé) contenues dans les circuits et ballons de chaudière.

C'est la définition d'un BLEVE, qui 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 à 2000 fois pour de l'eau pressurisée,

Une onde de choc est générée et la capacité se fragmente en missiles. Les mécanismes impliqués sont strictement physiques.

Ce type d'accident regroupe les cas suivants de perte de confinement du réservoir :

- impact d'un projectile
- fatigue du ballon
- corrosion
- surremplissage
- construction ou équipement défectueux

Tous types de capacités confondus, on rappelle ci-dessous les distances maximales de projection :

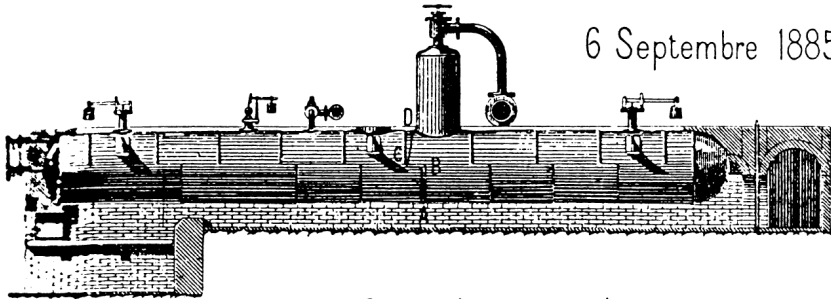
- 80% des fragments à moins de 250 mètres,
- 90% des fragments à moins de 400 mètres,
- distance maximale de projection observée de l'ordre de 1200 mètres.

### ACCIDENT DEJA CONNU AU 19<sup>ème</sup> SIECLE

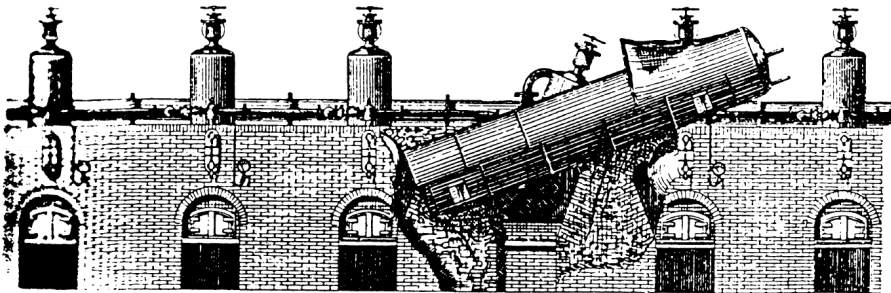
## EXPLOSION D'UNE CHAUDIERE

A COMBERIGOL Commune de GRAND-CROIX Loire

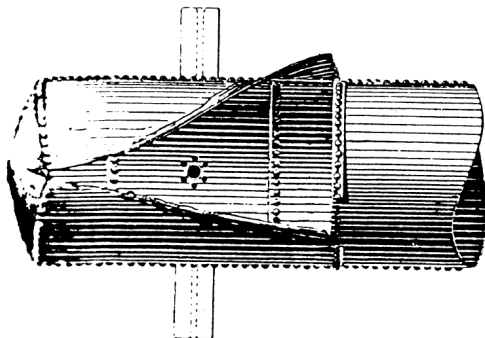
6 Septembre 1885



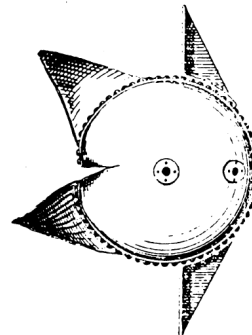
Coupe longitudinale



Façade de la batterie des 6 chaudières



Vue de la déchirure en dessous  
Echelle 0,008



Vue de face  
Echelle 0,02

### 3.2 ACCIDENT TYPE DETAILLE : 9 MAI 2011 Centrale iranienne de Iranshar, ville de la province de Sistan et Baluchistan

#### PERTE DE CONFINEMENT D'UN GENERATEUR DE VAPEUR

L'explosion du générateur de vapeur de la centrale de Iranshahr est due à la rupture d'un accouplement d'une pompe alimentaire, lequel accouplement est venu percuter avec une très grande énergie cinétique le casing d'un générateur de vapeur qui s'est ouvert sous l'impact.

Les problèmes soulevés par cet accident sont les suivants :

- entretien des accouplements
- suivi et inspection des accouplements
- choix des accouplements
- implantation des pompes et de leurs accouplements



**ACCOUPLEMENT AYANT PERCUTE LE GENERATEUR DE VAPEUR**







### 3.3 AUTRES CAS

**11/10/2010**

**Au Cameroun à Bafoussam : Une chaudière d'une usine de la Société Camerounaise de Savonnerie explose**

Une explosion assourdissante a réveillé le camp militaire, le quartier Kamkop IV et toute la ville de Bafoussam aux environs de 4h15, dans la nuit du vendredi 9 au samedi 10 octobre 2010.

L'incident qui a fait penser à un tremblement de terre était en fait l'explosion d'une des trois chaudières de la Société camerounaise de savonnerie (Scs) située derrière de la caserne de l'armée à Bafoussam. Les projectiles ont fait des dégâts à plus de 300 m à la ronde. Plus d'une dizaine de toitures de maison ont été endommagées. Deux maisons se sont effondrées.

D'après les des enfants sont pour la plupart victimes de traumatismes crâniens.. L'opérateur chaudière en poste au moment de l'incident, a été projeté par l'explosion. Il est présenté comme l'homme par qui le drame est arrivé.

D'après les explications du directeur d'usine, «la chaudière produit la vapeur nécessaire qui rentre dans le processus de la fabrication du savon. Elle a deux systèmes de sécurité. Lorsque le système électrique lâche, comme cela a été le cas, le système de sécurité mécanique peut pallier, pour quelques instants, en attendant que le travailleur en poste prenne les mesures qui s'imposent. A cette heure, certainement qu'il dormait.. . l'opérateur chaudière, qui était en poste à cette heure là, a été grièvement blessé à la tête, après avoir échappé au pire. Conduit en urgence à l'hôpital régional de Bafoussam pour les premiers soins, il a été au petit matin évacué à Yaoundé

Sur son passage, le fond du générateur de vapeur de la chaudière a détruit le mur de l'usine, endommagé les murs et toitures de 4 maisons environnantes .

**19 octobre 2009 Ottawa explosion d'un générateur de vapeur**

**Au Canada, l'usine thermique et de refroidissement de la rue Cliff à Ottawa**

**1 mort, 2 blessés brûlés par la vapeur**



L'explosion d'une chaudière à vapeur a blessé trois personnes, hier midi, à l'usine thermique et de refroidissement de la rue Cliff, à Ottawa, touchant du même coup de nombreux édifices fédéraux qui s'y alimentent pour le chauffage intérieur.

Les services d'urgence sont arrivés peu après midi au bâtiment situé derrière la Cour suprême, au centre-ville. Ils y ont découvert trois travailleurs blessés à proximité d'une des six cuves contenant de la vapeur sous haute pression.

L'un d'eux, âgé de 51 ans, a été brûlé au deuxième degré, sur 50 % à 60 % de son corps, et a été traité pour une lacération à la tête. Une autre victime, aussi dans la cinquantaine, a été brûlée au visage et au bras. Une troisième, dans la quarantaine, a été brûlée plus légèrement.

### Faïlle dans le mur

La force de l'explosion était telle que le bâtiment, construit en 1920, a craqué sur un mur, empêchant quiconque d'entrer avant de recevoir l'aval des ingénieurs.

« Il y a des risques d'effondrement en certains endroits et nous ne pourrions pas entrer avant que la structure ne soit stabilisée », a rappelé le chef aux opérations spéciales des pompiers d'Ottawa, Kim Ayotte.

On pouvait apercevoir une faille dans un mur de la centrale, ainsi que les lattes de métal d'une fenêtre partiellement soufflées par l'explosion.

L'équipe HAZMAT des pompiers a été appelée à intervenir, puisqu'on croyait au départ que d'importantes quantités d'amiante s'étaient échappées lors de l'explosion, mais les doutes ont été dissipés lorsque le taux présent dans l'air a été revu à la baisse.

Les 27 employés de l'usine n'ont pu réintégrer leur lieu de travail pour le reste de la journée. « L'endroit est condamné jusqu'au retour des ingénieurs », a poursuivi le pompier.

### Froid au bureau

Les fonctionnaires fédéraux doivent penser à apporter un chandail chaud au travail ce matin, puisque de nombreux bâtiments se retrouvent sans système de chauffage depuis hier.

Parmi les édifices fédéraux de la colline parlementaire chauffés par cette centrale, on retrouve l'édifice de la Confédération, le ministère de la Justice, les édifices de l'Ouest, du Centre et de l'Est, et celui de la Banque du Canada.

Les édifices situés au sud de la rue Wellington et sur le côté nord de la rue Sparks seront aussi plus froids qu'à l'habitude. Les journalistes qui travaillent dans l'édifice de la presse, devant le parlement, pourraient aussi avoir froid ce matin. Des commerces sont aussi touchés.

Hier soir, Travaux publics Canada disait tenter de rétablir la situation.

« Pour le moment, on se sert de la vapeur produite par la chaufferie des Services d'imprimerie du gouvernement canadien pour alimenter le système de chauffage, car les chaudières de la centrale de la rue Cliff ont été éteintes et l'accès à l'installation est interdit », a indiqué la porte-parole du ministère.

### Ottawa blâmé par ses enquêteurs

La centrale de chauffage a été fermée après l'explosion, survenue le 19 octobre 2009.

Des enquêteurs fédéraux en santé et sécurité au travail recommandent le dépôt d'accusations contre leur propre employeur - le gouvernement fédéral - à la suite de l'explosion d'une chaudière à vapeur qui a tué un ingénieur, l'an dernier.

Des enquêteurs fédéraux en santé et sécurité au travail recommandent que des accusations soient portées contre leur propre employeur - le gouvernement fédéral - à la suite de l'explosion d'une chaudière à vapeur d'une centrale qui a coûté la vie à un ingénieur, l'an dernier.

Des documents obtenus par la CBC montrent que Ressources humaines et Développement des compétences Canada a recommandé, à la suite d'une enquête menée en avril dernier, que des charges soient portées en vertu du Code canadien du travail contre le ministère des Travaux publics et des Services gouvernementaux, responsable de la centrale.

C'est Christian Paradis qui était à la tête de ce ministère lors de l'explosion, survenue le 19 octobre 2009, dans une centrale thermique alors utilisée pour chauffer une cinquantaine d'édifices fédéraux, dont le parlement et la cour suprême.

L'explosion a causé la mort de l'ingénieur Peter Kennedy, qui a succombé à des brûlures au deuxième degré sur 60 % de son corps. Des collègues avaient tenté de l'évacuer rapidement de l'édifice en attendant les ambulanciers, mais l'homme de 51 ans n'a pu être sauvé. Deux autres employés avaient subi des brûlures, et l'un d'eux pourrait ne jamais retourner au travail.

### Des manquements importants

Selon les documents obtenus par CBC, les enquêteurs qui ont visité l'usine au printemps dernier ont recensé une demi-douzaine de problèmes, dont l'absence de procédure d'urgence appropriée. En outre, on n'avait pas montré aux employés les guides d'exploitation de base, et l'entretien était effectué par un sous-traitant non certifié.

Les accusations en vertu du Code du travail prévoient une peine maximale de deux ans de prison et une amende pouvant atteindre 1 million de dollars.

La situation est inhabituelle. « Il n'y a pratiquement pas d'exemples où un gouvernement fédéral est poursuivi à titre d'employeur pour une violation aux normes de santé et de sécurité au travail », souligne l'avocat spécialisé en droit du travail Paul Champ, qui juge les manquements reprochés inexplicables.

Les conséquences d'une éventuelle condamnation de Travaux publics seraient en outre limitées. Un ministère ne peut pas être condamné à la prison. L'imposition d'une amende serait symbolique, puisque le chèque serait fait au nom... du gouvernement fédéral.

Toutefois, en théorie, les individus impliqués dans cet accident, des employés du contractuel jusqu'au personnel gouvernemental, pourraient faire face à des accusations.

Me Champ estime même que des accusations criminelles pourraient être portées.

D'éventuelles accusations en vertu du Code du travail devraient être portées avant la fin de la journée, mardi, jour du premier anniversaire de l'explosion.

La centrale a été mise hors service. Son remplacement pourrait coûter 250 millions de dollars. La construction d'une centrale temporaire a coûté 42 millions.

#### **28/11/1984 FRANCE - 76 - LE HAVRE Centrale EDF**

##### **Les faits**

Une explosion se produit sur une chaudière neuve dans une centrale thermique (10 t de vapeur/h). Cette chaudière auxiliaire était destinée à compléter la fourniture de vapeur nécessaire au réchauffage du fioul lourd des stockages et au refroidissement des brûleurs de la tranche 3. C'est une chaudière à tube foyer ondulé et à 3 parcours de fumées. Les gaz de combustion sont dirigés vers l'arrière de la chaudière puis ramenés vers l'avant par les tubes de fumée inférieurs avant d'être renvoyés vers la cheminée située à l'arrière par l'intermédiaire des tubes supérieurs. Elle devait fonctionner au tampon sur le réseau, en parallèle avec une autre chaudière de même type (arrêtée le jour de l'accident) et avec des transformateurs de vapeur fabriquant de la vapeur de soutirage des turboalternateurs. L'accident se produit à la fin des essais de mise en route de la chaudière qui était surveillée par un technicien de la société de fabrication du produit et de 2 techniciens de la chaufferie. Lors de l'accident, une extrémité du tube foyer s'est séparée de la plaque tubulaire en créant une brèche sur la face arrière de la chaudière. L'eau contenue dans la chaudière, sous l'action de la vaporisation instantanée de la vapeur sous pression (environ 13 bars), s'est échappée par cette brèche, propulsant par réaction la chaudière une dizaine de mètres en arrière et provoquant son encastrement dans le dégraisseur d'une chaudière de 250 MW. La vapeur s'échappant de la chaudière a traversé la travée de manutention, soufflé le mur de l'atelier mécanique et en se vaporisant partiellement à la pression atmosphérique, a occupé un volume beaucoup plus important, provoquant des brûlures au personnel occupant cet atelier. Le bilan de l'explosion est de 1 mort et de 17 blessés ; tous se trouvaient dans l'atelier de mécanique. Bien que pour certains codes de calcul, les caractéristiques de la chaudière ne soient pas acceptables, cette dernière était néanmoins conforme aux règles du code ISO et de la norme française NFE 32.104. Des hydrocarbures plus lourds que l'eau à la température de fonctionnement de la chaudière étaient présents dans l'eau d'alimentation. Ils se déposent sur le tube foyer ce qui provoquerait le passage à la vaporisation en film et donc une élévation de la température du métal qui devient supérieur à la température maximale de garantie des caractéristiques de l'acier employé. Il existe en effet des possibilités de pollution du circuit vapeur par du fioul ou cours de son réchauffage : lors de la récupération des condensats de vapeur, il peut être admis dans les bâches qui servent à l'alimentation de la chaudière. Les conditions réelles de fonctionnement au moment de l'explosion n'étant pas connues avec certitude, la conjugaison de la présence de fioul dans l'eau d'alimentation et des caractéristiques limites de calcul fait que l'accident a eu lieu.

##### **Les causes**

- fuel dans l'eau alimentaire
- caractéristiques limites de calcul de la chaudière

##### **Les conséquences**

- 1 mort, 17 blessés





## 4. FEUX ALIMENTES et FEUX D'HUILE

### 4.1 DESCRIPTION PHYSIQUE

Les feux alimentés appelés également feux chalumeaux ou feux torches, sont issus d'une fuite sur un circuit sous pression alimenté par une pompe aspirant sur une capacité contenant un certain volume de fluide inflammable. Dans le cas des centrales d'énergie, il s'agit principalement de l'huile de lubrification et de régulation des groupes turbo-alternateurs, et des circuits de carburant ou de combustible (GO, FO2, kérosène).



Les points faibles de ces circuits sont les brides et les connexions flexibles.



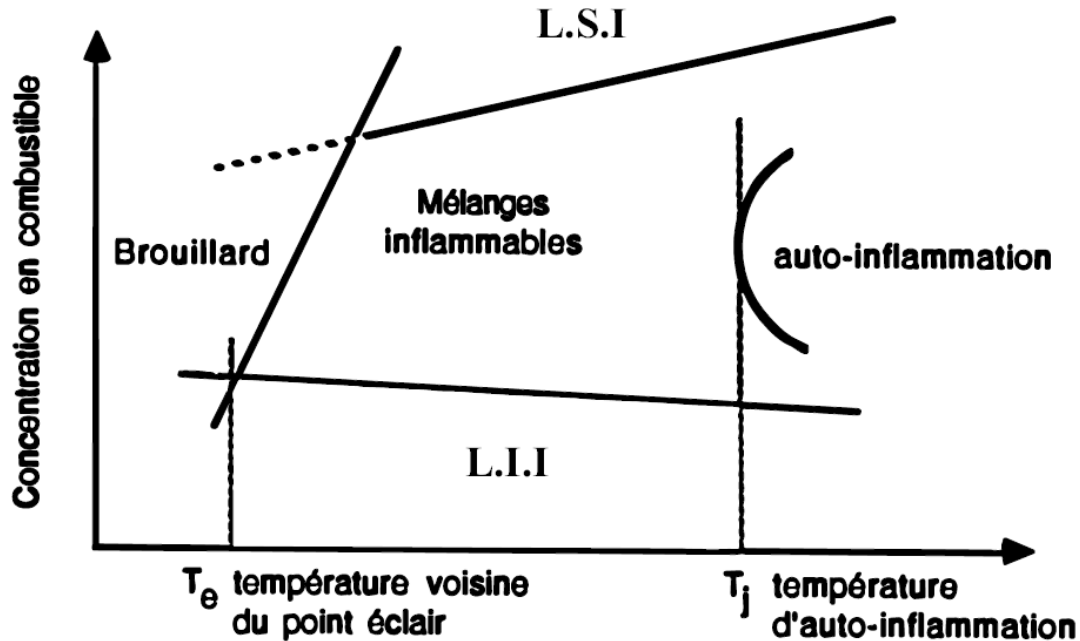
### CONDITIONS D'OCCURRENCE D'UN FEU TORCHE

Lorsqu'un jet liquide ou gazeux issu d'une fuite accidentelle s'enflamme par l'intermédiaire d'une source d'inflammation quelconque (par exemple, une surface chaude), le feu torche prend naissance sous forme d'une flamme de diffusion. Le jet combustible émerge d'une canalisation ou d'un orifice et entre dans l'air ambiant qui est en général au repos. La principale caractéristique de la flamme de diffusion est que le combustible et l'air sont initialement séparés et que la combustion se produit dans la zone où le mélange comburant-combustible se fait. Ceci revient à décrire la flamme d'un simple bec Bunsen dont la virole d'amenée d'air serait entièrement close (Drysdale, 1999). Le jet combustible se mélange ainsi à l'air par entraînement et diffusion et avec l'aide d'une source d'inflammation, se met à brûler seulement lorsque les concentrations de combustible et d'air sont comprises dans une plage définie entre les limites d'inflammabilité (domaine d'inflammabilité).

Chaque produit possède ainsi un domaine d'inflammabilité spécifique (Zabetakis, 1965), représenté de manière schématique sur la Figure 1 ci-après. Ce domaine est délimité par :

- la Limite Inférieure d'Inflammabilité ou d'Explosivité (LII ou LIE) s'exprimant en %de gaz en volume dans l'air.

- En-dessous de cette limite, le mélange est trop pauvre en combustible (ou trop riche en oxygène) pour que la flamme puisse se propager dans le milieu gazeux,
- la Limite Supérieure d'Inflammabilité ou d'Explosivité (LSI ou LSE) s'exprimant en % de gaz en volume dans l'air. Au-dessus de cette limite, le mélange est trop riche en combustible (ou trop pauvre en oxygène) pour que la flamme puisse se propager dans le milieu gazeux.
- la courbe de condensation dans la partie gauche.
- la courbe d'auto-inflammation, qui correspond à une inflammation « spontanée » du mélange.



Il existe donc deux concentrations limites entre lesquelles le mélange combustible-air est inflammable : les limites inférieure LII et supérieure LSI d'inflammabilité. La Figure 1 montre que ces deux limites varient avec la température du jet. D'ailleurs, plus la température augmente, plus la plage d'inflammabilité est grande ce qui revient à dire que le risque d'inflammation augmente. De plus, le jet peut également s'auto-enflammer sans source d'inflammation extérieure si la température du mélange gazeux est suffisante pour déclencher des réactions d'oxydation (Gonzales, 1994). La température joue donc un rôle primordial dans le développement du feu torche au même titre que la pression du jet comme le soulignent Mullins & Penner (1959) et Zabetakis (1965). Après inflammation du jet, le feu torche s'établit et il en résulte une flamme de diffusion dont l'apparence dépend de la nature du combustible mais aussi de la vitesse du jet combustible par rapport à l'air ambiant. A titre d'exemple, l'hydrogène brûle avec une flamme qui est presque invisible tandis que les hydrocarbures en phase gazeuse produisent des flammes qui ont une coloration plutôt jaune provenant des particules de suies incandescentes.



Feu alimenté sur garniture de pompe de kérosène



Feux alimentés de vapeurs d'essence lourde



## 4.2 ACCIDENT TYPE DETAILLE

**9 novembre 1992**

**Incendie par feu alimenté d'huile de la Centrale turbo-alternateur de la raffinerie Total de La Mède**

Le 9 novembre 1992 à 5h20, la structure métallique supportant les accumulateurs Olaer du circuit d'huile sous pression du groupe turbo-alternateur GTA 12, se déforme suite à un phénomène complexe de résonnance.

Cette déformation entraîne la rupture de deux lignes d'huile sous pression, de diamètre 1"



**La source de l'accident : déconnexion des lignes d'huile sous pression des amortisseurs Olaer**

Les jets d'huile sous pression vont impacter une ligne de vapeur HP dont la température de l'acier excède la température d'auto-inflammation de l'huile. Ceci entraîne l'incendie du groupe

A l'arrivée des premiers intervenants à l'intérieur du bâtiment de la centrale, vers 5h30, il y avait des flammes au niveau du plancher et de la cuve à huile.

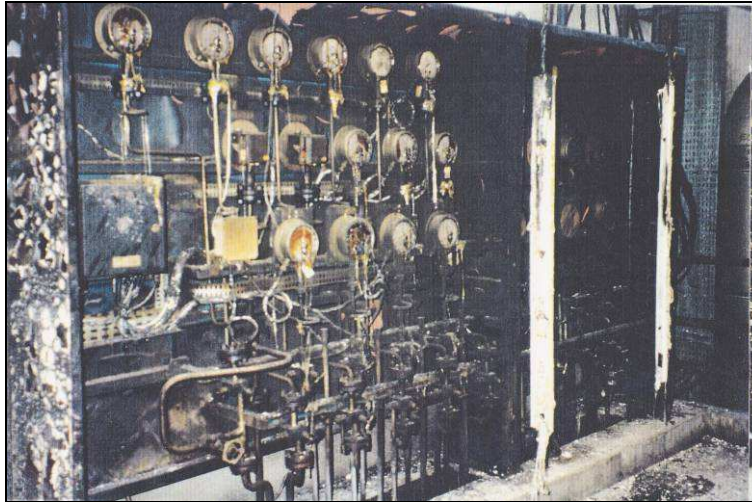
Les flammes vues de l'extérieur du bâtiment de la centrale, étaient principalement concentrées du côté Sud, et approximativement au milieu axial du groupe ; elles étaient très hautes et le toit brûlait plus particulièrement côtés Sud et Ouest.

Du côté Sud du groupe toute la table a été arrosée d'huile qui s'est répandue plus particulièrement vers l'avant de la machine (côté Ouest) jusqu'au panneau des sécurités du groupe qui a été détruit entièrement.

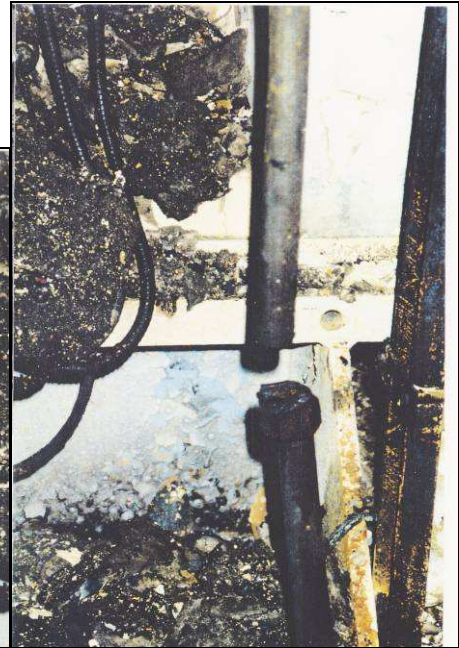
Les parties de la machine les plus touchées ont été l'avant de l'alternateur, le réducteur (point central) qui est détruit au niveau de son carter, et la turbine HP qui a le plus souffert.

Durant le sinistre les 15 000 litres d'huile du bac à huile turbine ont été brûlés en deux feux alimentés ayant engendré une nappe liquide en extension.





Tableaux électriques de la centrale



Ligne d'huile sectionnée



Vue de la centrale après l'incendie

## **AUTRES CAS**

### **30 janvier 2012 Centrale EDF du Havre**

**Lundi 30 janvier, un incendie s'est déclaré dans la centrale thermique du Havre.**

La centrale thermique du Havre est située sur le territoire du Grand port maritime du Havre et s'étend sur 33 hectares. Fonctionnant au charbon et employant plus de 350 personnes (en plus des 200 entreprises prestataires qui viennent prêter main forte au personnel EDF), elle produit 3 914 millions de kWh, c'est-à-dire 1% de la production électrique nationale, mais surtout 20% de l'électricité consommée en Haute-Normandie.

La centrale du Havre est composée de quatre unités de production (tranches), dont seulement trois d'entre sont encore en service. La première, une unité de production au charbon de 250 Mégawatts, a été mise en service en avril 1968. Une deuxième tranche (d'une capacité de 600 Mégawatts), toujours au charbon, a été lancée en 1969.

La troisième n'est actuellement plus en état de marche : fonctionnant au fioul, elle a été retirée de l'exploitation à la suite des chocs pétroliers des années 1970. Aujourd'hui, la centrale électrique fonctionne donc grâce aux deux premières unités de production ainsi que la quatrième, mise en service en 1983 et d'une capacité de 600 Mégawatts. La fermeture des tranches 1 et 2 (850 mégawatts) est prévue pour 2015 au plus tard, conformément à la réglementation européenne.



#### **L'incendie de la centrale thermique du Havre**

Le 30 janvier au matin, un incendie s'est déclaré dans la centrale électrique. A ce moment, seules deux unités de production de la centrale (les plus importantes, la 2 et la 4) étaient en fonctionnement. C'est dans la salle des machines de la deuxième unité que le feu a pris dans la matinée. L'incendie, qui n'a pas fait de victime, a été longtemps alimenté par de l'huile présente dans l'unité touchée par le sinistre.

[Dans un communiqué diffusé par EDF lundi 30 janvier](#), le groupe a annoncé avoir aussitôt arrêté le fonctionnement de l'unité de production sinistrée ainsi que de la quatrième tranche qui était utilisée lors du départ de l'incendie. Alors que tout le personnel a été évacué, une soixantaine de pompiers a été mobilisée pour maîtriser le feu et est restée sur place pour sécuriser la zone une fois le feu maîtrisé.

Deux jours après l'accident, le Plan d'Organisation Interne, activé pour une meilleure gestion de la situation, est désormais levé. Les salariés de l'usine ont pu reprendre leur activité dès mardi 31 janvier, mais il faut encore attendre le résultat des expertises avant de pouvoir déterminer l'échéance de redémarrage des unités de production.



Les flammes se sont déclarées vers 8h20 dans une salle des machines, accompagnées d'abondantes fumées qui ont provoqué l'évacuation de la centrale. Mais les fumées ne présentent pas des risques pour les riverains, assure EDF. L'incendie a été maîtrisé vers 15h.



Des mesures de la qualité de l'air effectuées par les pompiers ont confirmé l'absence de toxicité des fumées



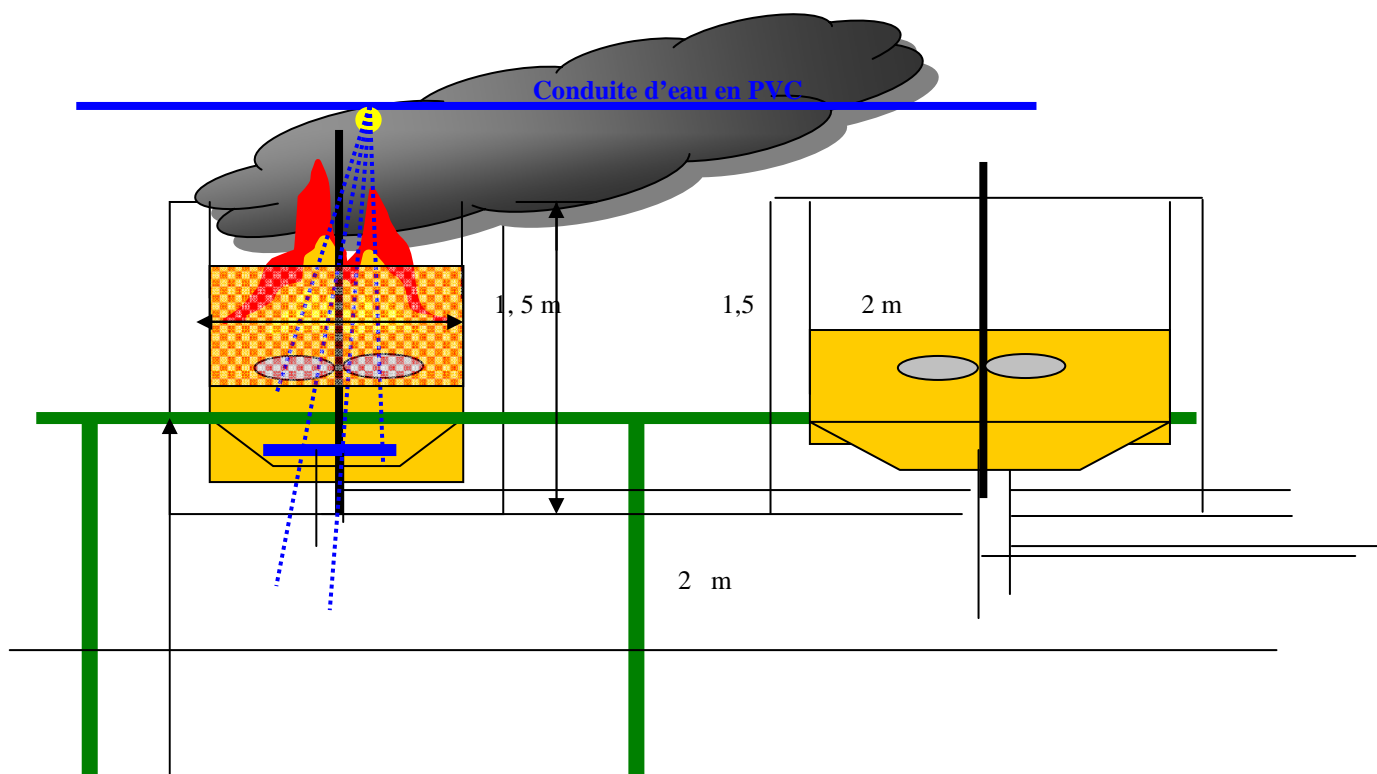
## EYGUIERE Bouches du Rhône FRANCE, Juin 1995

Chryso est une filiale du groupe Lafarge, située à Eyguière dans les "Bouches du Rhône", produisant des lubrifiants.

Durant l'été 1995 un boil over se produisit après un feu de longue durée impliquant un petit réservoir , dévastant l'usine et brûlant plusieurs pompiers.

Date:	Juin 1995
Lieu:	Eyguière Bouches du Rhône France
Site:	CHRYSO/LAFARGE
Installations:	Bac sans toit de 2500 litres de lubrifiant
Cause:	Système de chauffage du bac
Temps de déclenchement du BO:	2 heures 20 minutes
Durée des événements:	5 heures 43 minutes
Victimes:	OUI des sapeurs pompiers brûlés
Dégâts:	La totalité de l'usine détruite

Produit	Lubrifiant industriel
Données réservoirs	$D_t = 1,5 \text{ m}$ ; $H_t = 2 \text{ m}$
Température de stockage	$T_{st} = 333 \text{ K}$
Température ambiante	$T_{atm} = 291 \text{ K}$
Hauteur initiale de fuel	$H_0 = 0,25 \text{ m}$
Feu de cuvette	Pas de cuvette de rétention
Dimensions boule de feu	Pas spécifié
Projections	OUI
Distance des projections	À l'intérieur du hall d'atelier



### Description du réservoir et de son environnement

La capacité impliquée est un mélangeur de 2500 litres pour la fabrication de lubrifiants industriels spécifiques Ce mélangeur est supporté deux mètres au-dessus du sol par une structure métallique.. Un second mélangeur d'une capacité de 3500 litres est également supporté par la même structure.

Les deux mélangeurs sont appuyés contre la paroi principale du hall central d'un atelier de 600 m<sup>2</sup>, où de nombreuses capacités, réservoirs, et barrils, sont vides au moment de l'incendie. Chaque mélangeur est équipé d'un moteur électrique d'entraînement d'un hélico mélangeur à l'intérieur des capacités. Ces capacités sont recouvertes d'un isolant thermique, et réchauffées par des résistances électriques.

53 réservoirs, verticaux et horizontaux, de 10 m<sup>3</sup> à 70 m<sup>3</sup> de capacité, sont répartis à l'extérieur de l'atelier, dans des cuvettes de rétention.

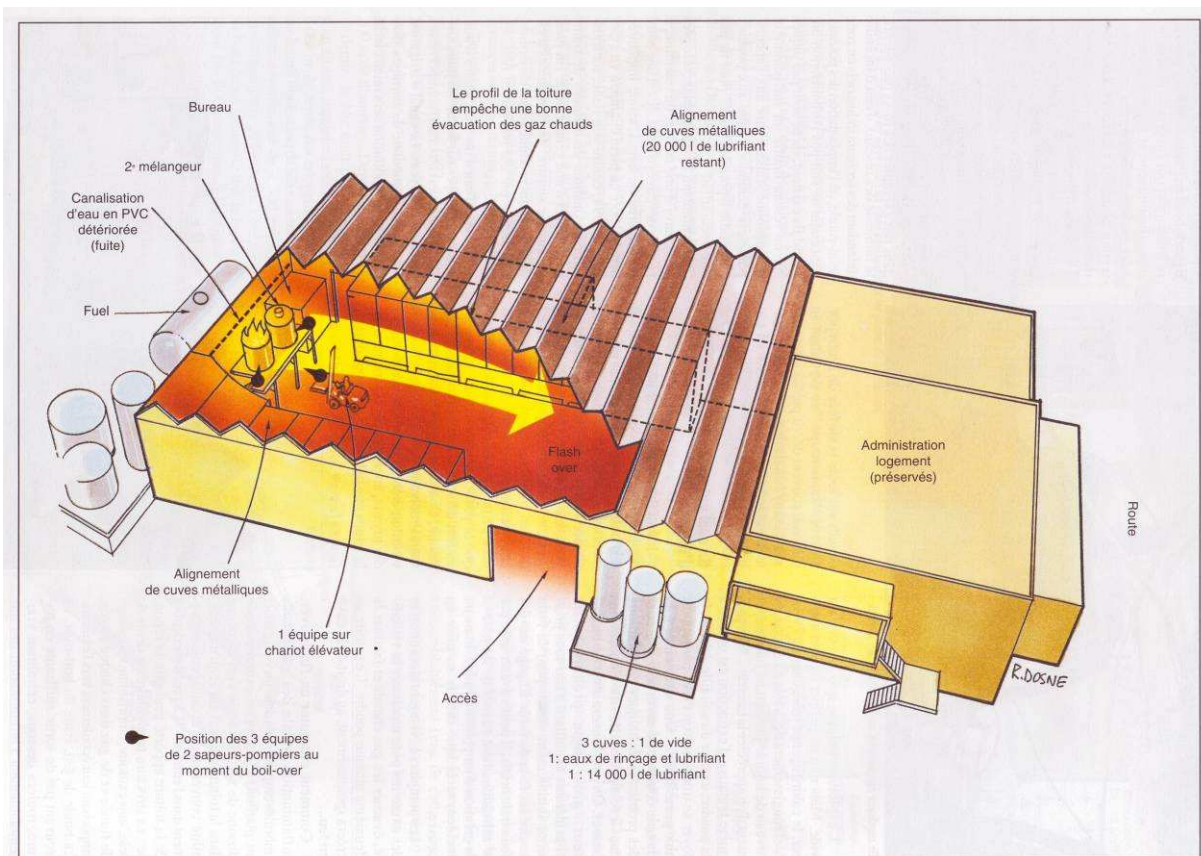
Deux autres ateliers et le bâtiment des bureaux sont également inclus dans les limites de l'établissement.

### Lutte contre l'incendie

Les sapeurs pompiers arrivèrent sur place à 5h22 au matin, et attaquèrent immédiatement le feu du réservoir, d'abord à la poudre, puis à la mousse, mais sans succès, le lubrifiant brûlant à l'intérieur d'un cylindre ouvert sur le dessus, avec un fond conique of the lubrifiant, Le feu de l'équipement, un mélangeur pour la fabrication de lubrifiants spécifiques, peut être décrit comme un feu générant beaucoup de fumée avec des flammes très courtes d'environ quarante centimètres de haut.

A 7h20 une nouvelle attaque à la poudre se prépare : trois équipes de deux pompiers, équipées chacune d'un extincteur de 50 kg sur roues, entament la formation d'une couverture de poudre lorsque une importante boule de feu s'élève au-dessus du mélangeur, accompagnée de projections de liquide visqueux en feu. La boule de feu s'étale le long du plafond de l'atelier provoquant un mélange d'air dans les fumées chaudes, et résultant finalement en une inflammation instantanée des fumées. Nous avons ici un cas de boilover en espace confiné suivi de flash fire.

En quelques secondes l'atelier est totalement embrasé. Plusieurs pompiers sont brûlés dont certains très grièvement.



### Cause du boilover

Comme on peut le voir sur le dessin de la page précédente, le feu du lubrifiant a chauffé la canalisation d'eau en PVC, qui a fondu et s'est ouverte en laissant couler un filet d'eau dans la citerne contenant le lubrifiant en feu. Cette eau accumulée est à l'origine du boilover, car tous les lubrifiants résultants de coupes pétrolières à large intervalle de distillation, forment une onde de chaleur.



### 3.3 LISTE D'ACCIDENTS AVEC FEUX ALIMENTES, FEUX TORCHES OU CHALUMEAUX.

**Les 17 accidents répertoriés et décrits ci-après impliquent tous les produits inflammables : hydrogène, acétylène, essence, huile, GPL, gaz naturel...**

**Les 17 accidents répertoriés et décrits ci-après concernent toutes les applications industrielles : pipelines, raffineries, dépôts, industries chimiques et pétrochimiques, industrie agroalimentaire...**

**N°8726**

**16/02/1982**

**FRANCE - 71 – BLANZY** - Production d'électricité

**Les faits :**

**Produits impliqués : huile de lubrification**

Dans une centrale thermique de 250 MW, 13 000 l d'huile de lubrification s'enflamment au contact d'une canalisation de vapeur surchauffée. Les fumées envahissent la salle de contrôle. Un flash se produit avec les vapeurs d'huile accumulées sous la toiture occasionnant d'importants dommages. L'huile haute pression a engendré des vibrations lors du pompage des soupapes d'admission de la turbo pompe alimentaire (TPA) qui se sont transmises à des tuyauteries basse pression en cuivre (diam. 22 mm) d'huile de graissage. La rupture d'une brasure constitue la cause principale de l'accident. Le jet d'huile a projeté des gouttelettes qui se sont enflammées sur les différents points chauds locaux en donnant naissance à un chalumeau à flamme verticale orientée vers le haut et alimenté à un débit de 250 à 300 l/min durant 45 min, temps de fonctionnement de la pompe. Les réparations durent plus d'un mois. Les dommages sont évalués à 10 MF. Des mesures correctives sont apportées lors des travaux pour éviter un autre incident.

**Causes**

- rupture d'une brasure suite à fatigue vibratoire

**Conséquences**

- jet d'huile
- inflammation sur point chaud (tuyauterie de vapeur)
- chalumeau de 300 l/min durant 45 min
- dommages évalués à 10 MF
- réparations durent 1 mois

**Saint Ouen, 14 juin 1991**

**Feu alimenté d'essence dans un dépôt pétrolier**

**Le site**

Le dépôt de la compagnie Total, est soumis à autorisation et est constitué de 37 réservoirs de carburant (essence, gas-oil, et FOD). Il est alimenté en hydrocarbures par un oléoduc à l'aide de 3 conduites enterrées, par chalands, par camions gros porteurs, et par wagons citernes.

Depuis 20 ans, les conduites sont munies en plusieurs points bas de piquages de purge de 3 pouces situés hors des cuvettes de rétention, obturés par des tampons à 4 boulons et enfermés dans un puisard sans couvercle.

Le dépôt est doté de moyens de défense interne comprenant :

- un réseau de 13 poteaux d'incendie (dont 10 du côté où l'accident s'est produit) sur une conduite unique de 250 mm débitant 480 m<sup>3</sup>/h à 10 bars relevables à 12 bars au moyen de 2 surpresseurs ;
- une station de fabrication de mousse sur la même conduite dotée de 5 orifices de refoulement de 110 mm, alimentée par 2 000 l de mélange eau + émulseur en réserve dans les conduites et 6 000 l d'émulseur en cuve réalimentable ;
- un camion-émulseur de 14 000 l ;
- une citerne de 2 000 l d'émulseurs synthétiques de type A3F (Agent Formant un Film Flottant).;
- 22 fûts de 200 l d'émulseur ;
- 3 lances canons à mousse.

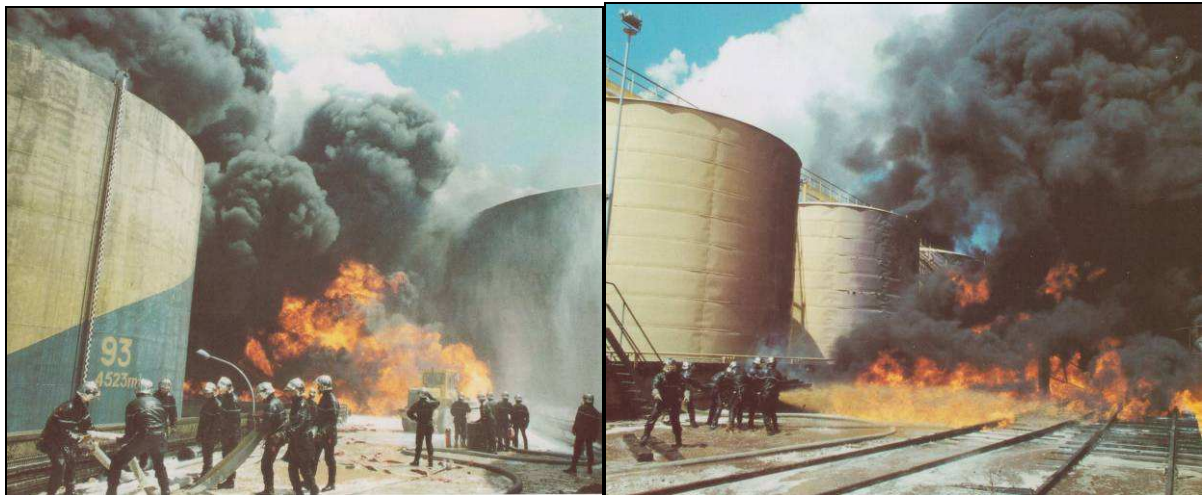
En outre, un accord inter-pétrolier lie le dépôt avec les dépôts voisins pour la mise à disposition d'émulseur. Le personnel du dépôt au nombre de 6 ce jour là, est chargé de la mise en oeuvre de ces moyens.

### **Les circonstances**

Depuis plusieurs jours, l'exploitant effectue sur l'ensemble du site des campagnes de mesure de temps de fermeture des vannes motorisées de pied de bac.

En parallèle, des travaux de réaménagement du réseau d'alimentation du bac n°2 à partir du manifold du transporteur doivent débuter le 14 juin. Pour leur préparation le bac n°2 (4500 m<sup>3</sup> de supercarburant), jumelé au bac 1 (14480 m<sup>3</sup> de supercarburant), est vidé et dégazé ; la conduite d'alimentation de 14 " du bac en question a été isolée par une « queue de poêle » (tampon étanche). Le bac et la portion de canalisation isolée ont été vidés et dégazés. L'autre partie du réseau (alimentation du bac n°1) a simplement été purgée après fermeture de la vanne de pied du bac n°1, alors rempli de 9 000 m<sup>3</sup> de super.

Après avoir obtenu le permis de feu contresigné par leur responsable hiérarchique, 3 opérateurs d'une entreprise spécialisée soudent à l'acétylène sur la « voie pompiers » hors cuvettes de rétention à proximité de l'un des regards de purge. Bien qu'ils interviennent hors des zones à risque, ils ont déposé à proximité du chantier des extincteurs à poudre et une balise sonore de détection d'atmosphère explosive réglée à 30 % de la limite inférieure d'explosivité.



### **L'accident**

**Le vendredi 14 juin à 11 h 15**, un flash suivi de l'incendie d'une nappe d'essence au sol se produit brusquement à proximité des opérateurs. Surpris, les ouvriers se retournent et découvrent leur groupe électrogène cerné par les flammes.

Immédiatement, ils tentent d'éteindre le feu avec les extincteurs mais il devient trop violent et s'étend rapidement au sol sur 100 m<sup>2</sup>. Prévenu, le chef de dépôt déclenche sans attendre le POI : il alerte les sapeurs pompiers par ligne directe, et actionne l'arrêt d'urgence qui commande la fermeture de toutes les vannes motorisées du dépôt en 45 à 60 secondes, et coupe l'alimentation électrique générale. Enfin, dans le cadre de l'accord inter-pétrolier, il prévient les dépôts de la région parisienne afin qu'ils mettent à disposition une partie de leurs moyens spécifiques de lutte (essentiellement lances-canon et réserves d'émulseur). Conjointement, les 10 hommes présents dans le dépôt installent une lance-canon et activent le groupe surpresseur du réseau d'incendie interne.

L'intervention a mobilisé 472 pompiers et a nécessité l'établissement de 20 lances, 10 km de tuyaux, et la consommation, quasiment à perte, de 3 000 m<sup>3</sup> d'eau et 42 000 l d'émulseur sur les 77 000 l disponibles (54 000 l apportés par le dépôt et ses fournisseurs, 23 000 l par les pompiers).

Les sauveteurs, coupés de l'accès aux installations prévu dans le Plan d'Opération Interne (voie "pompiers" en feu) et mal informés par l'exploitant sur l'origine du feu et l'état des installations ont pris des risques importants ; 4 pompiers sont gravement brûlés et 11 autres sont blessés pendant l'intervention.

Un civil est aussi légèrement blessé lors de l'éclatement d'un tuyau incendie.

Le feu a consommé 620 m<sup>3</sup> d'essence (débit d'écoulement : 150 m<sup>3</sup>/h) et, partiellement, 50 m<sup>3</sup> de fuel. Les dégâts dans l'installation sont cependant relativement faibles : un bac détruit et 2 autres



déformés. A l'extérieur, 4 voies de chemin de fer sont endommagées et une rame de 3 wagons est détruite. Beaucoup de matériel d'intervention est également détérioré.



## **L'ORIGINE, LES CAUSES ET LES CIRCONSTANCES DE L'ACCIDENT**

Il existe des canalisations enterrées à une profondeur d'environ 2 m, au droit du lieu de départ de l'incendie. Elles permettent d'alimenter les bacs à partir du manifold du terminal du transporteur, situé à l'entrée du dépôt, et d'alimenter à partir des bacs le poste de chargement des camions-citernes. Compte-tenu de plusieurs points bas sur ces canalisations, elles disposent de purges de maintenance utilisées lorsque des travaux sont nécessaires sur les bacs ou la tuyauterie et qui permettent le pompage, à l'aide d'une canne, des liquides éventuellement présents. Il y a environ une quinzaine de regards (section : 50 cm x 50 cm) renfermant ces purges de maintenance à l'endroit de l'incendie et situés à l'extérieur des cuvettes de rétention. Ces purges de maintenance sont constituées d'un tuyau arrivant à une trentaine de centimètres sous le niveau du sol et obturé par un tampon étanche, maintenu par 4 boulons.

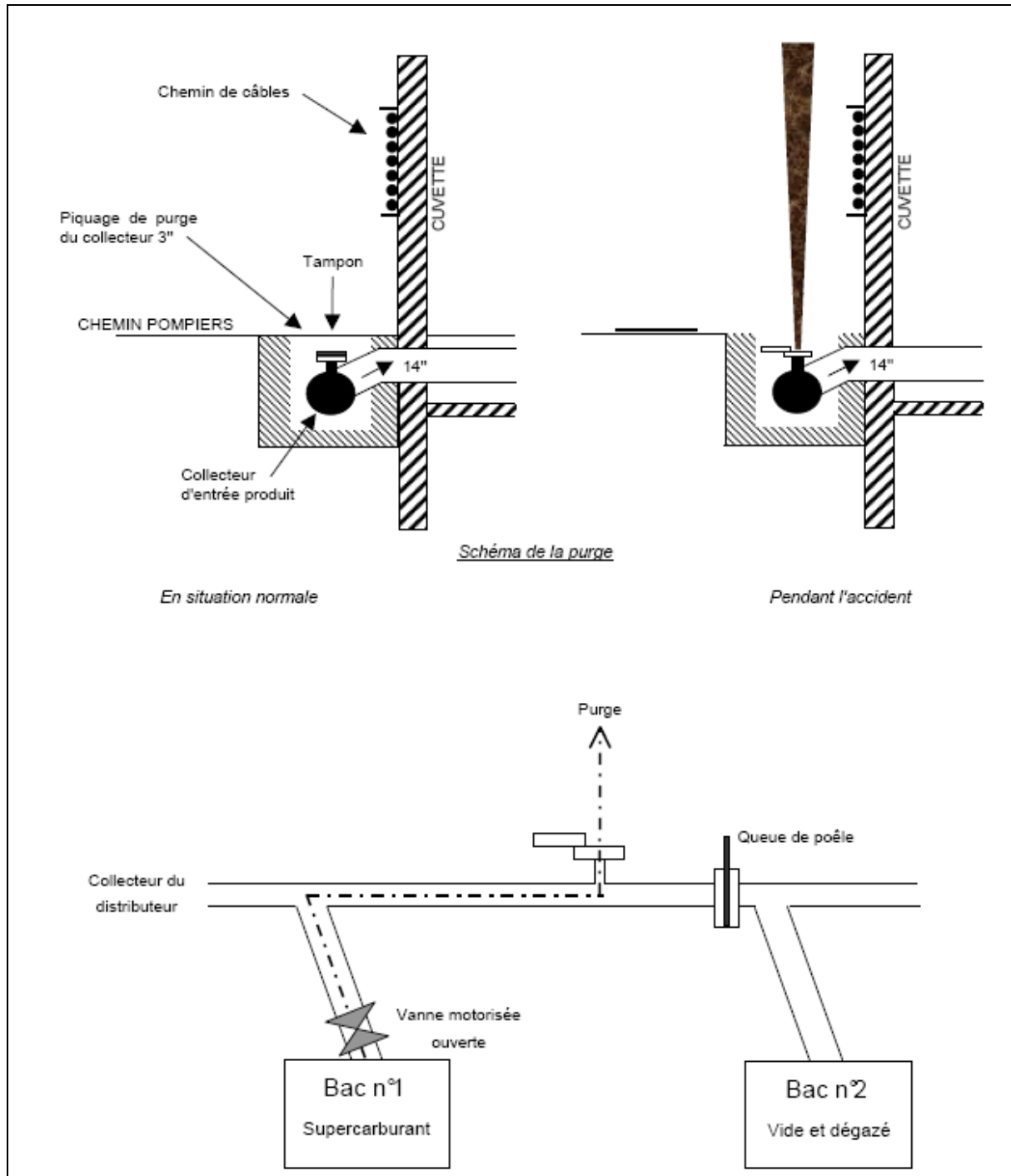
Le produit s'est échappé par un de ces piquages de purge mal fermé (1 seul boulon serré sur 4). La fuite était alimentée par du supercarburant (débit : 150 m<sup>3</sup>/h) depuis le bac n°1 dont la vanne de pied est restée ouverte malgré la télécommande d'arrêt d'urgence.

Deux hypothèses sont émises concernant l'ouverture de la vanne de pied de bac :

- L'ouverture de la vanne depuis la salle de télécommandes est l'hypothèse la plus probable pour l'exploitant (erreur humaine non confirmée) ;
- La présence de vapeurs d'essence dans la tuyauterie de la purge de maintenance (qui était vide mais non dégazée) qui se seraient enflammées, entraînant la détérioration des câbles électriques et provoquant l'ouverture de la vanne. Il s'avère aussi qu'une deuxième vanne, endommagée par l'incendie, aurait laissé s'écouler du fuel.

L'examen détaillé de l'accident révèle d'autres anomalies ayant aggravé le sinistre :





- Au niveau de la conception du site
  - o Après la coupure d'alimentation électrique générale lors de l'arrêt d'urgence, le synoptique de conduite de l'installation, non secouru, est indisponible (témoins de position de vannes, interruption de l'alimentation des moteurs des vannes de pied de bac, ...).
  - o Les vannes motorisées ne sont pas doublées de vannes de sécurité manuelles.
  - o Les câbles d'alimentation électrique des vannes ont une résistance au feu très faible, inférieure à 2 min.
  - o L'agencement et la localisation des piquages de purge de la canalisation enterrée hors de toute rétention et sur la voie prévue pour l'accès des secours.
- D'un point de vue organisationnel, la conduite alimentant la fuite aurait dû être en eau du fait des travaux de soudure en cours sur la "voie pompiers" et ne faisait donc pas partie de la check-list de fermeture des vannes ni du synoptique de contrôle.\*\*

## **LES SUITES DONNÉES**

Suite à l'accident, les mesures suivantes ont été prises :

- Modification des piquages de purge (vanne manuelle avec visualisation de la position, rétention, position hors sol) ;
- Synoptique secouru pendant 15 min ;
- Résistance minimale au feu des câbles d'alimentation des moteurs de vanne portée à 10 min ;
- Doublement des vannes motorisées par des clapets automatiques commandés par fusible ;
- Boutons d'arrêt d'urgence supplémentaires disposés dans les installations ;
- Installation de 3 poteaux d'incendie supplémentaires ;
- Mise en place d'une canalisation fixe ceinturant le dépôt pour éviter le déploiement de nombreux tuyaux souples en cas d'incendie ;
- Augmentation du débit d'eau incendie (soit par une canalisation venant de la Seine soit par une réserve renouvelable ou tout autre moyen ...) ;
- Révision du POI avec prise en compte de 5 scénarios d'accidents supplémentaires.

Les eaux d'extinction et les hydrocarbures confinés sur le site ont été pompés et traités.

### **LES ENSEIGNEMENTS TIRÉS**

De nombreux enseignements peuvent ont été tirés de cet accident.

Tout d'abord, concernant la conception du site, cet incendie majeur amène à prendre les précautions suivantes :

- Tout piquage, vanne, etc., doit être relié à une rétention.
- Les vannes motorisées doivent être à sécurité positive et doublées de vannes manuelles commandables à distance.
- Les câbles d'alimentation électrique des vannes doivent être suffisamment résistants pour assurer la mise en arrêt en sécurité des installations.
- Le synoptique de conduite doit pouvoir être opérationnel en cas d'arrêt d'urgence des installations afin d'identifier les défaillances à l'origine ou pouvant aggraver le sinistre.
- L'accès au site pour les pompiers doit être conçu pour permette une intervention aisée.

L'ampleur de l'accident est largement imputable à une erreur d'appréciation sur la vanne motorisée de pied de bac qui, réputée fermée, était considérée implicitement comme 100 % étanche aux liquides et vapeurs.

Ces erreurs révèlent une organisation générale de la sécurité défaillante et témoigne en particulier de :

- Une mauvaise prise en compte des paramètres et équipements importants pour la sûreté (alimentation des vannes, du synoptique) ;
- Une formation insuffisante des opérateurs (mauvaise connaissance des sources de danger) ;
- Une application insuffisante des consignes de sécurité (remontage du tampon) ;
- Un contrôle insuffisant de la qualité du travail effectué, et de la bonne application des consignes de sécurité (permis de feu attribué sans vérification complète des conditions de mise en sécurité).

## Feu alimenté de bride dans un dépôt pétrolier Calgary Canada, 22 janvier 1998



Feu découvert vers 9h30 par le personnel, et rapidement sous contrôle par les équipes d'intervention de Mobil.

N°34251

18/02/2008 FRANCE - 94 – VALENTON - Collecte et traitement des eaux usées

### Les faits

### Produits impliqués : Biogaz

Après déboîtement d'un manchon de raccordement sur une canalisation de biogaz au niveau du refoulement des compresseurs, une explosion se produit dans le local des compresseurs d'une station d'épuration des eaux usées provoque un feu torche à 11h40. L'alimentation en énergie est coupée, un périmètre de sécurité est mis en place et 2 employés, légèrement blessés et irrités par l'émanation des gaz, sont transportés à l'hôpital. Les pompiers éteignent l'incendie après 2 h d'intervention, puis effectuent des mesures d'explosimétrie. La salle des compresseurs est détruite et la chaufferie voisine abritant les 3 chaudières mixtes fonctionnant au biogaz est gravement endommagée. Les chaudières qui sont hors d'usage, sont cependant indispensable pour la digestion des boues (maintien à 37 °C des ouvrages). Grâce au maillage du réseau d'alimentation des usines de traitement de la région, les 2/3 des effluents habituellement traités par le site (soit 400 000 m<sup>3</sup>/j) sont dirigés vers 2 autres usines. Une chaudière provisoire de 3 MW (soumise à déclaration) et fonctionnant au fioul est mise en place pour traiter jusqu'à 200 000 m<sup>3</sup>/jour. Tout déversement d'eaux polluées en milieu naturel est ainsi évité. L'exploitant diffuse un communiqué de presse. L'une des chaudières de 4 MW est réhabilitée pour fonctionnement au gaz naturel dans un délai de 15 jours ; une tierce expertise est réalisée avant remise en service de l'installation et retour à un fonctionnement normal de l'usine (600 000 m<sup>3</sup>/j traités). La 2ème chaudière détruite par l'accident sera réhabilitée pour fonctionner au gaz naturel dans un délai de 6 à 8 semaines. Après analyse de l'accident, les recommandations suivantes sont émises et diffusées à l'ensemble du groupe industriel : - les réseaux de biogaz doivent être conçus et construits selon la réglementation relative à la Directive des Equipements sous Pression ; en particulier, les canalisations doivent être soudées et raccordées par des brides et les manchons de raccordement sont à proscrire. - il convient d'asservir l'arrêt des compresseurs à la mesure de la chute de pression dans la canalisation de biogaz au refoulement de ceux-ci.



**Causes**

- déboîtement d'un manchon de raccordement

**Conséquences**

- destruction compresseurs et 1 chaudière
- arrêt de la production pendant 8 semaines
- 2 blessés

**Contre mesures**

- Périmètre de sécurité (pompiers)
- Chaudière provisoire au fuel
- Application réglementation conforme à la Directive Sévésô
- Canalisations soudées
- brides

N°26983

27/12/2002 ITALIE - 00 - ROME (ROMA) - Raffinage du pétrole

**Les faits****Produits impliqués : Hydrogène+méthane+GPL**

Un incendie se produit dans une unité d'isomérisation d'une raffinerie, qui assure la transformation des pentanes et hexanes. Il touche également l'unité de saturation du benzène, qui permet de convertir les aromatiques en composés saturés. La défaillance mécanique d'un compresseur de l'unité d'isomérisation conduit au dégagement d'un mélange de gaz composé de d'hydrogène (70%), de méthane et de GPL, qui, au contact de l'air, s'enflamme immédiatement. Le feu-torche ainsi engendré est orienté vers l'unité de saturation des benzènes, située à 14 m, qui est détruite et contribue grandement à l'extension du sinistre. Le compresseur, en fonctionnement depuis 20 ans, était utilisé pour le recyclage et la circulation du mélange de gaz dans l'unité. Il fonctionnait en parallèle avec un autre compresseur du même type qui, lui, n'a pas été impliqué dans l'accident. La défaillance mécanique du compresseur a consisté en la rupture du bas de la virole qui a été éjectée à plusieurs mètres. Environ 3 t de gaz particulièrement inflammable ont été émises à travers la section de la fuite et environ 12 t d'essence ont brûlé dans l'incendie. Les plans interne et externe (équivalents des POI et PPI) ont été activés sans délai. L'accident n'a pas fait de blessé ni de dommage sur l'environnement mais est à l'origine de 3 Meuros de dommages matériels. L'étude de danger de l'unité avait analysé le risque de feu chalumeau mais ne prévoyait pas d'effet domino possible sur les autres unités. L'étude de danger devra donc être revue en tenant compte d'hypothèses plus réalistes au regard de la cinétique des phénomènes, des durées d'intervention... Au titre du retour d'expérience, l'exploitant prévoit de substituer les 2 compresseurs opposés à plat par des compresseurs centrifuges simples afin de fiabiliser l'unité d'isomérisation, de revoir les emplacements des moyens de lutte contre l'incendie, d'améliorer la formation et l'entraînement du personnel aux situations d'urgence, de réviser les procédures d'arrêt et d'intervention en situation d'urgence.

**Causes**

- rupture du bas de la virole d'un compresseur de recyclage

**Conséquences**

- relâchement d'un mélange gazeux inflammable
- inflammation et feu chalumeau
- effets dominos sur l'unité impliquée et les unités voisines
- pas de blessés
- pas d'impact sur l'environnement
- 3 Meuros de dommages matériels

**Contre mesures**

- Remplacement des 2 compresseurs alternatifs par des compresseurs centrifuges
- revoir les emplacements des moyens de lutte contre l'incendie
- d'améliorer la formation et l'entraînement du personnel aux situations d'urgence
- réviser les procédures d'arrêt et d'intervention en situation d'urgence
- révision de l'étude des dangers pour prise en compte des effets dominos

**N°10167****05/10/1979 ITALIE - 00 - PRIOLO GARGALLO Industrie pétrochimique****Les faits****Produits impliqués : propylène**

Un feu se déclare au niveau d'une vanne de purge restée ouverte sur un circuit de recyclage de propylène. Le feu chalumeau provoque l'explosion des canalisations voisines. Une personne est tuée.

**Causes**

- vanne de purge restée ouverte

**Conséquences**

- feu chalumeau de propylène
- Explosion
- 1 tué

**N°18653****12/09/2000 FRANCE - 38 - BOURGOIN-JALLIEU - Distribution de combustibles gazeux par conduites****Les faits****Produits impliqués : Gaz de ville**

A la suite d'une fuite de gaz sur le réseau moyenne pression (inf. à 4 bar), un incendie se déclare dans une rue en centre ville. Un tracto-pelle insuffisamment stabilisé est à l'origine de l'accident. Il bascule dans une tranchée et, dans sa chute, sectionne le réseau électrique et arrache une conduite de gaz qui s'enflamme aussitôt. Les 3 ouvriers présents dans la tranchée de même que le chauffeur peuvent s'échapper. Chauffés par l'incendie, les réservoirs de l'engin explosent. Des flammes de plusieurs mètres de haut s'élèvent de la tranchée, la canalisation en polyéthylène fond sous l'action du feu. Les services de secours et les services techniques du gaz interviennent rapidement. Les vannes sont fermées et un périmètre de sécurité mis en place. Les 80 enfants d'une école maternelle toute proche sont évacués, de même que les 52 pensionnaires d'une maison de retraite. En milieu d'après-midi, la situation redevient normale (soit quelques heures après l'incendie)

**Causes**

- Percement d'une conduite de gaz par la chute d'un tracto-pelle dans une tranchée de travaux

**Conséquences**

- Fuite de gaz
- inflammation
- feu chalumeau de gaz
- explosion du réservoir de carburant du tracto-pelle

**Contre mesures**

- périmètre de sécurité (pompiers)
- fermetures des vannes isolant la conduite
- évacuation de 80 enfants d'une maternelle et 52 pensionnaires d'une maison de retraite

**N°21196****08/10/2001 FRANCE - 62 – HARNES - Fabrication de produits chimiques organiques de base****Les faits****Produits impliqués : Hydrogène**

Un feu se déclare sur le réacteur d'hydrogénation primaire d'une usine chimique synthétisant alcools et acides par réactions d'oxonisation entre oléfines et mélanges gazeux H<sub>2</sub> / CO. Les alcools sont ainsi synthétisés en 3 étapes : oxonisation HP (280 b) / BP (inférieur à 3 b), hydrogénation primaire (63 b), distillation sous vide et hydrogénation finale (63 b). A 2h35, une chute de pression est notée sur l'unité d'hydrogénation ; une tuyauterie tracée et calorifugée (DN 50, ép. 3,6 mm,) connexe à un séparateur et contenant de l'H<sub>2</sub> à 40 bar fuit. L'unité est dépressurisée à 2h40, mais 15 mn plus tard l'H<sub>2</sub> s'enflamme par autoéchauffement générant un feu de chalumeau dirigé vers l'intérieur de l'unité. Le POI est déclenché, 4 lances refroidissent l'unité et le feu est maîtrisé à l'aide d'extincteurs à 3h15. Sur les lieux avec d'importants moyens à 3h10, les pompiers n'interviennent pas et le POI est levé à 3h30. Les dommages matériels et l'impact sur l'environnement (fumée) sont limités. Une expertise de la tuyauterie révèle une fissure (30 mm) perpendiculaire à l'axe de la canalisation dans l'extrados d'un coude, une corrosion vers la portée de joint de la bride d'assemblage avec le condenseur et une corrosion interne du coude. La canalisation a subi une corrosion / érosion et les contraintes dues à un

supportage insuffisant qui ont fragilisé le coude. Des contrôles d'épaisseurs sont effectués, la canalisation est remplacée (ép. 5,6 mm) et un supportage adapté est mis en place.

**Causes**

- fissure (30 mm) perpendiculaire à l'axe d'une canalisation d'hydrogène dans l'extrados d'un coude,
- une corrosion vers la portée de joint de la bride d'assemblage avec le condenseur
- une corrosion interne du coude

**Conséquences**

- Fuite d'hydrogène
- inflammation
- feu chalumeau

**Contre mesures**

- Refroidissement de l'unité impactée par le feu chalumeau

**N°9516**

**15/04/1996 CANADA - 00 – WINNIPEG** - Transports par conduites

**Les faits :****Produits impliqués : Gaz naturel**

Un pipeline de gaz se rompt sous une rivière. Un nuage gazeux se forme et se déplace, en remontant la rivière. Il s'enflamme en détruisant une maison vide et en incendiant plusieurs arbres. La remontée de la flamme jusqu'à la fuite crée une torche de 45 m de haut. La coupure de l'arrivée de gaz permet de maîtriser le sinistre.

**Causes**

- Rupture gazoduc

**Conséquences**

- Feu torche
- 1 maison détruite

**N°4049**

**23/01/1992 FRANCE - 54 – VARANGEVILLE** - Fabrication de gaz industriels

**Les faits :****Produits impliqués : acétylène**

Lors du chargement d'un fût de carbure de calcium, une explosion sourde et un départ de feu se produisent dans un générateurs d'une usine de production d'acétylène. Une flamme chalumeau sort du générateur lors de l'enlèvement du fût et noircit le mur du local. Le générateur et les autres installations sont immédiatement mises en sécurité : arrêt alimentation en carbure, compresseurs... Les employés maîtrisent le début d'incendie en 5 mn avec des extincteurs avant l'arrivée des pompiers. Il n'y a pas de victime et les dommages matériels sont limités. Une expertise conclut à une inflammation de l'acétylène, évènement qualifié de rare qui est étudié pour définir les aménagements à effectuer afin d'éviter qu'il ne se reproduise. Lors du chargement d'un fût, l'atmosphère fût-sas est balayée à l'azote, puis un obturateur à joint gonflable ferme le sas. Tout en ne gênant pas la rotation de l'obturateur, des morceaux de carbure accrochés au sas ont empêché le joint de remplir complètement sa fonction. L'acétylène humide passant sur le carbure présent dans la vis et la trémie a provoqué une surchauffe locale. Cette dernière a conduit un début de polymérisation d'acétylène (explosion sourde) d'où une forte dilatation des gaz, une surpression dans le fût évacuée par le trou de purge (souffle anormalement fort) et l'inflammation du mélange acétylène / azote chaud au contact de l'air extérieur. Des procédures, contrôles et vérifications sont modifiés.

**Causes**

- début de polymérisation d'acétylène

**Conséquences**

- détonation
- feu chalumeau

**Contre mesures**

- installations mises en sécurité
- arrêt alimentation en carbures
- arrêt compresseurs
- procédures, contrôles et vérifications sont modifiés



**N°88**

**22/03/1989 ITALIE - SANNAZZARO DE' BURGONDI** - Raffinage du pétrole

**Les faits :**

**Produits impliqués : hydrogène**

De l'hydrogène est lâché (cause non précisée) dans une unité de désulfuration de gazole, produisant après allumage une flamme chalumeau horizontale de 50 m de long. L'unité était en phase de fonctionnement normal. Les pompiers de la raffinerie interviennent rapidement et réussissent à stopper l'approvisionnement de la flamme en hydrogène avant le développement d'un accident plus grave. Les dégâts matériels sont peu importants en regard du risque encouru.

**Causes**

- non précisées

**Conséquences**

- inflammation
- feu chalumeau de 50m de long
- **dégâts matériels peu importants**

**Contre mesures**

- arrêt appro en hydrogène

**N°7128**

**19/11/1984 MEXIQUE - 00 - SAN JUAN IXHUATEPEC** - Distribution de combustibles gazeux par conduites

**Les faits :**

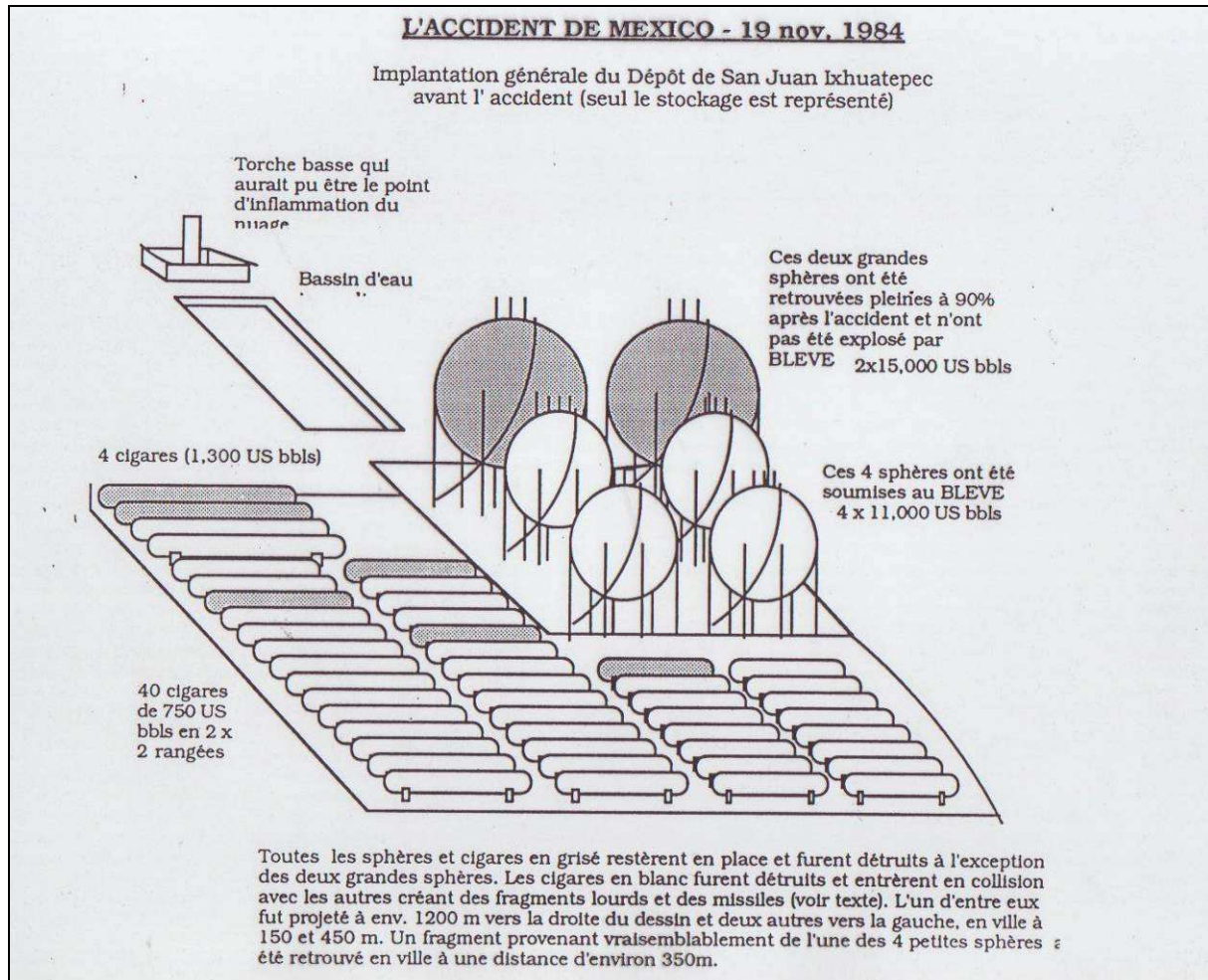
**Produits impliqués : GPL**

Durant la phase de remplissage d'une zone de stockage de GPL (mélange 80 % butane - 20 % propane) composée de 2 sphères de 2 400 m³, 4 de 1600 m³ et 48 cylindres horizontaux (5 000 m³), une canalisation 8 à 24 bar se rompt à 5h30. Un nuage de 150 X 200 X 2 m se forme et s'allume 5 à 10 min après sur une torchère à 120 - 150 m de la fuite. Le VCE engendre 5 min après le BLEVE de 2



petites sphères. Une boule de feu au niveau du sol (diamètre = 600 m) se forme. Dans un rayon de 300 m la zone est détruite et la population est décimée.

Par effet domino, des explosions se succèdent jusqu'à 11 h. Des fragments de sphères sont projetés à 600 m et 12 cigares-rockets (20 t) sont lancés (1 à 1 200 m). Au total plus de 500 morts, 7 000 blessés, 39 000 évacués et 4 000 sauveteurs sont dénombrés



### Causes

- rupture de pipeline

### Conséquences

- inflammation sur torche basse
- feu alimenté
- 15 BLEVE
- 500 morts, 7000 blessés

### N°7122

**30/05/1978 ETATS-UNIS - 00 - TEXAS CITY** - Raffinage du pétrole

#### Les faits :

#### Produits impliqués : isobutane

Vers 2h du matin, dans une zone de stockage de GCL de l'unité d'alkylation d'une raffinerie (3 sphères, 4 cylindres verticaux et 5 cylindres horizontaux), une sphère de 800 m<sup>3</sup> d'isobutane est sur-remplie (de même qu'un des cylindres verticaux) à partir d'un pipeline et se fissure le long d'une ligne de soudure. Très rapidement la fuite s'enflamme et un feu chalumeau est allumé à la source. Moins d'une seconde après, la sphère BLEVE et une énorme (mais dimension non connue) boule de feu se forme : la sphère se rompt en 3 morceaux principaux projetés dans 3 directions (distance max : 80m). La soupape est projetée à 120 m dans une unité gaz, où elle endommage un échangeur à tubes, provoquant un incendie généralisé de l'unité. Des cigares verticaux et horizontaux BLEVENT tour à tour ; 20' après la première, une seconde sphère de 800 m<sup>3</sup> d'un mélange butane-butylène (butène) BLEVE et génère une boule de feu d'environ 335 x 200 m. Des fragments sont projetés à 190 m et une soupape à 500m. Les explosions se poursuivent jusqu'à 6h. De nombreux autres effets missiles sont constatés : certains provoquent de gros dégâts voire des effets dominos dans les autres unités ou les matériels de protection (destruction d'une réserve d'eau et d'une pompe incendie par un fragment de la 2ème sphère). Des effets thermiques importants sont rapportés (selon un témoin, effet moins intense pour la 2ème sphère que pour la 1ère). Des vitres situées face au sinistre sont brisées

jusqu'à 3,5 km. L'incendie généralisé nécessite plus de 12 h d'intervention. Au final, seul 1 réservoir vertical cylindrique n'a pas explosé ; il sera retrouvé renversé à quelques mètres. 7 employés sont tués et 10 autres blessés. Le coût global est estimé à 100 M\$ (1986). Le sur-remplissage de la 1ère sphère serait dû à la défaillance d'un détecteur de niveau : une indication en salle de commande est relevée bloquée à 76 % alors qu'un accroissement subi de la pression de 16,5 à 23,5 bar a été détecté à la station de pompage du pipe. L'estimation de la pression dans la sphère pleine serait de près de 21 bar. Le mauvais fonctionnement d'une soupape serait également en cause. L'administration relève à l'époque 27 'violations' de la réglementation.

**Causes**

- Surremplissage réservoirs de C4
- Pression de refoulement pompe à débit réduit > pression de rupture réservoirs
- Eclatement de réservoirs de GPL
- mauvais fonctionnement d'une soupape
- 27 'violations' de la réglementation

**Conséquences**

- Feux chalumeaux
- 7 BLEVE
- 7 morts 18 blessés
- 1 milliard \$ de dégâts

**Explosion d'un gazoduc à Ghislenghien (Belgique), le 30 juillet 2004****Les faits:****Produits impliqués : gaz naturel**

L'ouvrage à l'origine de l'accident est une canalisation de transport de gaz enterrée à 1m10. Elle relie le port de Zeebrugge (mer du Nord) à la France.

A l'endroit du sinistre, 2 canalisations de gaz distantes l'une de l'autre de 7 m coexistent. L'une possède un diamètre de 90 cm construite en 1982 et l'autre, objet du sinistre, a un diamètre de 1 m et a été posée en 1991. Il y circule du gaz naturel sous une pression de 80 bar, pour un débit de 1,6 million de m<sup>3</sup>/h.

L'épaisseur des tubes d'acier est de 13 mm.

A l'endroit de la fuite de gaz, entre les balises U35 et U36, le tronçon peut être isolé entre deux vannes de sectionnement commandées à distance. Un câble de télémesure longe la canalisation pour qu'en cas de rupture, le centre de surveillance du transporteur soit informé

Vers 08h15, les pompiers sont alertés pour une « fuite de gaz », dans la zone de Ghislenghien à environ 50 km de Bruxelles. Cette fuite sur le gazoduc de diamètre « 100 cm » (DN 1000) se matérialise par un sifflement, un tremblement et la création d'une cavité dans le sol.

A 08h30, les pompiers demandent l'assistance du service du gaz et mettent en place un périmètre de sécurité. Plusieurs dizaines d'ouvriers travaillent sur un chantier de construction d'une usine et dans des entreprises environnantes. La fuite s'aggrave formant un jet blanchâtre d'une quinzaine de mètres de haut.

Vers 09h00, une explosion se produit. Deux minutes plus tard, des opérateurs isolent le tronçon de canalisation entre les deux vannes de sectionnement. Le nuage de gaz s'enflamme en créant une « boule de feu » qui se transforme ensuite en une longue torchère dont la hauteur est évaluée à 150/200 m. Selon les estimations, une température d'environ 3 000°C a été atteinte au cœur de la boule de feu.

Plusieurs personnes sont projetées à plusieurs dizaines de mètres parmi lesquelles des pompiers et des policiers. Une pluie de débris tombe sur les toitures de la zone industrielle. Dans un rayon de 150 à 200 m, des dizaines de véhicules s'enflamment, les revêtements de toiture des entreprises proches se liquéfient. Une entreprise de conditionnement de 3 000 m<sup>2</sup>, distante d'une soixantaine de mètres s'enflamme également.

Un tronçon de canalisation de 11 m et de plus d'une tonne est projeté à 150 m contre la clôture d'une pâtisserie industrielle dont la façade se cloque. Les secours restés près de leurs véhicules à environ 150 m, arrosent leur citerne en polyester qui se déforme sous l'effet du rayonnement thermique.

La longue torchère brûle pendant une vingtaine de minutes. La flamme baisse puis s'éteint progressivement après coupure de l'alimentation en gaz, laissant la place à un sombre tableau où se mêlent personnes en détresse et paysages sinistrés. Les blessés sont évacués vers les hôpitaux de la région et des moyens de secours français se rendent sur place pour prêter assistance aux autorités sanitaires belges.





Une vibration du sol de plus de 10 minutes a été enregistrée et s'est propagée en aval du conduit jusqu'à 10 kilomètres du point zéro. Un témoin vivant à 3 km des lieux de l'accident déclare avoir entendu un son proche de celui d'un coup de tonnerre vers 9h00. Le phénomène vibratoire se propageant dans la canalisation a engendré le déboulonnement de brides et des fuites secondaires dont certaines s'enflammèrent. L'opération de barrage de la canalisation a été compliquée par ces vibrations.

L'explosion a créé un cratère de 10 m de diamètre et de 4 m de profondeur

Les conséquences :

Les conséquences de l'accident sont multiples:

Conséquences humaines: Avec 35 morts, dont 5 pompiers, 1 policier et 5 employés qui sont tués sur le coup et 132 blessés, cet accident constitue la plus importante catastrophe industrielle que la Belgique ait connue en un demi siècle.

Des dégâts matériels: une zone industrielle est totalement dévastée sur un rayon de 200 m. Une cartonnerie de 4 000 m<sup>2</sup>, une station service, de nombreuses toitures, des voitures sont détruites. Une zone de chantier est également touchée et de nombreux champs sont calcinés.

A 200 m, le poste de détente gaz moyenne pression situé sur le parking de la cartonnerie voit son coffret en plastique fondre et une fuite enflammée se produit, incendiant 6 véhicules.

La chaleur a été ressentie à près de deux kilomètres du lieu du sinistre.

L'accident est survenu à proximité de l'autoroute A8 Bruxelles-Tournai, qui a été fermée.

Conséquences économiques

En octobre 2004, une estimation sur les dégâts fait état d'un montant de 100 millions d'euros.

#### Causes

- Agression extérieure du gazoduc lors de travaux de terrassement, diminuant à 3, 4 mm l'épaisseur de la conduite au droit du contact.
- La veille de l'accident la pression de service est passée de 50 à 80 bars

#### Conséquences

- 100 millions d'euros de dégâts
- 35 morts, 127 blessés
- 3 usines dévastées : Outils de forage diamantés, Emballages cartons, Agroalimentaire
- Des dizaines de véhicules calcinés dans un rayon de 250 mètres
- Destruction du pipeline DN 1000 sur 75 m.
- Pipeline DN 900 partiellement découvert

#### Contre mesures

- Plan catastrophe
- Plan MASH (Mise en Alerte des Services Hospitaliers)
- Plan BABI (Belgian Association for Burn Injuries)
- Plan Blanc
- Mise en place études de dangers et plans d'urgence

### N°4914

20/07/1977 ETATS-UNIS - 00 - RUFF CREEK - Transports par conduites

#### Les faits :

**Produits impliqués : propane**

Un pipeline qui transporte du propane sous une pression de 31 bars se rompt à la suite de phénomène de corrosion ainsi que des contraintes physiques auxquelles il est soumis. Le liquide vaporisé forme un nuage s'étirant sur près d'un kilomètre le long de la vallée. 1h 30 après le début de la fuite, le démarrage d'un camion entraîne une inflammation du nuage. Les 2 passagers du camion sont tués, la fuite de propane s'enflamme en formant une torchère. Une ligne électrique est coupée et 57 bêtes à bétail périssent carbonisées.

#### Causes

- Corrosion

#### Conséquences

- Inflammation par camion
- Feu chalumeau vertical
- 2 tués
- 57 bêtes à bétail carbonisées

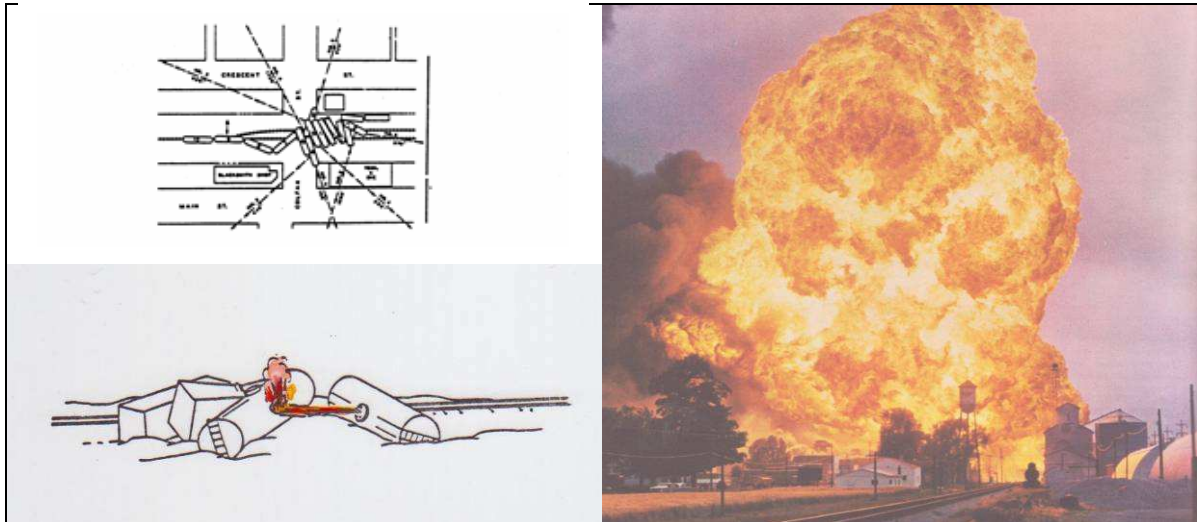
### N°6919

21/06/1970 ETATS-UNIS - 00 - CRESCENT CITY - Transports ferroviaires de fret

#### Les faits :

**Produits impliqués : Propane**

Dans un convoi ferroviaire, une trémie de sable déraile et entraîne dans sa suite 9 wagons de propane. Perforé, un wagon s'enflamme spontanément. La chaleur déclenche la soupape de sécurité d'un second wagon et crée une flamme chalumeau qui en fait exploser un troisième (BLEVE). Un fragment est propulsé à 180 m et un autre morceau percute le toit d'une station-service qui s'effondre. Le second wagon explose 2 heures plus tard. Un de ses fragments est projeté à 500 m.



Un quatrième wagon explose et détruit 3 bâtiments situés sur sa trajectoire. 35 minutes plus tard un autre réservoir se rompt, il est bientôt suivi par deux nouveaux wagons. Les fragments de l'un d'entre eux provoquent l'explosion des 2 dernières citernes. 66 personnes sont blessées.

#### Causes

- Déraillement ferroviaire

#### Conséquences

- Feu chalumeau
- 6 BLEVE
- 66 blessés

#### N°1

**04/01/1966 FRANCE - 69 – FEYZIN** - Raffinage du pétrole

#### Les faits :

#### Produits impliqués : propane et butane

La raffinerie mise en service en 1964 traite 1,7 Mt/an de pétrole. Sa zone de stockage de GPL comprend 12 850 m<sup>3</sup> (capacité théorique 13 100 m<sup>3</sup>) d'hydrocarbures sous pression dans 10 sphères de propane ou de butane. Les sphères sont au plus proche à 22,50 m de l'autoroute A7. Un aide opérateur prélève un échantillon lors d'une purge sur une sphère de propane de 1 200 m<sup>3</sup> remplie à 60 %. Après plusieurs incidents, une procédure opératoire stricte avait été établie pour purger les sphères (ouverture de la vanne supérieure, puis progressivement de la vanne inférieure sans jamais l'ouvrir à fond). A 6h40, l'aide opérateur manœuvres dans le mauvais ordre les vannes en série qui givrent et se bloquent. Une fuite de propane génère un nuage inflammable qui dérive lentement jusqu'à l'autoroute. Des voitures le traversent sans conséquences. Mais à 7h15, une voiture arrêtée à 100 m du point de fuite sur le CD4 longeant l'autoroute allume le nuage ; son chauffeur grièvement brûlé décèdera ultérieurement. Un violent chalumeau apparaît sous la sphère 1 min plus tard. Les secours de la raffinerie, de Vienne et de Lyon arrivés entre 7 h et 8h30, essaient de refroidir les sphères voisines et d'éteindre la torchère géante qui prend une nouvelle ampleur après l'ouverture des soupapes de sécurité sur le haut de la sphère. Celle-ci explose brutalement vers 8h45 (1er BLEVE) en faisant 13 victimes. La boule de feu culmine à 400 m de hauteur et atteint 250 m de diamètre. Une sphère voisine de propane explose à son tour à 9h40 (2ème BLEVE) sans faire de victimes. Le bilan humain est lourd : 18 morts dont 11 sapeurs pompiers et 84 blessés sur 158 personnes présentes. D'importants dommages matériels sont observés : inflammation des réservoirs voisins et ouverture de plusieurs sphères de stockage, missiles dus aux BLEVES retrouvés à plus de 700 m dont l'un de 48 t à 325 m, immense cratère à la place des 2 sphères, 8 000 m<sup>3</sup> (1 500 t) de produits pétroliers perdus. Le souffle de l'explosion est perçu jusqu'à Vienne (16 km au sud) et 1 475 habitations ont été atteintes. Des responsabilités pénales sont retenues envers l'aide opérateur et l'agent de sécurité pour méconnaissances des consignes. Le Directeur du site est également mis en cause. En matière civile, des dommages et intérêt sont retenus. Cette catastrophe entraîne de profondes réformes de la réglementation et de l'administration chargée du contrôle des installations classées.

#### Causes

- Mauvaise procédure de purge



- Mauvaise réaction du personnel
- Routes non barrées

**Conséquences**

- nappe de gaz enflammée par un véhicule
- **feu chalumeau**
- 2 BLEVE
- 18 morts
- 84 blessés

**Contre mesures**

- mise en place d'une réglementation GPL

N°35176

14/09/2008 ETATS-UNIS - 00 – APPOMATTOX D35.22 - Distribution de combustibles gazeux par conduites

**Les faits :****Produits impliqués : gaz naturel**

Vers 7h45, la rupture d'une canalisation enterrée de gaz naturel allant du golfe du Mexique à New York (pression: 56 bar, diamètre: 30 pouces) est suivie de l'inflammation d'une importante quantité de gaz conduisant à un jet enflammé à proximité d'une voie de circulation et d'habitations. Des débris sont projetés dans les airs et des flammes montent jusqu'à 100 m au dessus du sol. La rupture de la canalisation est à l'origine d'un cratère de 4,5 m de profondeur et l'herbe est brûlée sur un secteur de 350 m de diamètre. Le gaz est coupé par l'intervention des opérateurs de l'exploitant qui ont détecté la baisse de pression suite à la cassure. Une centaine de pompiers intervient et évacue 23 familles ; ils ne peuvent que contenir le feu. Le bilan de l'accident fait état de 5 blessés parmi les riverains dont l'état nécessite une hospitalisation et de 2 maisons détruites. Les 2 canalisations situées à côté ne sont pas endommagées et leurs pressions sont abaissées. Problème de perte d'épaisseur par corrosion ? Protection cathodique défaillante ? Une enquête est effectuée pour déterminer les causes du sinistre.

**Causes**

- Perte d'épaisseur ou protection cathodique défaillante ?

**Conséquences**

- Rupture canalisation dia 30"
- Inflammation et jet enflammé
- cratère de 4,5 m de profondeur
- l'herbe est brûlée sur un secteur de 350 m de diamètre
- 2 maisons détruites
- 5 blessés

**Contre mesures**

- Alimentation coupée par des opérateurs de l'exploitant
- 23 familles sont évacuées par les pompiers

## 4.4 RETOUR D'EXPERIENCE

Le phénomène de feu torche a pour origine un rejet de fluides combustibles, généralement à l'état gazeux, qui s'enflamme :

- spontanément si sa température est suffisamment élevée (2 cas sur 17),
- en raison de points chauds (2 cas sur 17),
- par démarrage d'un véhicule situé à proximité (étincelles  $\Rightarrow$  3 cas sur 17,...).
- ou encore par action de la foudre,

Les produits enflammés sont divers et vont des gaz tels que l'hydrogène, le propane, l'acétylène à l'huile de lubrification.

Les feux torche se produisent généralement sur des canalisations (3 cas sur 17), mais une fissure ou une perforation sur un stockage (2 cas sur 17) ou encore une vanne de purge restée ouverte (2 cas sur 17) peuvent également être à l'origine d'un tel phénomène.

### CAUSES DES ACCIDENTS

Les accidents répertoriés permettent d'identifier plusieurs causes d'occurrence du feu torche :

- la défaillance matérielle (corrosion de la conduite (3 cas sur 17), contraintes mécaniques trop fortes (2 cas sur 17) et fissure de soudure (2 cas sur 17)),
- la défaillance humaine

### CONSEQUENCES DES ACCIDENTS

Par ailleurs, quelques éléments observés donnent une idée qualitative des conséquences des feux torche :

- les débits de fuite qui représentent des quantités importantes de combustibles rejetés (par exemple un chalumeau alimenté à un débit de 250 à 300 l/min, et un accident où la société indique qu'elle a perdu 9000 m<sup>3</sup> de gaz lors de l'accident en 11 h.
- l'orientation de la flamme qui peut avoir une influence déterminante sur l'occurrence d'effets dominos (cas d'une flamme chalumeau horizontale, ou cas d'un chalumeau à flamme verticale orientée vers le haut,
- les hauteurs de flamme d'une dizaine voire de plusieurs dizaines de mètres,
- les températures importantes atteintes autour du sinistre qui soulignent le caractère dévastateur du feu torche : les terrains sont calcinés à des distances considérables, avec des températures de 1400 °C à 60 m, de 1100 °C à 76 m, de 600 °C à 97 m, de 450 °C à 125 m. et dans un autre accident, le maïs est brûlé sur 30 m de rayon, ou dans un autre cas encore 57 bêtes périssent carbonisées.

Une caractéristique particulière du feu torche réside dans sa propension à entraîner des effets dominos sur les équipements alentour. A titre d'illustration, il peut être à l'origine d'accidents aux conséquences dramatiques tels que :

- BLEVE de sphères et de cigares de stockage générant des boules de feu,
- Explosion de véhicules qui sont en général à l'origine de l'allumage du feu torche,
- Feux torche et explosions de canalisations
- Projections de missiles (fragments de canalisations, de sphères, de véhicules...) à plusieurs centaines de mètres

### MOYENS DE PROTECTION

Au cours de l'accident, des moyens de protection peuvent être mis en place par les services de secours ou même directement par les employés travaillant sur l'installation :

- Coupure de l'alimentation en produits inflammables (6 cas sur 17),
- Mise en place d'un périmètre de sécurité et évacuation de locaux publics tels que les écoles (2 cas sur 17),
- Refroidissement des structures situées autour par des lances incendie

A noter que le seul moyen en pratique d'arrêter ce type d'incendie est de couper l'arrivée du combustible.

### SEUILS RETENUS POUR LES EFFETS DOMINOS SUR LES STRUCTURES

Pour une installation susceptible de subir des phénomènes de feux torche telle qu'une raffinerie, les effets thermiques concernent l'homme mais aussi les structures (effets dominos). Pour qu'une installation subisse de graves dommages voire devienne elle-même le siège d'un incendie, il faut généralement que les flux radiatifs rencontrés soient nettement plus élevés et que l'exposition au feu dure plus longtemps que pour constater des effets sur la santé humaine.

Ces flux critiques dépendent aussi de la nature même du matériau et de sa géométrie. Par exemple, le bois s'enflamme en quelques secondes pour un flux rayonné de 25 kW/m<sup>2</sup> alors qu'une poutrelle en acier pour ce même flux ne subit qu'une décoloration de surface et un décollement de la peinture. Concernant la même poutrelle, la rupture ou l'effondrement survient pour un flux de 100 kW/m<sup>2</sup>.

Pour mémoire, ces deux valeurs critiques de flux, 100 et 25 kW/m<sup>2</sup> ont une correspondance en terme de niveaux de dommages, dénommés respectivement dommages de niveau 1 et 2 et qui ont été définis par Van Den Bosch (1989) à partir de constatations visuelles de ces dommages. Ils se définissent de la manière suivante :

- Dommages de niveau 1 : Inflammation des surfaces exposées au flux radiatif et cassures ou autres défauts des structures.
- Dommages de niveau 2 : Sérieuse décoloration d'une certaine partie du matériau, décollement de la peinture et/ou déformation sensible des structures.

Il faut tout de même noter que ces seuils critiques de 25 et 100 kW/m<sup>2</sup> sont caractéristiques d'un certain type de structure et ne sont pas applicables par exemple à une capacité ou à une canalisation circulaire recouverte éventuellement d'une isolation thermique et surtout contenant un fluide. Ces valeurs seuils peuvent être utilisées en première approximation mais afin d'être plus représentatif, il faudrait appréhender de façon plus fine ce problème physique en effectuant un bilan thermique de la structure réelle agressée.

Or, pour chacun des niveaux de dommages 1 et 2, une température seuil pour l'acier peut être identifiée telle que :

- T<sub>niveau 1</sub> = 500 °C,
- T<sub>niveau 2</sub> = 200 °C.

D'ailleurs, lorsque l'acier atteint cette température de dommages de niveau 1 de 500 °C, il a déjà perdu près de la moitié de sa résistance mécanique.

Ces deux dernières valeurs sont en général retenues comme seuils critiques afin de considérer ou pas les effets dominos associés à un feu torche sur une structure telle qu'une canalisation ou une capacité constituée uniquement d'acier.

Concernant les réservoirs atmosphériques d'hydrocarbures, il existe dans la littérature des indications sur des valeurs limites de flux incident permettant d'appréhender les risques de propagation d'un incendie. Ces seuils critiques et leurs conséquences sont reportés dans le tableau ci-après. Toutefois, il est difficile avec ces seules données de juger des dommages causés au réservoir pour des flux incidents compris entre 8 et 36 kW/m<sup>2</sup>.

#### Flux thermique critique

< 8 kW/m<sup>2</sup>

< 12 kW/m<sup>2</sup>

> 36 kW/m<sup>2</sup>

#### Conséquences

Propagation improbable sans mesure de protection particulière

Propagation improbable du feu si refroidissement important

Propagation de au réservoir même avec un système de refroidissement

Il est à noter tout de même que la majorité des équipements d'une raffinerie (capacités, fours, canalisations...) est en général conçue pour fonctionner sous de fortes températures et pressions. Les aciers employés sont donc des aciers spéciaux résistants à des contraintes souvent importantes. De ce fait, les seuils proposés dans le présent document peuvent, à priori, sembler sous-estimés, compte tenu de la spécificité des équipements d'une raffinerie. Cependant, les éléments de structure porteuse tels que les racks de canalisations sont souvent fabriqués dans des aciers de qualités plus classiques. Les seuils préconisés paraissent alors justifiés.

Par ailleurs, dans les raffineries, afin de réduire les pertes de chaleur dans le procédé, les équipements sont très souvent isolés thermiquement soit par des calorifuges de type laine de roche (pour les capacités, canalisations...) soit par des couches de béton réfractaire (pour les réacteurs),



des températures critiques doivent également être définies pour ces matériaux isolants. Les fabricants d'isolants donnent une température de fusion de la laine de roche de 1100 °C et une température de tenue de leur isolant de 750 °C (FLUMROC, 2002). Cette température de 750 °C sera ainsi considérée comme seuil critique pour le calorifuge type laine de roche. Concernant les matériaux réfractaires, selon G. Dreux (1964), un béton est considéré comme réfractaire s'il peut supporter des températures allant jusqu'à 1400 °C.

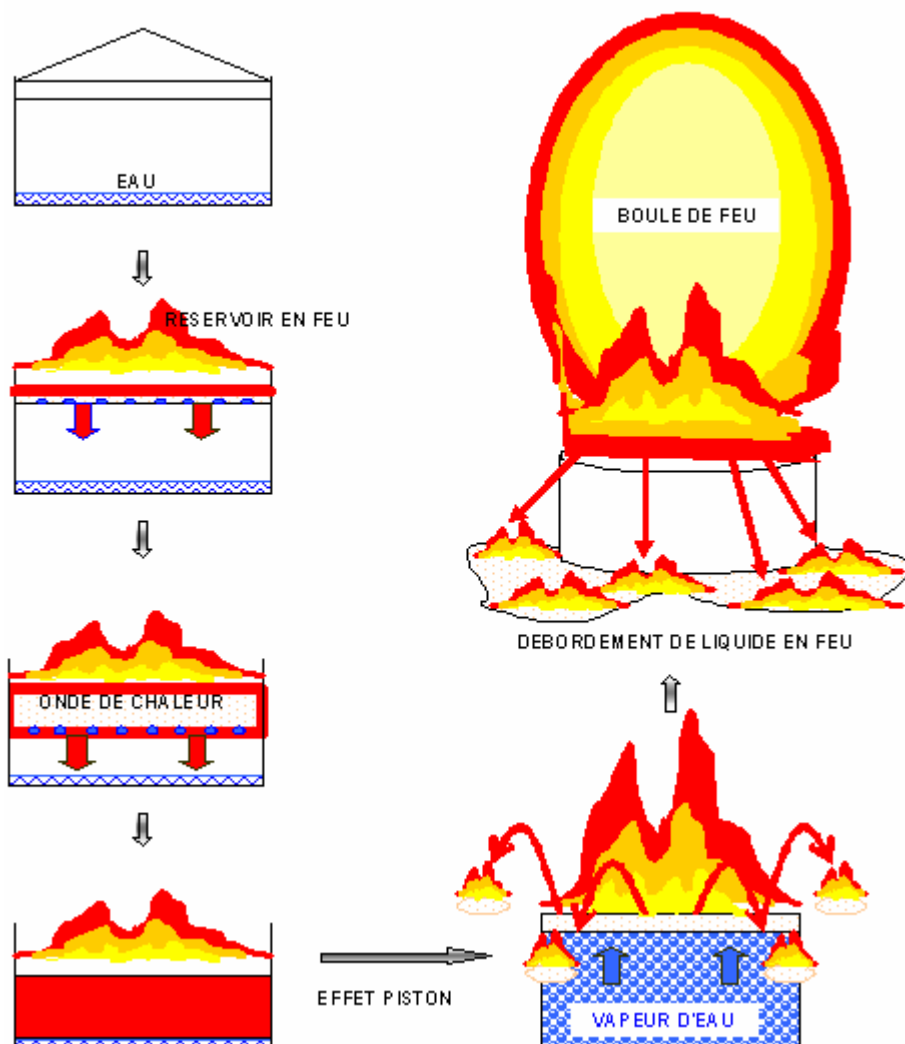
Vis-à-vis des calculs, il faut garder à l'esprit que les structures considérées peuvent être constituées de plusieurs épaisseurs de matériaux différents, typiquement, par exemple, une canalisation en acier calorifugée par de la laine de roche. Ces différentes épaisseurs s'effaceront au fur et à mesure que les températures critiques de rupture de chaque matériau seront atteintes. Un bilan thermique réalisé sur la cible considérée permet de déterminer l'évolution en température du ou des matériaux constituant la cible en fonction du temps et d'estimer à quel(s) instant(s) la ou les température(s) critique(s) de rupture seront atteintes.

Il est possible d'en déduire si le flux de chaleur (convection + rayonnement ou rayonnement seul) reçu par la cible doit être considéré comme critique ou non. Au final, la vulnérabilité de la cible sera évaluée de façon plus précise qu'en prenant des seuils critiques préétablis.



## 5. FEU DE BAC DE FO2 AVEC BOILOVER POTENTIEL

### 1 Séquence d'un boilover.



### DEFINITION DU PHENOMENE

Un boilover est un phénomène de moussage de grande ampleur impliquant des réservoirs atmosphériques et résultant de la transformation en vapeur, d'eau liquide (fond d'eau, eau libre, émulsion) contenue **dans un réservoir en feu**.

Ce phénomène ne doit pas être confondu avec un frothover impliquant un réservoir réchauffé et non en feu, ou un slopover qui est un phénomène de faible ampleur localisé à la surface de l'hydrocarbure contenu dans un bac.

Un boilover peut concerner des réservoirs de gazole, de fuel et de brut notamment.

Les mots clés sont : **feu, onde de chaleur** et **effet piston**.

Les effets conséquences sont : boule de feu, débordement et épandage d'hydrocarbures en feu à l'extérieur de la cuvette de rétention.

### CONDITIONS NECESSAIRES POUR LA NAISSANCE D'UN BOILOVER

Pour qu'un BOILOVER se produise, 4 conditions doivent être réunies :

- 1 le feu du bac ;



- ② la présence d'eau à transformer en vapeur ;
- ③ la création d'une onde de chaleur qui entre en contact avec le fond d'eau situé sous la masse d'hydrocarbures ;
- ④ un hydrocarbure suffisamment visqueux pour que la vapeur ne puisse pas traverser facilement depuis le bas.

### 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.

### 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.

Le paramètre capital à évaluer est la température de l'onde de chaleur.

#### Qu'est-ce qu'une onde de chaleur ?

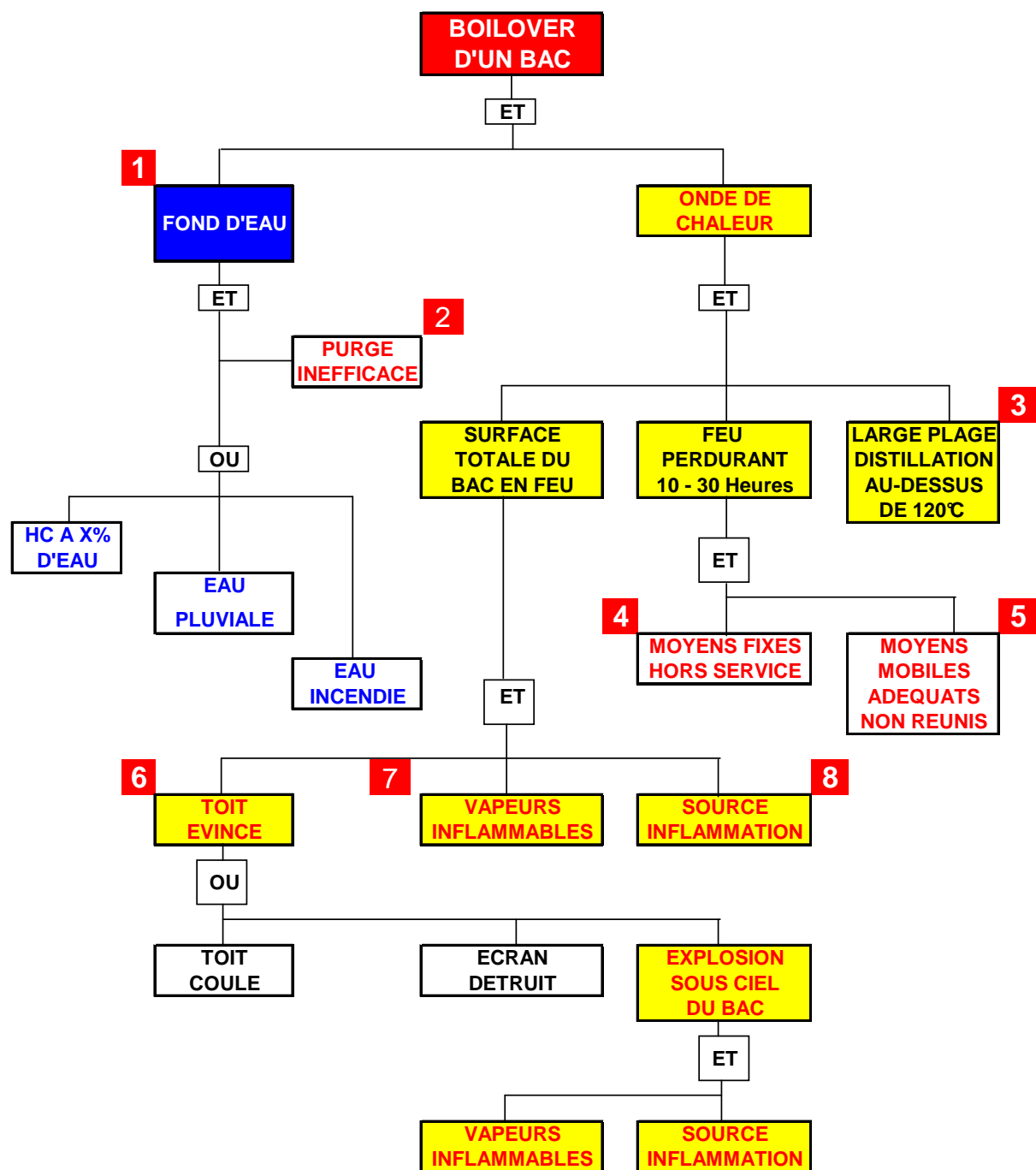
Dans le cas de combustion d'un hydrocarbure caractérisé par une large plage de températures d'ébullition, les coupes légères à bas point d'ébullition montent à la surface et alimentent le feu, tandis que les coupes plus lourdes à haut point d'ébullition, coulent vers le fond et forment un front chaud 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. C'est ce que l'on appelle ici " onde de chaleur ".

*" 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. "*

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.



## 5.2 CAS D'UN BOILOVER DETAILLE EN CENTRALE THERMIQUE

**TACOA Caracas Venezuela, 19 décembre 1982**

### ① Tableau des données

Date:	19 Décembre 1982
Lieu:	Tacoa, Venezuela
Site:	Centrale thermique
Installations:	Reservoir à toit fixe conique de 40,000 m <sup>3</sup> de fuel oil n°6
Cause:	Explosion d'un mélange de vapeur et d'aérosol de FO surchauffé au-dessus de son point d'éclair, pendant une opération de jaugeage.
Temps de déclenchement du BO:	6h15
Durée des événements:	20 jours
Victimes:	Plus de 150 morts et 500 blessés
Dégâts:	50,000,000 \$: les centrales 1200 MW et 500 MW 70 pavillons, 60 véhicules détruits

Produit	FO No 6 + 5-20% naphta lourd
Données réservoirs	D <sub>t</sub> = 55 m and H <sub>t</sub> = 17 m
Température de stockage	T <sub>st</sub> = 353 K
Température ambiante	T <sub>atm</sub> = 298 K
Hauteur initiale de fuel	H <sub>0</sub> = 6.1 m
Feu de cuvette	OUI
Dimensions boule de feu	330 m
Projections	OUI, cuvette submergée
Distance des projections	Plus de 300 m



### ② Description du système concerné et de son environnement

Le bac impliqué par le boilover est le bac n°8, à toit conique, d'un diamètre de 55 m, hauteur de 17 m et capacité de 40 000 m<sup>3</sup>. Au moment des faits, il contenait 6 mètres de fuel oil n°6, soit un volume de 13 200 m<sup>3</sup>.

Le bac est équipé d'une liaison fragile toit/robe et réchauffé à une température de 338,8 K (65,6°C) au moyen de 6 réchauffeurs.

Ce bac est contenu seul dans une cuvette de rétention de 5 440 m<sup>2</sup> de surface (85 m x 64 m) avec des merlons de 6 mètres.

Le réservoir et sa cuvette se trouvent au sommet d'une colline surplombant de 55 m le niveau des centrales. Le réservoir 8 se trouve à 20 mètres de la pente de 45° de cette colline.



Une couronne d'aspersion de refroidissement de 4" est installée au sommet du toit et ce merlon est équipé d'un collecteur incendie de 8" et de têtes destinées à créer un brouillard d'eau d'un débit de 2,3 m<sup>3</sup>/mn chacune.

Le réservoir, sa cuvette et les dispositifs y afférents se conforment aux exigences du NFPA.

Ce réservoir et le bac n° 9, identique, alimentent la centrale de TACOA qui fournit 96 % de la demande en électricité de la ville de CARACAS située à 38 km.

Cette centrale, au jour de l'accident, comptait 2 unités opérationnelles (1200 MW + 500 MW) et 1 unité de 500 MW en voie d'achèvement.

Le réservoir n°9, également contenu dans une cuvette de rétention, se situe à 32 m au-dessus du niveau de la mer et à 305 m de cette dernière.

La distance séparant les merlons des cuvettes des réservoirs 8 et 9 est de 67 m.

Outre les tranches de production d'électricité, de nombreuses habitations sont enclavées entre la mer et les pentes que culminent les réservoirs 8 et 9.



### **③ Analyse physique des phases de l'accident**

- Le 18 décembre 1982 à 23 h 30, une alarme température haute, sur la ligne d'alimentation en fuel de la centrale venant du réservoir n°8, est activée en salle de contrôle.  
L'alarme est étalonnée à 80°C et l'enregistreur de paramètres opératoires indique une valeur de 88°C.  
Seuls deux des six réchauffeurs étaient en service, et l'un des deux fut dès lors coupé, à la suite de quoi la température retombe à 80°C.
- Le même jour le réservoir n°9 a été avitaillé pendant 15 heures par un tanker mouillé au large des côtes. L'excédent de fuel pompé dans le bac 9 est repris dans le bac 8 via une ligne pénétrant dans le toit dudit bac.
- Le 19 décembre 1982 à 6 h 15, deux membres du personnel de la centrale montent sur le toit du bac n°8 pour effectuer une opération routinière de jaugeage. Deux minutes plus tard une violente explosion éjecte l'entièreté du toit du bac dont les débris retombent dans la cuvette de rétention et rompent la ligne de retour du fuel engendrant un feu dans la cuvette.  
La chute du toit endommage également le réseau d'eau incendie. Le réservoir s'enflamme. A ce moment la hauteur de fuel oil n°6 dans le bac n°8 est de 6,1 m, et le volume d'hydrocarbures de 15 900 m<sup>3</sup>.  
Les deux personnes qui étaient sur le toit sont tuées sur le coup.
- La centrale ne dispose pas de corps de pompiers et le poste le plus proche est à environ 20 minutes de route. L'accès à la centrale se fait par une route étroite et sinueuse passant au-dessous des bacs de stockage 8 et 9.  
Cette route en contrebas du réservoir sinistré va être très rapidement encombrée par les multiples véhicules des pompiers, des reporters de la radio et de la T.V., et des nombreux spectateurs.  
Les efforts des pompiers vont être sérieusement limités par les points suivants :
  - le profil et la configuration du terrain ;
  - l'accès très peu aisé vers les réservoirs ;
  - les dégâts causés au réseau d'eau incendie ;
  - l'écrasement des boîtes à mousse du bac n°8 lors de l'explosion.
 Juste avant le boilover, pompiers, personnel de la centrale et de la défense civile se trouvaient entre 30 à 60 mètres du réservoir sinistré.

- A 12 h 15, soit 6 heures après l'explosion du toit du bac n°8, un violent boiloover se développe. Une boule de feu atteignant 300 m de hauteur se développe. Des hydrocarbures en feu submergent la cuvette de rétention du bac n°9 et se répandent en contrebas vers la route et la mer.
- Un mur de béton empêche la vague d'hydrocarbures de pénétrer dans la nouvelle tranche en construction, mais tel n'est pas le cas de l'ancienne tranche de 500 MW en service qui est détruite.
- A ce moment précis la nappe d'hydrocarbures en feu s'étend jusqu'à 400 mètres du réservoir n°8 et provoque l'incendie de 70 habitations et de 60 véhicules parmi lesquels la quasi totalité des véhicules d'incendie amenés sur le site.
- 150 à 200 personnes (50 pompiers, 17 personnes de la centrale, de nombreux curieux) ont perdu la vie.
- Plus de 500 blessés ont été dénombrés et 1 000 personnes se sont retrouvées sans logement.
- Peu de temps après le boiloover, le feu du bac 8 et de sa cuvette de rétention s'éteint tout seul, bien que quelques décimètres de fuel oil subsistent.
- Cependant le feu de la cuvette du bac 9 perdure, alimenté par des tuyauteries crevées. Plusieurs heures après le toit du bac n°9 s'ouvre partiellement à sa liaison fragile robe/toit. Le contenu du bac s'enflamme et continue de brûler pendant 20 jours sans occasionner de boiloover.
- Ceci s'explique par le fait de l'ouverture partielle du toit entraînant un foyer limité en surface, avec une vitesse de combustion infiniment plus faible que si le toit avait été éjecté.

→ **Cet accident met en exergue les trois problèmes ci-après :**

- ① l'explosion du bac n°8 implique la présence d'une atmosphère contenant des hydrocarbures dans les limites d'inflammabilité sous le ciel du toit du réservoir. Pour ce faire la température de stockage du fuel devait être supérieure à son point d'éclair. Il semble que les spécifications propres à la centrale de TACOA autorisaient la présence de 5 à 20 % de fractions légères dans le fuel oil, pratique courante à l'époque aux U.S.A. pour le fuel oil n° 6.
- Le fuel oil n° 6 impliqué dans le boiloover présentait un point d'éclair de 71°C et était normalement stocké à 65°C. La veille de l'accident la température du fuel stocké fut portée à 80°C générant un volume de vapeurs inflammables. En outre, l'excédent de fuel oil en provenance du bac 9 injecté par le toit du bac 8, a augmenté la concentration en hydrocarbures du volume de vapeurs par formation d'aérosol.
- ② L'explosion de la phase vapeur du bac n°8 nécessite une source d'ignition. Une hypothèse évoquée est la suivante : lorsque les deux membres du personnel de la centrale sont montés sur le toit du bac 8 pour lire la jauge, il faisait noir et aucun d'eux n'avait de lampe électrique. Peut-être ont-ils gratté une allumette pour voir la jauge ?
- ③ Le fluxage du fuel oil n°6 par du naphta a pour effet d'élargir la plage des températures d'ébullition et permettre une vitesse de descente de l'onde chaleur plus élevée.

**4 Paramètres quantifiés**

- Produit : fuel oil n°6, avec un point d'éclair de 71°C (344 K)
- Réservoir :
 

DEQU	= 55 m
HEQU	= 17 m
VEQU	= 40 000 m <sup>3</sup>
TSER	= 339 K
SCUV	= 5865 m <sup>2</sup>
VCUV	= 35 190 m <sup>3</sup>
- Caractéristiques au moment des faits :
 

TSER	= 353 K
VLIQ	= 15 900 m <sup>3</sup>
HLIQ	= 6,1 m

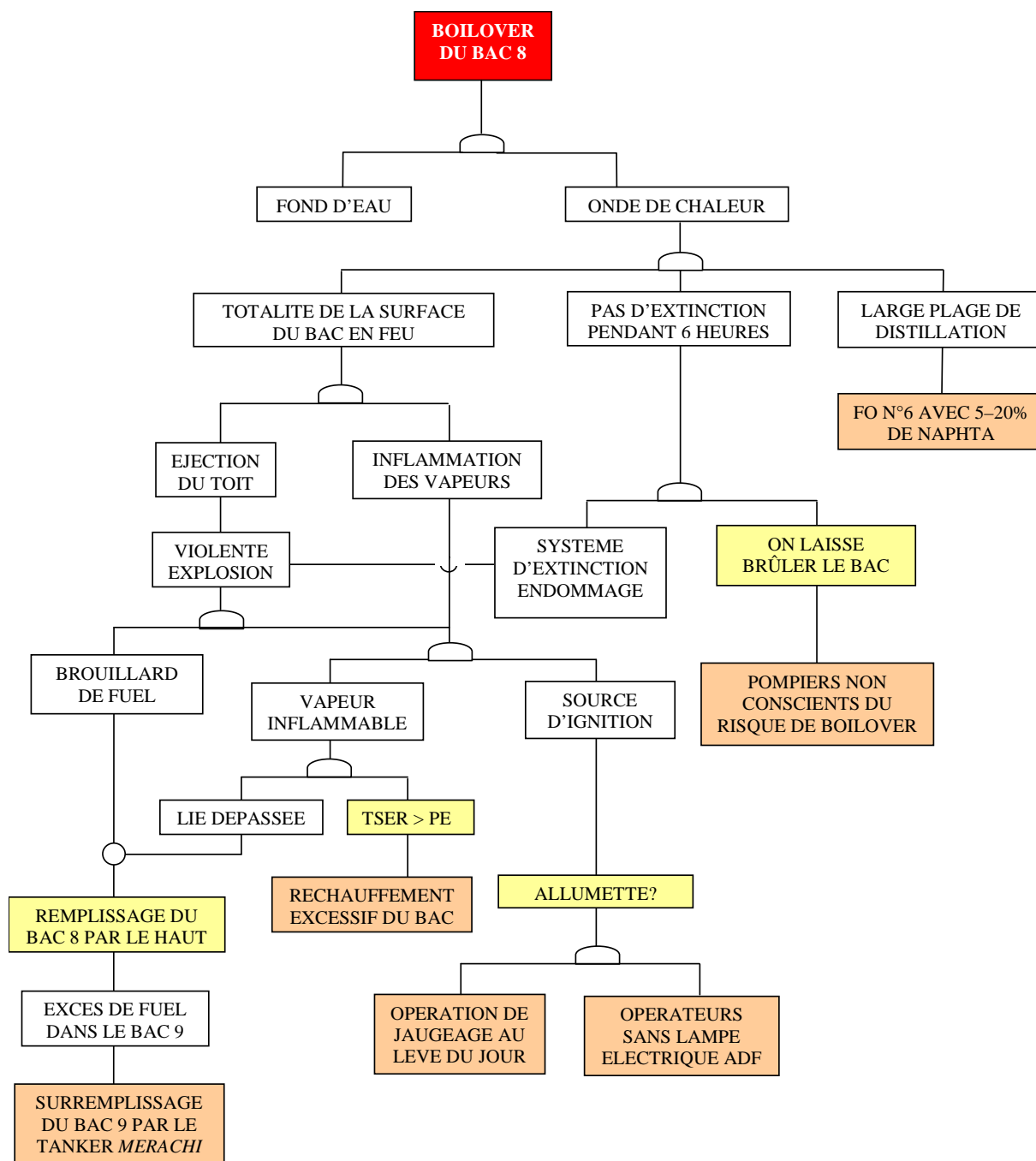
- t = 6 heures après inflammation du bac
  - Effets conséquences :
    - RNAP = 548 m
    - Victimes : 200 morts et 500 blessés
    - Montant des dégâts : 50 000 000 \$ (1982)
- Temps de maîtrise du sinistre : 20 jours.

## 5 Paramètres décisifs

- A l'origine du moussage :
  - ① stockage d'un fuel oil pouvant être fluxé entre 5 et 20 pour cent des fractions légères type naphta lourd.
  - ② explosion et feu d'un bac dus à une température anormale de réchauffe, supérieure au point d'éclair de l'hydrocarbure ( $353\text{ K} > 344\text{ K}$ ).
  - ③ incapacité des services de sécurité à maîtriser un feu de bac de  $2\,376\text{ m}^2$  de surface pendant les six heures précédant le boilovert :
    - le réseau d'eau incendie est partiellement détruit par la chute du toit du réservoir,
    - les installations fixes de mousse du réservoir sont détruites par l'explosion initiale,
    - absence de dispositif d'injection de mousse à la base,
    - accès peu adéquat au réservoir.
  - ④ fond d'eau dans le réservoir.
- Ayant amplifié les conséquences :
  - ① réservoir situé au sommet d'une colline surplombant l'environnement
  - ② pente de 45 degrés descendant vers la route, la plage, la centrale, les habitations,
  - ③ une seule voie d'accès étroite et sinueuse.









## 5.3 LISTE ET SYNTHÈSES D'ACCIDENTS

04/10/90 76- PETIT COURONNE *Raffinage de pétrole*

### Les faits

### Produit impliqué Fuel lourd

Dans une raffinerie, le ciel gazeux d'un bac de stockage de fioul lourd (PE = 229°C) explose. Le bord du toit se déchire mais aucune projection d'HC n'est constatée. Les opérateurs remettent en route le système d'inertage à la vapeur et l'incendie est rapidement maîtrisé. Le réservoir ne sera pas remis en service. Durant plusieurs semaines le coulage du bac avait été arrêté et la température de stockage avait baissé de 160-180°C à 128°C. Afin d'éviter la condensation d'eau, l'inertage avait été stoppé (consigne manuelle pour T inférieure à 130°C). L'entrée d'air (favorisée par la vidange du bac) a permis l'inflammation spontanée des dépôts de sulfures pyrophoriques, un réchauffement en surface (T sup. à PE) et l'explosion de l'atmosphère inflammable ainsi créée.

### Causes

- Erreur humaine (consigne d'arrêt inertage)

### Conséquences

- entrée d'air
- formation et inflammation spontanée au contact de dépôts de sulfures pyrophoriques
- explosion/incendie du réservoir
- pas de pollution
- pas de victimes

N°5894 –

10/10/94 59 – DUNKERQUE 23.2 – *Raffinage de pétrole*

### Les faits

### Produits impliqués : Résidu atmosphérique = FO2

Un indicateur de niveau avec alarme retransmis en salle de contrôle est mis hors service en perspective de travaux de modernisation d'un bac de 10 000 m<sup>3</sup> de résidus atmosphériques chauds contenant 9000 m<sup>3</sup> de produits. Suite à une modification dans le régime d'alimentation en vapeur des serpentins de réchauffage, la surchauffe du contenu entraîne la vaporisation d'eau accumulée en fond de bac. La surpression interne cause la rupture en 3 endroits de la liaison frangible toit/robe et le déversement de 10 à 15 m<sup>3</sup> de résidus dans la cuvette et sur les bacs voisins.

L'accident reste sans conséquences à l'extérieur de l'établissement.

### Causes

- Erreur humaine : modification de la chauffe des serpentins de réchauffage sans prévision des conséquences

### Conséquences

- surpression interne
- Travaux de modification
- Fissures dans toit du réservoir
- Epandage dans cuvette de rétention
- Pollution du sol

N°6051 –

15/10/55 JAPON –YOKKAICHI – *Raffinage de pétrole*

### Les faits

### Produits impliqués : FO

Dans une raffinerie, un bac à toit fixe de 8000 m<sup>3</sup> rempli à près de 90% de FO s'enflamme (l'origine de l'incendie reste inconnue). Après 6h30 de feu de surface de bac, un Boil-over se produit. Environ 2000 à 2500 m<sup>3</sup> d'hydrocarbures débordent du réservoir. En l'absence d'éléments de rétention, la vague de FO en feu se répand, dans un premier temps jusqu'à plus de 120 mètres, et fait des victimes parmi les pompiers. Le sinistre se propage ensuite rapidement sur plus de 10 000 m<sup>2</sup> de surface. 4 autres bacs de Brut/FO/GO/Essence ainsi que l'immeuble des bureaux sont incendiés et détruits. L'extinction finale est réalisée 28 heures après le début de l'accident. Le coût global de celui-ci est estimé à près de 420 millions de Yens (1955)

### Causes

- Inconnues

### Conséquences

- Feu de bac
- **Boilover après 6h30 de feu**
- vague d'hydrocarbures enflammés
- morts et blessés
- pollution du sol – Bacs détruits

A noter : intervention massive de pompiers (120, 28 h mini), dégâts majeurs.

N°6076 –

24/02/86 GRECE – THESSALONIQUE 23.2 – *Dépôt pétrolier*

**Les faits**

Dans un terminal pétrolier (160 000 m<sup>3</sup>, 10 bacs en service, Brut FO Essence), un petit feu de cuvette se déclare sur un épandage de FO lors de travaux d'oxycoupage. Le feu se propage à deux cuvettes non étanches. Soumis au rayonnement, 7 toits fixes montent en pression. Les toits de 6 d'entre eux s'ouvrent et la liaison robe/ fond du septième se rompt. Le flot de FO propage le sinistre à une quatrième cuvette. Un Boil-over survient dans un bac de Brut. Les projections (150 m) enflamment la circonférence du toit flottant (Brut D=80 m) et étendent l'incendie aux 2 dernières cuvettes. Un toit fixe explose et une vague de FO se répand jusqu'à 100 m. L'extinction des 35 000 m<sup>2</sup> de cuvette et 10 bacs en feu nécessite 7 jours d'intervention. 6 pompiers sont blessés.

**Produits impliqués FO**

**Causes**

- Travaux avec points chauds
- Cuvettes non étanches

**Conséquences**

- Petit feu de cuvette
- Feu de cuvettes voisines (effet domino)
- Boilover bac de brut
- projections enflammées sur 150 m
- feu de cuvettes voisines (effet domino)
- explosion réservoir (effet domino)
- vague de fioul enflammé sur 100 m
- blessés

A noter : intervention massive de pompiers (7 jours de lutte)



N°16891

29/09/1999 FRANCE - 44 – DONGES - Raffinage de pétrole

**Les faits**

Dans une raffinerie, 2 fuites d'hydrocarbures, l'une sur un réservoir de 25 000 m<sup>3</sup> de gazole et l'autre sur une fosse de récupération de fuels lourds, sont à l'origine d'une importante pollution des sols et des berges du canal de MARTIGNE. L'origine a été déterminée par une série de 22 sondages. Plus de 1 000 m<sup>3</sup> de terres souillées sont enlevées et une tranchée drainante longeant le canal sur 500 m est réalisée pour empêcher tout suintement vers le canal. Le coût des travaux de protection et de dépollution s'élève pour le moment à 1,5 MF. Il semblerait qu'une autre source de pollution ait été détectée et soit encore en investigation.

**Produits impliqués : Gazole et fuel lourd**

**Causes**

- Inconnue

**Conséquences**

- Fuite de réservoir de gazole
- fuite de fosse de récupération de fuel lourd
- Pollution du sol importante

N°22833

01/03/2001FRANCE - 97 - LE PORT Centrale électrique

**Les faits****Produits impliqués : Fuel lourd**

Une fuite de fioul lourd apparaît sur un pipeline utilisé lors du déchargement d'un pétrolier vers un dépôt d'hydrocarbures. Ce dernier, comprenant 2 bacs, alimente essentiellement la centrale électrique proche. Il est relié au port par 2 canalisations, une pour le fioul lourd (8") et une pour le gazole (6") de 1500m, enterrée en grande partie (découvertes en caniveau sur 330 m). La fuite se situe dans la partie enterrée et a été détectée au droit d'un mur de soutènement (derrière lequel les pipes sont situés) par les équipes de surveillance, en fin de soirée, un samedi. 200 l sont récupérés au pied du mur. Les mesures suivantes sont alors prises : arrêt des opérations de transfert et fermeture des vannes, mise en place de sable pour éviter l'accès vers le bassin du port, mise en place d'un périmètre de sécurité autour de la zone affectée. Cette dernière se situe de l'autre côté du mur d'enceinte du dépôt. Le lendemain, les 2 pipelines utilisés pour décharger le navire, sont vidangés. Finalement, la cargaison de fioul lourd sera transférée via le pipe habituellement réservé au gazole. Les travaux de recherche de fuite seront entrepris 10 jours plus tard, après déchargement d'un autre pétrolier. Les 2 canalisations seront découvertes sur 11 m. Les terres polluées retirées de la fouille sont stockées sous bâche. La fuite apparaît très localisée. Elle serait due à de la corrosion externe provoquée par la détérioration du revêtement de protection lors de travaux effectués sur le mur de soutènement : la fuite se situe à l'endroit des marques laissées par les élingues. L'exploitant remplacera le tronçon détérioré. Par ailleurs, sur proposition de l'inspection, un arrêté préfectoral demande la réalisation d'une étude visant à évaluer le risque lié à cette pollution et les mesures à mettre en oeuvre pour y remédier. Un piézomètre est installé sur site pour surveiller la qualité des eaux souterraines.

**Causes**

- Corrosion externe sur pipeline de déchargement navire suite à des travaux d'entretien

**Conséquences**

- Faible pollution du sol

15/02/95 - VAYRES (33)

**Les faits****Produits impliqués : fuel lourd**

Une fuite de 30 m<sup>3</sup> de fuel lourd se produit sur un bac de stockage calorifugé. Les 2 vannes d'évacuation des eaux pluviales de la cuvette de rétention étant ouvertes, une partie du produit se déverse dans le réseau pluvial puis dans un ruisseau. Le personnel de l'usine et les pompiers épandent du sable et mettent en place des barrages flottants.

Une corrosion de la paroi du bac serait à l'origine de la fuite. Les consignes de sécurité seront révisées pour assurer le maintien des vannes de la cuvette en position fermée.

**Causes**

- Corrosion paroi cuve de fioul lourd
- erreur humaine

**Conséquences**

- 30 m<sup>3</sup> de fioul lourd en dehors de la cuvette de rétention (vannes de purge ouvertes)
- pollution non caractérisée

N°14782

24/01/1999 FRANCE - 38 - MONTALIEU-VERCIEU - Fabrication de ciment, chaux et plâtre

**Les faits****Produits impliqués : Fuel lourd**

Une canalisation se rompt dans une cimenterie. Une nappe de 100 m<sup>2</sup> de fuel lourd pollue le RHÔNE. Les pompiers installent un barrage. Une société extérieure spécialisée intervient. L'exploitant prend différentes mesures dont repérage des canalisations (combustibles, déchets), protection du réseau d'assainissement contre les écoulements accidentels, mise en place 2 nouveaux séparateurs d'hydrocarbures de 25 m<sup>3</sup>, détecteur d'hydrocarbures sur les 5 séparateurs du site, plan interne de prévention et intervention en liaison avec les pompiers

**Causes**

- Inconnues

**Conséquences**

- Rupture canalisation fioul lourd et épandage de 100 m<sup>2</sup>
- pollution des eaux fleuve
- Pollution du sol

N° 19283

11/09/2000 FRANCE - 59 – HASNON Production et distribution d'électricité

**Les faits****Produits impliqués : fuel lourd**

Dans la nuit, une centrale électrique déverse 5 t de fuel lourd dans un fossé à la suite d'une erreur de manipulation. Les hydrocarbures rejoignent 3 km plus loin la TRETOIRE et la SCARPE INFÉRIEURE, polluant 8 km de rivières.

Un employé en congé se promenant sur les rives donne l'alerte. L'exploitant et des sociétés privées spécialisées installent 6 barrages ; les hydrocarbures et les déchets sont récupérés durant plusieurs jours. Le fuel est stocké dans 2 bacs de 2 900 et 6 500 m<sup>3</sup> ; le mauvais positionnement d'une vanne manoeuvrée manuellement a entraîné un retour du fuel lourd dans l'une des 2 cuves de fuel léger de 150 m<sup>3</sup> de la centrale. Les hydrocarbures ont débordé dans la cuvette de rétention communiquant avec un puisard permettant l'évacuation des eaux pluviales vers un bassin déboureur-déshuileur équipé d'un filtre à foin. La vanne du puisard étant ouverte, la cuvette de rétention n'a pas joué son rôle et les hydrocarbures se sont déversés dans le milieu naturel. L'inspection des installations classées constate l'infraction et un arrêté de mise en demeure est proposé.

**Causes**

- Erreur humaine lors d'une manoeuvre de vanne aumanifold
- Erreur humaine : cuvette non étanche (vanne du regard eaux pluviales ouverte)

**Conséquences**

- Débordement cuve de fioul lourd non adaptée (débordement de la cuvette)
- fuite de 5 t
- Forte pollution des eaux rivière
- Pollution du sol

09/10/00 76 - SAINT-VIGOR-D'YMONVILLE - Fabrication de ciment, chaux et plâtre

**Les faits****Produits impliqués : fuel lourd**

Lors du démontage par une entreprise extérieure d'une ancienne tuyauterie de fuel alimentant 2 réservoirs desservant une chaufferie, une forte explosion suivie d'un incendie se produit sur une cuve de 1 400 m<sup>3</sup> et en endommage une autre (2 100 m<sup>3</sup>). La fermeture de la vanne permettant d'isoler les stockages de la canalisation a été omise alors qu'elle figure dans le PDP (Plan de Prévention) élaboré pour cette opération. Le matériel utilisé pour le découpage n'est pas non plus conforme au PDP. La flamme du chalumeau provoque l'ignition des vapeurs d'hydrocarbures et l'explosion de la cuve. Le POI est déclenché, les secours alertés. Le bac n°1 s'effondre et prend feu, de même que la cuvette de rétention commune aux 2 réservoirs. La couronne d'arrosage du bac 2 fonctionne ainsi que le rideau d'eau. Les pompiers couvrent la cuvette de mousse. Il n'y a pas de blessé. Les eaux d'extinction sont collectées (700 t) et seront traitées. Des analyses d'air sont réalisées. Il est demandé aux écoles sous le vent d'éviter de faire sortir leurs élèves.

**Causes**

- Erreur humaine lors de travaux sur canalisation (vanne d'isolement non fermée bien que la mesure de prévention ait été prévue dans le plan de prévention)

**Conséquences**

- Explosion cuve de fioul lourd connectée (1400 m<sup>3</sup>)
- feu dans la cuvette commune à 2 cuves
- pas de pollution

14/11/95 - SARREBOURG (57)

**Les faits****Produits impliqués : fuel lourd**

Après une opération de maintenance, une fuite se produit sur une canalisation de fuel entre un stockage et une chaufferie. Le fuel se déverse dans une cuvette de rétention dont le fond est fissuré ; 2 m<sup>3</sup> d'hydrocarbures cheminent le long d'une conduite d'eau pluviale sous la cuvette et se déversent dans la SARRE. L'usine arrête temporairement ses activités pendant que les secours mettent en place des barrages flottants et pompent les hydrocarbures. De nombreux poissons et canards sont récupérés.

**Causes**

- Maintenance
- cuvette fissurée

**Conséquences**

- Fuite de canalisation dans la cuvette de rétention
- fuite de 2 m<sup>3</sup>



- Pollution du sol
- pollution des eaux rivière

N°17287

11/02/2000 FRANCE - 63 - COURNON-D'AUVERGNE - Commerce de gros de produits intermédiaires non agricoles

**Les faits****Produits impliqués : fuel lourd**

Lors du transbordement de fuel d'un wagon-citerne dans une cuve de stockage de 1 420 m<sup>3</sup> d'un dépôt pétrolier, 6 m<sup>3</sup> d'hydrocarbures se déversent dans la cuvette de rétention. Environ 5 m<sup>3</sup> sont pompés au point bas, le reste est récupéré dans le décanteur séparateur d'hydrocarbures après lavage à l'eau de la cuvette. L'alarme de niveau haut n'a pas fonctionné et il n'y a pas eu vérification préalable de la capacité disponible dans le réservoir. Le toit flottant aurait été endommagé lors de cet incident.

**Causes**

- Défaillance alarme niveau haut pendant remplissage cuve d'hydrocarbure

**Conséquences**

- Fuite de 6 m<sup>3</sup> dans cuvette de rétention
- pas de pollution

17/8/1995 40 – MISSON - Industrie chimique de base

**Les faits****Produits impliqués : FO2**

A la suite d'une mauvaise manipulation lors de travaux d'entretien annuels, la vanne d'un réservoir reste ouverte lors du dépotage d'un camion citerne dans un réservoir fixe, 10 t de fuel lourd n°2 se déversent dans l'AMIGAN. Des barrages flottants sont installés à 1,5 km en aval. Des procès-verbaux sont dressés à la suite de cette pollution. Une société spécialisée récupère 3 m<sup>3</sup> d'hydrocarbure.

**Causes**

- Erreur humaine pendant maintenance (vanne restée ouverte)

**Conséquences**

- Fuite de 10 t de fioul lourd
- forte pollution des eaux rivière (sur 5 km)

# LISTE DES PRINCIPAUX BOILOVERS OU ASSIMILES TRES BIEN DOCUMENTES

	Année	Date	Lieu	Pays	Site	Type de phénomène
1	1892	22/06/1892	Colegrove, PA	USA	Station de pompage	<b>BOILOVER</b>
2	1917	14/10/17	Bakersfield, CA	USA	Raffinerie AOC	<b>BOILOVER</b>
3	1924	14/09/24	Monterey Bay, CA	USA	Stockage AOC	<b>BOILOVER</b>
4	1926	07/04/26	San Louis Obispo, CA	USA	Stockage Unocal	<b>BOILOVER</b>
5	1926	04/26	Brea Orange County CA	USA	Stockage Union Oil	<b>BOILOVER</b>
6	1941	14/03/41	Rio Bravo, CA	USA	Site Fire Line	<b>BOILOVER</b>
7	1945	14/01/45	Hanigsen	Allemagne	Stockage pétrole brut	<b>BOILOVER</b>
8	1945	24/02/45	Nienhagen	Allemagne	Stockage pétrole brut	<b>BOILOVER</b>
9	1945	25/02/45	Nienhagen	Allemagne	Stockage pétrole brut	<b>BOILOVER</b>
A	1954	22/05/54	Signal Hill Californie	USA	Raffinerie Hanckoq oil	<b>FROTH OVER</b>
10	1955	27/08/55	Whiting, IN	USA	Raffinerie AOC	<b>BOILOVER</b>
11	1955	15/10/55	Yokkaichi	Japon	Raffinerie Daikyo Oil	<b>BOILOVER</b>
B	1968	20/01/68	Pernis Rotterdam	Pays Bas	Raffinerie Shell	<b>FROTH OVER</b>
12	1971	26/06/71	Czechowice-Dziedzice	Pologne	Raffinerie	<b>BOILOVER</b>
13	1972	04/08/72	Trieste	Italie	Raffinerie	<b>BOILOVER</b>
14	1975	19/06/75	Findlay, Ohio	USA	Stockage	<b>BOILOVER</b>
15	1975		Big Springs, TX	USA	Stockage	<b>BOILOVER</b>
16	1978		Findlay, Ohio	USA	Stockage	<b>BOILOVER</b>
17	1980		Scottsdale, Ohio	USA	Stockage	<b>BOILOVER</b>
18	1980		Caleta Cordova, Chubut	Argentine	Terminal	<b>BOILOVER</b>
19	1982		Beaumont, TX	USA	Raffinerie	<b>BOILOVER</b>
20	1982	19/12/82	Taco, Caracas	Venezuela	Centrale d'Energie	<b>BOILOVER</b>
21	1983	30/08/83	Milford Haven	UK	Raffinerie Amoco	<b>BOILOVER</b>
22	1984	22/07/84	Bethlehem, PA	USA	Usine chimique	<b>BOILOVER</b>
23	1986	28/02/86	Thessalonique	Grèce	Terminal	<b>BOILOVER</b>
C	1987	02/06/87	Port Edouard Herriot LYON	France	Dépôt SHELL	<b>EXPLOSION</b>
24	1987	12/12/87	Maharasshatra	Inde	Stockage	<b>BOILOVER</b>
25	1989		Batum	Georgie	Stockage	<b>BOILOVER</b>
26	1989	12/08/89	Huang Dao	China	Raffinerie	<b>BOILOVER</b>
27	1991			Koweït	Raffinerie	<b>BOILOVER</b>
D	1991		Sherwood, ND	USA	Stockage	<b>SLOP OVER</b>
28	1994		Amuay	Venezuela	Raffinerie PEQUIVEN	<b>BOILOVER</b>
29	1995	04/07/95	Eyguières	France	Usine chimique	<b>BOILOVER</b>
30	1995	06/10/95	Addington Oklahoma	USA	Réservoir de brut	<b>BOILOVER</b>
31	2004	08/03/04	Assam/Tinsukia distr.	Inde	Stockage IOC	<b>BOILOVER</b>
32	2005	04/10/05	Skikda	Algerie	Terminal de brut	<b>BOILOVER</b>
33	2008	20/08/08		Lybie	Terminal de brut	<b>BOILOVER</b>

## BREA Orange County Californie USA Avril 1926

Date:	Avril 1926
Lieu:	Brea Orange County Californie USA
Site:	Dépôt de Union Oil
Installations:	2x122 200 m <sup>3</sup> pétrole brut + 1x107 000 m <sup>3</sup> FO
Cause:	La foudre allume un bac de brut et le bac de FO
Temps de déclenchement du BO:	Environ huit heures pour le bac de FO , et environ quinze heures pour le bac de brut
Durée des événements:	5 jours
Victimes:	NON
Dégâts:	Le dépôt, trois ranchs, trente habitations ouvrières, et cent acres d'arbres fruitiers détruits
Produit	Pétrole and FO N <sup>2</sup>
Données réservoirs	$D_t = 145$ m; $H_t = 7.40$ m for crude oil tank $D_t = 130$ m; $H_t = 8.20$ m for FO tank
Température de stockage	$T_{st} = 298$ K
Température ambiante	$T_{atm} = 298$ K
Hauteur initiale de fuel	$H_0 = 7.20$ m pour le brut, $H_0 = 6.10$ m pour le FO
Feu de cuvette	OUI
Dimensions boule de feu	300 mètres
Projections	OUI
Distance des projections	300 m des réservoirs



## YOKKAICHI Japon 15 octobre 1955

### ① Tableau des données

Date:	15 octobre 1955
Lieu:	YOKKAICHI, JAPON
Site:	Raffinerie DAIKYO OIL.
Installations:	6 réservoirs de 500-8,000 m <sup>3</sup> de pétrole brut, FO, GO, et essence, avec une capacité totale de 31 000 m <sup>3</sup>
Cause:	Non identifiée
Conditions ambiantes:	Pas de vent, pas de pluie
Temps de déclenchement du BO:	6 heures 35 minutes
Durée des événements:	Plus de 28 heures
Victimes:	Plusieurs pompiers tués
Dégâts:	419 550 000 yens (1955), 5 bacs détruits avec, 9 500 m <sup>3</sup> de FO parties en fumée, les bâtiments de bureaux de la raffinerie détruits par les flammes.

Produit	Brut et FO
Données réservoirs	$D_t = 32 \text{ m}$ ; $H_t = 10 \text{ m}$
Température de stockage	$T_{st} = 353 \text{ K}$
Température ambiante	$T_{atm} = 289 \text{ K}$
Hauteur initiale de fuel	$H_0 = 8,75 \text{ m}$
Feu de cuvette	<b>PAS DE CUVETTE DE RETENTION</b>
Dimensions boule de feu	300 mètres
Projections	Débordement de 2500 m <sup>3</sup> de FO en feu
Distance des projections	150 m des bacs

### ② Description du système concerné et de son environnement

Le réservoir n°3 impliqué par le boilover est un réservoir à toit fixe de 10 m de haut, 32 m de diamètre et 8 000 m<sup>3</sup> de capacité totale, contenant au moment des faits 7 000 m<sup>3</sup> de fuel oil.

Le bac n°3 est entouré de cinq réservoirs :

- bac n°1, de 8 000 m<sup>3</sup> de brut,
- bac n°2, de 8 000 m<sup>3</sup> de fuel oil,
- bac n°4, de 6 000 m<sup>3</sup> de gas oil,
- bacs n°80 et 81, de 500 m<sup>3</sup> d'essence.

Ces stockages sont localisés sur leur front NE en bordure de mer, et sont proches en direction NO de l'entrée principale de la raffinerie et des bâtiments de bureaux.

Fait remarquable et aggravant, ces bacs n'étaient pas isolés de leur environnement par des merlons ou autres moyens de rétention !

### ③ Analyse physique des phases de l'accident

- A 11 h 31, un incendie éclate dans le bac n°3 contenant 7 000 m<sup>3</sup> de fuel oil. L'enquête de l'époque n'a pas cerné les causes exactes du feu.
- Une première phase de l'intervention des services d'incendie fut le refroidissement par arrosage d'eau de la robe du réservoir afin de s'opposer à la descente de l'onde de chaleur dans le réservoir.



Mais sur la vingtaine de lances disposées en cercle autour du bac, 30 % du débit d'arrosage n'atteint pas le bac, 40 % parvient jusqu'au tiers de la hauteur, 30 % atteint les deux tiers de la hauteur du bac.

Ce sont donc 1 512 m<sup>3</sup>/h d'eau projetés contre le bac et dans son environnement qui vont former un lac autour du réservoir en feu et qui favoriseront plus tard l'extension de l'incendie au moment du débordement par boilover.

- Vu l'absence de merlons et de cuvette de rétention, on procède à l'édification de défenses anti-écoulement.
  - A 14 h 40, une phase d'attaque du foyer à la mousse est envisagée. La surface en feu du bac est de 804 m<sup>2</sup>. Il semble que cette action ne fut pas couronnée de succès.
  - Vers 18 h le boilover du bac n°3 se produit exp ulsant de 2 000 à 2 500 m<sup>3</sup> de fuel oil en feu. Le terrain se couvre brusquement d'une nappe de flammes sur un rayon de plus de 120 m. Le débordement fait des victimes parmi les pompiers. L'ordre est donné d'évacuer la population.
- Plusieurs bacs prennent feu à leur tour, les bacs n° 1, 2, 4 et 80. L'incendie s'étend sur plus de 10 000 m<sup>2</sup> et les deux étages de bureaux à l'entrée principale de la raffinerie sont anéantis en quelques minutes.
- Entre le 15 à 22 h et le 16 à 10 h, les pompiers sont dans l'incapacité totale d'intervenir pour éteindre ou même ralentir la progression du feu qui peut se développer à son gré. Il faut attendre 11 h 30 pour assister à un début d'accalmie.
- A 16 h le 16, soit plus de 28 heures après le début du sinistre, ce dernier est définitivement maîtrisé.

- L'analyse du boilover de la DAIKYO OIL démontre qu'il coïncide avec plusieurs faits :
  - a) L'arrosage direct d'eau à l'intérieur du réservoir enflammé : lorsqu'on arrose directement le foyer avec de l'eau, une certaine quantité de cette eau se vaporise instantanément au-dessus des flammes, mais la plus grande partie est piégée dans l'hydrocarbure. Il suffit que cette dernière soit portée à haute température pour qu'elle se vaporise et remonte vers la surface.
  - b) La propagation de l'onde de chaleur jusqu'au fond du réservoir où elle a provoqué la vaporisation de l'eau. Si l'on considère le cas des fuels oils, ces derniers font l'objet d'un raffinage déshydratant qui ramène leur teneur en eau à moins de 3 %. Par densité, cette eau s'accumule au fond du bac sous diverses formes (bulles d'eau, fond d'eau...). Lorsqu'elle est atteinte par l'onde de chaleur, elle se vaporise multipliant son volume de 1700 à 2000 fois selon la température.
  - c) Baisse du niveau de fuel oil dans le bac avec déformation irrégulière de la robe : Pendant la baisse du niveau du fuel oil par combustion, la robe du réservoir tend à se replier vers l'intérieur. Ce repli se fait d'une façon aléatoire et irrégulière, pour diverses raisons : résistance à la chaleur différente des tôles d'acier formant la robe, variabilité locale du transfert thermique en fonction de la direction et de la vitesse du vent. Il s'ensuit, lorsque le pétrole entre en ébullition, des débordements intermittents, certes de faible importance.
  - d) Dilatation du fuel oil : Les hydrocarbures se dilatent sous l'action de la chaleur. Voici quelques valeurs du coefficient de dilatation :

Fuel oil à 40°C	: 7/10 000
Kérosène à 40°C	: 12/10 000
Essence à 40°C	: 12-13/10 000

Cette dilatation des hydrocarbures, si elle n'est pas le facteur dominant du débordement, y contribue sans aucun doute.

#### 4 Paramètres quantifiés

- Produit : fuel oil
- Réservoir :
  - VEQU = 8 000 m<sup>3</sup>
  - DEQU = 32 m
  - HEQU = 10 m
- Caractéristiques au moment de l'accident :
  - VLIQ = 7 000 m<sup>3</sup>
  - HLIQ = 8,7 m

t = 6 h 35 (boilover)  
 VLIQo = 2000 ... 2 500 m<sup>3</sup> (boilover)  
 rnap = 120 m  
 snap = 10 000 m<sup>3</sup>  
 Hydrocarbures consommés : 9 500 m<sup>3</sup>  
 Montant dégâts : 419 550 000 Yens (1955)

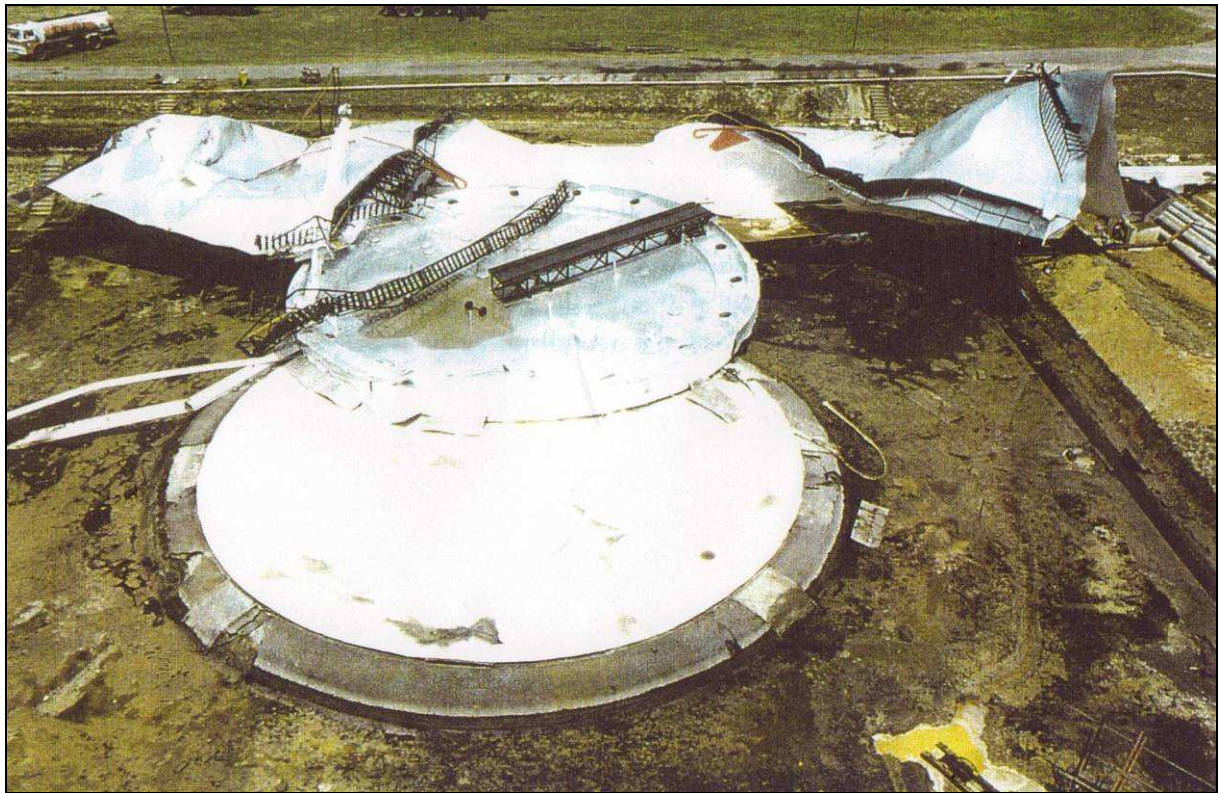


- Moyens mis en oeuvre : 79 fourgons pompes
- Temps de maîtrise du sinistre : 28 heures.

## ⑤ Paramètres décisifs

- A l'origine du moussage :
  - 1) inflammation d'un bac de fuel oil
  - 2) incapacité des services de sécurité à maîtriser un feu de bac de 804 m<sup>2</sup> de surface pendant les six heures précédant le boilover
  - 3) hydrocarbure pouvant contenir jusqu'à 3 % d'eau
- Ayant amplifié les conséquences :
  - 1) absence de cuvette de rétention et de merlon
  - 2) stockage d'émulseur insuffisant
  - 3) lacune de plan d'approvisionnement en émulseur
  - 4) déficience de moyens adaptés de lutte contre les feux d'hydrocarbures.

## EFFET DE VAGUE



Ouverture d'un réservoir par effet "ZIP" lors d'un essai hydrostatique.

L'effet de vague considère les cas où une quantité importante d'hydrocarbures liquides s'échappe accidentellement d'un réservoir avec une quantité de mouvement suffisante pour lui faire franchir les merlons de la cuvette de rétention.

Ces cas correspondent à une perte de confinement accidentelle du réservoir, illustrée par les scénarios suivants :

- effacement du réservoir en cas d'explosion interne et envol du toit et de la robe du réservoir
- ouverture totale du bac suivant une génératrice verticale (effet ZIP)
- arrachement d'une tôle de virole
- rupture guillotine d'un piètement de gros diamètre
- 

Les paramètres principaux pour évaluer et comprendre ce scénario sont :

- la géométrie relative du réservoir et de la cuvette de rétention
- la hauteur de liquide dans le réservoir

- la configuration des merlons ou murets de rétention
- l'évasement du flot liquide avant d'atteindre les merlons
- la quantité de mouvement cédée au liquide
- le débit relâché soit instantanément, soit en une courte durée de temps

**16/03/2004**

**FRANCE - 76 - GONFREVILLE-L'ORCHER**

**Les faits**

**Produits impliqués : méthyl éthyl cétone + toluène**

Un bac de 1 000 m<sup>3</sup> contenant 500 m<sup>3</sup> d'un mélange de méthyl éthyl cétone, toluène (et un peu d'eau) se rompt vers 2h30 dans l'unité des huiles d'une raffinerie. Le fond du réservoir désolidarisé de sa robe s'affaisse sur un bac voisin et le produit contenu se déverse massivement dans la cuvette de rétention en béton, commune à 2 autres bacs (l'un vide, l'autre rempli à 20%). Un opérateur qui réalisait un contrôle visuel du bac, est aspergé par la vague ; hospitalisé il restera en observation durant 24 h par précaution. Une cellule de pré-POI est activée. Le maire de la commune est prévenu, de même que le CHSCT qui est associé aux opérations de secours. Les travaux à feu du site sont interrompus. La surveillance du traitement des effluents met en évidence en début de matinée une légère augmentation de la teneur en DCO (fuite de produit limitée qui a échappé au confinement ?). La régulation détourne alors la charge vers le bac d'orage. De manière préventive, un tapis de mousse est mis en place dès le début de l'évènement sur la cuvette de rétention impactée et un périmètre de sécurité est délimité sur le site dont les différents secteurs d'exploitation sont informés. L'exploitant qui n'a pas sollicité l'intervention des secours extérieurs, tente de rendre la cuvette le plus étanche possible : le soir, le niveau dans la cuvette est stabilisé, seule une fuite de faible débit subsiste à l'un de ses angles au droit d'une traversée de tuyauterie. Elle est endiguée par un barrage de sable et pompée, puis récupérée dans une tonne de vidange. Une surveillance de la cuvette est assurée par le service sécurité du site qui régénère la couverture de mousse. Le produit contenu dans la cuvette est pompé et dirigé en premier lieu vers des bacs disponibles dans l'attente de son transfert vers une unité, s'il est réutilisable, ou vers un centre d'élimination. Au vu des quantités en jeu, la vidange est prévue pour durer 2 jours et une nuit. L'inspection des installations classées propose au préfet un arrêté mettant en demeure l'exploitant de revoir l'étanchéité des cuvettes de rétention du site et demande par ailleurs des éléments sur la stabilité des bacs impliqués et sur la maintenance en général de ce type d'équipement. Selon l'exploitant, aucune conséquence sur l'environnement n'est à craindre et les études sur la stabilité du réservoir voisin sur lequel le bac en cause s'est affaissé ont été réalisées. L'hypothèse d'une surpression interne liée à la présence accidentelle de vapeur dans le réservoir est avancée



- 2h29 : Affaissement BAC D77 dans sa cuvette avec 1 blessé (immersion dans le produit) le 16/03/04
- 2h33 : Déclenchement du Pré-POI
- Mise en œuvre d'un tapis de mousse et appel des astreintes
- 3h13 évacuation du blessé vers l'infirmerie



- 3h30 évacuation du blessé vers l'hôpital

**Causes**

- Apport intempestif de vapeur d'eau ou d'azote
- Hypothèse : une vanne a pu être laissée ouverte de façon intempestive, ou mal fermée, laissant échapper un flux de vapeur d'eau ou d'azote

**Conséquences**

- Humaines : un opérateur blessé suite à l'effet « vague ».
- Matérielles : destruction du bac D77 et dommages au bac voisin
- Environnementales : pollution au niveau des rejets
- Production : retard d'une semaine dans le planning arrêt Huiles 3

**Contre mesures**

- Modification des procédures d'arrêt de l'unité
- Interférence avec les travaux d'arrêt de l'unité
- Elimination du solvant
- Formation et encadrement des opérations
- Installation d'équipements de contrôle : RO, débitmètres sur les lignes azote, détendeurs
- Equipements de décharge rapide sur bacs
- Travail sur les calorifuges : limitation des points froids donc des bouchages

Modification des procédures de chasse et balayage avec temps maxi imposé

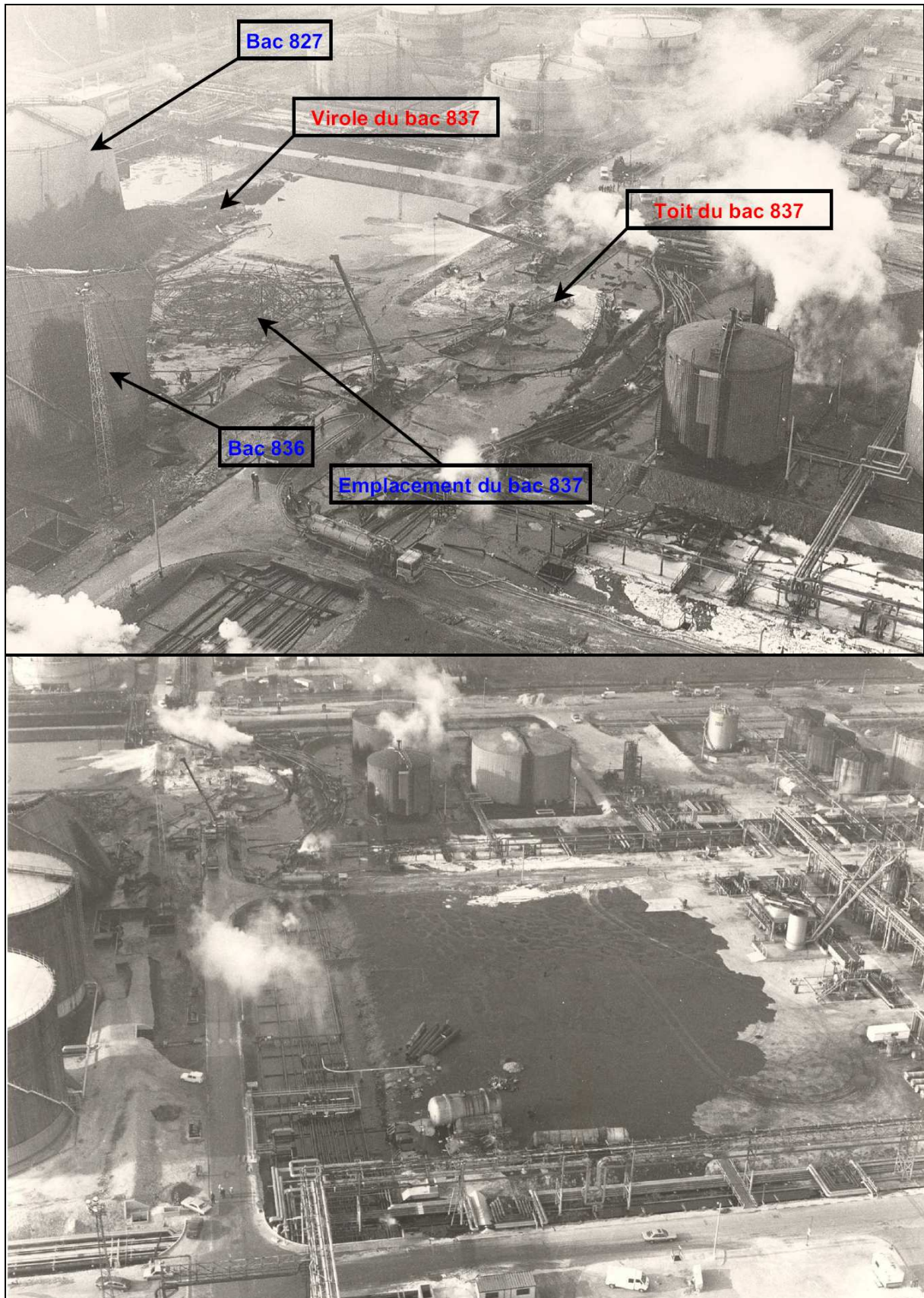
**25/12/1988 FRANCE - 13 - BERRE-L'ETANG Raffinerie****Les faits****Produits impliqués : résidus HTS**

Dans une zone de stockage d'une raffinerie la robe d'un bac à toit fixe (en fin de remplissage) de 15 000 m<sup>3</sup> contenant 13 500 m<sup>3</sup> de résidus HTS (130 °C) se déchire à 3 h. Le flot d'hydrocarbures détruit 2 bacs de 15 000 m<sup>3</sup> situés dans la même cuvette de rétention et en endommage un autre. La vague submerge les merlons et inonde 8 ha du site, des canalisations de résidus lourds et gazole situées à 50 m du réservoir sont tordues, arrachées ou projetées contre les merlons des cuvettes voisines. Faute d'ignition, l'incendie est évité. A 3h20, les services de sécurités internes sont alertés. A 3h40, la procédure d'alerte générale est déclenchée et un PC de crise est constitué vers 4 h. A l'extérieur de la raffinerie, les gendarmes effectuent une ronde et les pompiers de Berre sont alertés mais n'interviennent pas. La pollution de l'Etang de Berre est évitée grâce à la mise en place d'un barrage flottant et au détournement des eaux résiduaires chargées de produit vers un bassin d'orage de 20 000 m<sup>3</sup>. Le produit s'est rapidement figé dans l'usine et le bassin de rétention ce qui a facilité son confinement. Un pompier et un opérateur sont légèrement blessés. Les premiers engins de déblaiement sont opérationnels à partir de 7h20 et le produit gratté est amené sur une aire de la raffinerie dans d'anciens lits de décantation. L'exploitant contrôle les pipelines d'éthylène et de CVM qui ont été déplacés et déformés par la vague d'hydrocarbures. Le site en service en 1990. La corrosion sous contrainte associée à la fatigue sont vraisemblablement à l'origine de la fissure initiale. La déchirure a pris naissance le long d'une soudure verticale interne d'une plaque obturant une ouverture pratiquée sur le bac en 1981 dans le cadre de travaux. Dans cette zone préexistait une fissure de 1,05 m de longueur et de 2,5 mm de profondeur maximale observée sur 0,70 m. Bien qu'elle ait indéniablement constitué le point faible du réservoir, il est probable que cette fissure n'ait pas été directement à l'origine de la rupture. Des poches d'eau en fond de bac, provenant de la condensation de la vapeur d'inertage, piégées sous le résidu de densité 0,95, seraient entrées en contact avec le serpentin de réchauffage ou des zones de résidu plus chaudes et se seraient vaporisées. En effet, d'après les relevés d'exploitation, il a été constaté une augmentation anormale du débit de vapeur de 16t/h le 22/12 à 27t/h avant l'accident et sur 8 événements d'explosion de 0,8 m de diamètre, plusieurs étaient bloqués en position ouverte depuis quelques jours : les opérateurs ne constataient plus d'échappements de vapeurs à la cheminée et 3 événements ont été retrouvés ouverts après l'ouverture brutale du bac. Cette vaporisation brutale d'eau sous le résidu aurait provoqué une surpression dans le réservoir puis sa rupture. Par ailleurs, aucune erreur de conduite d'unité ou d'opération du bac ne peut être mise en exergue.

**Causes**

- vaporisation d'eau dans le bac entraînant une surpression
- existence de fissures sur une tôle de virole
- ouverture dzns le bac mal obturée

**Conséquences**



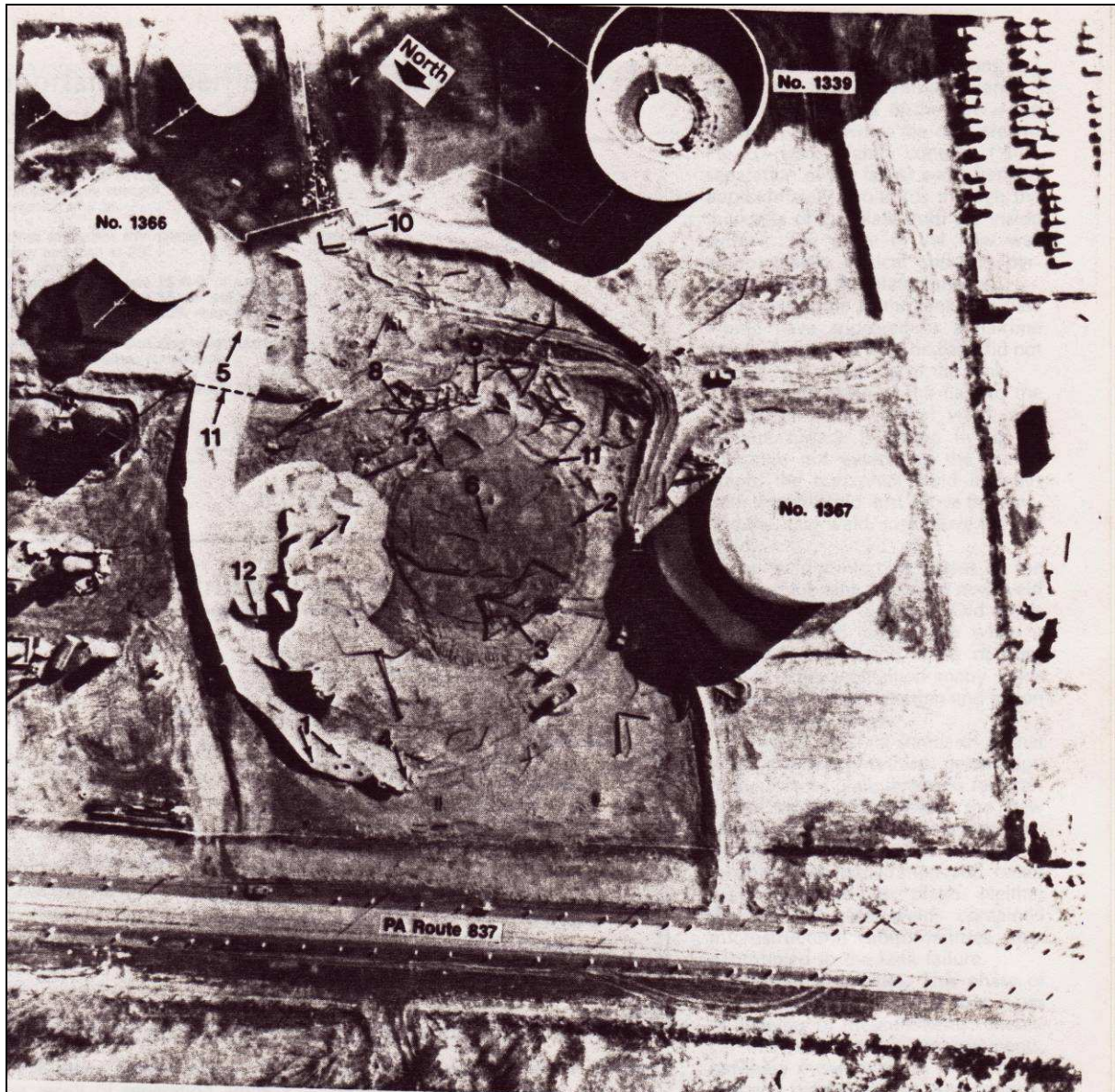
- rupture du bac selon l'effet ZIP
- effet de vague
- destruction de 3 bacs
- 8 hectares recouvert de résidus



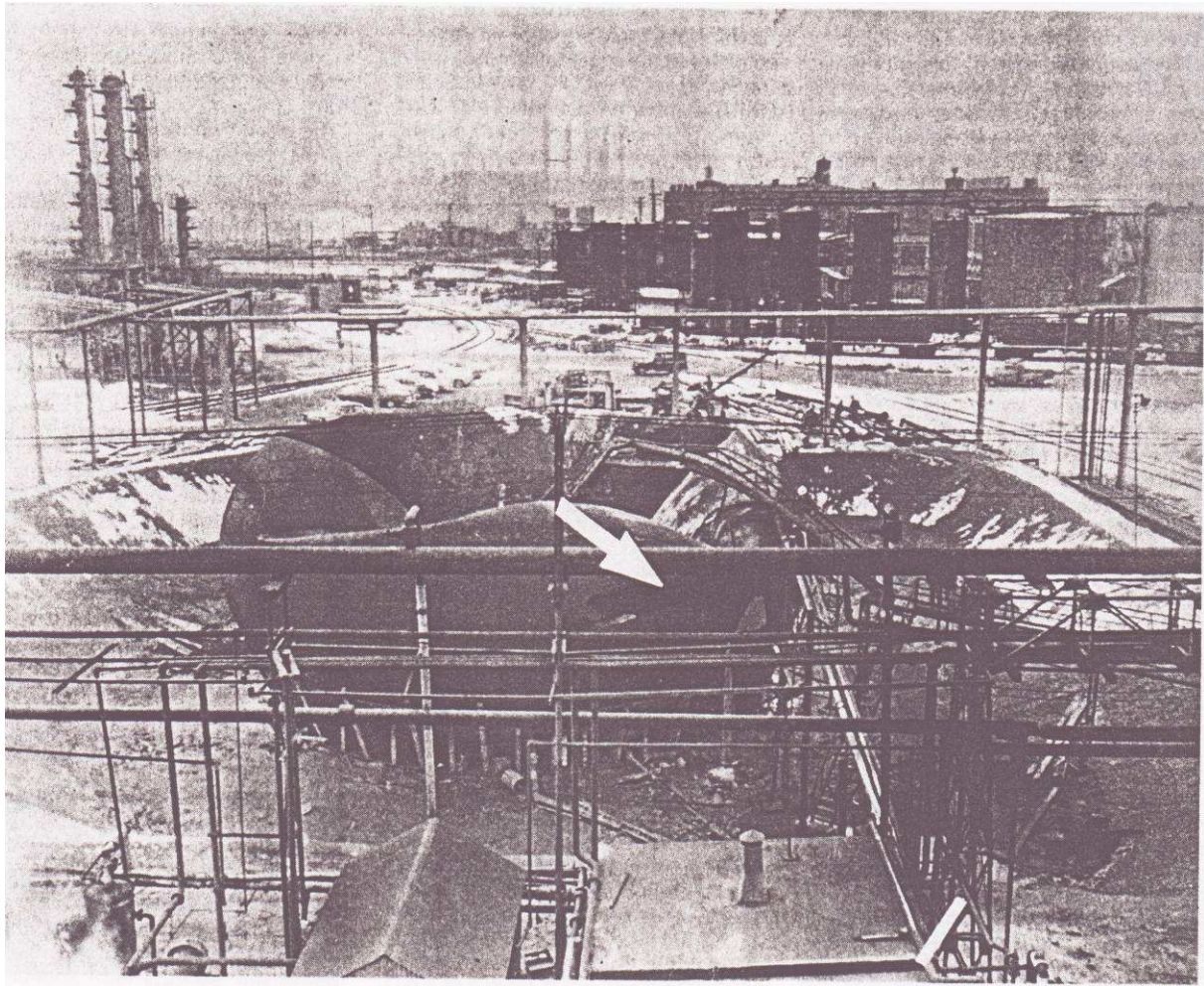
- Pollution étang de Berre évitée

**Contre mesures**

- PC de crise
- Mise en place barrage flottant
- Engins de déblaiement









## RETOUR D'EXPERIENCE

Le « dénoyage » des épingles de réchauffage constitue une cause fréquente de surchauffe et d'explosion de réservoirs contenant des hydrocarbures ou des matières organiques. La descente du niveau de matière contenue par rapport à celui de l'épingle peut être prévenue par conception (niveau d'aspiration de la crépine, dispositif de contrôle de niveau et de régulation de chauffe...).

Sur le plan organisationnel, une modification, même d'apparence anodine d'une installation technique par rapport au plan de construction, est susceptible d'entraîner des conséquences graves sur l'environnement, les biens et les personnes. Aussi convient-il de veiller à la conformité des travaux de conception ou de maintenance d'une installation en réalisant des étapes de contrôles et de validations à chaque étape du chantier.

Par ailleurs, si les erreurs humaines sont facilement identifiables, elles ne doivent pas cacher des défaillances organisationnelles qui imposent une profonde remise en question des pratiques usuelles (consignes de travail, planification des contrôles dans les délais prescrits par la réglementation, rédaction de procédure d'intervention...)

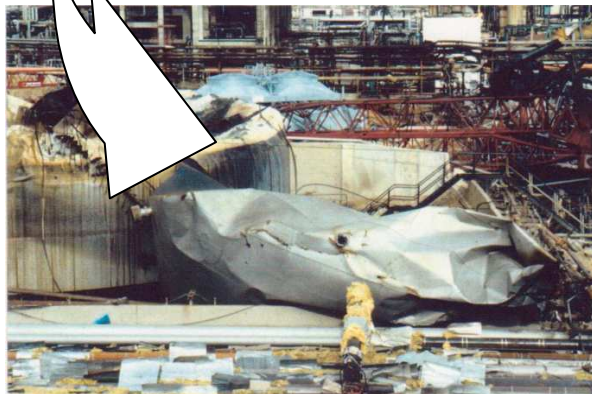
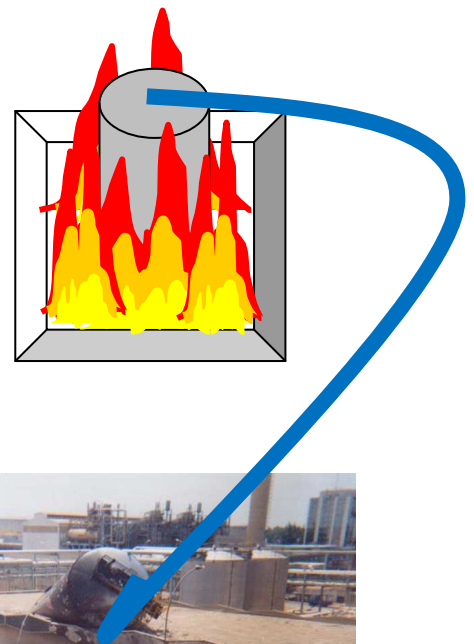
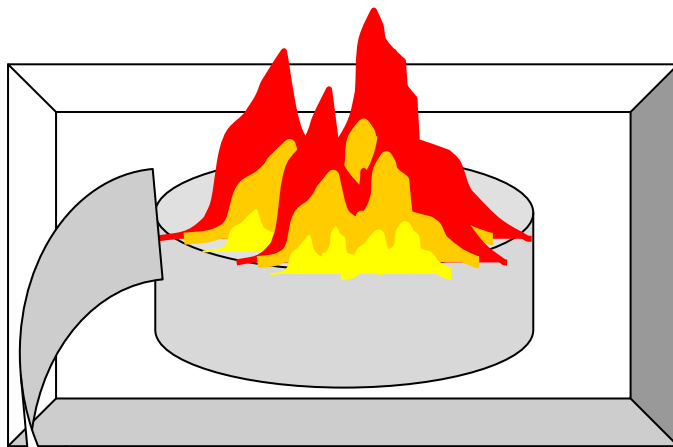
Les conséquences humaines de cette double explosion auraient pu être dramatiques, mais à l'heure de l'accident peu de personnes se trouvaient à proximité et sur la zone d'habitation adjacente. L'implantation en zone urbaine d'installations qui semblent banales (stations services, stockage fixe d'une chaufferie, ...) nécessitent donc de prendre en considération les risques d'accidents et en particulier l'intensité des effets possibles sur les personnes susceptibles d'être exposées dans le voisinage (respect de distances minimales entre installations et clôture notamment).

## 6 FEUX DE CUVETTE DE RETENTION ET DE BAC DE GAZOLE

### 6.1 PHYSIQUE D'UN ACCIDENT IMPLIQUANT UN BAC DE GAZOLE

Les séquences physiques suivantes peuvent se produire dans l'ordre :

- 1) Explosion thermique d'un volume air/vapeurs de kérosène, confiné entre le ciel du toit du réservoir, et le niveau de liquide dans le bac.
- 2) Propagation d'une onde de choc d'explosion
- 3) Expulsion du toit du bac pour des diamètres de réservoir supérieures à 15 mètres, ou du toit et de la robe pour des bacs de moins de 15 mètres de diamètre.
- 4) Relâchement d'une boule de feu dans le cas de réservoirs ayant expulsé leur toit.
- 5) Feu du réservoir dans le cas de réservoirs ayant expulsé leur toit.
- 6) Boilover' en couche mince



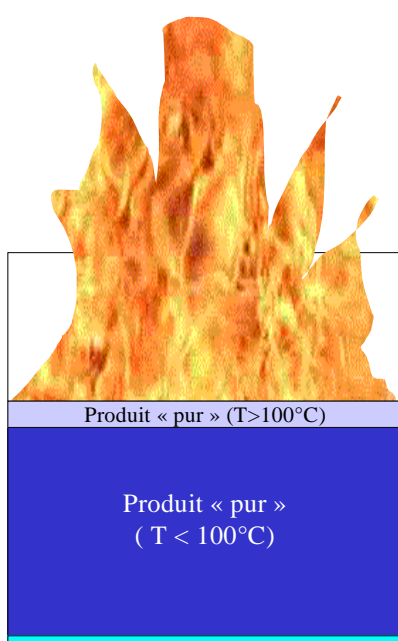
## BOILOVER EN COUCHE MINCE

Dans le phénomène de boil-over « en couche mince », le produit se consomme en gardant une composition homogène et aucune onde de chaleur ne se forme. La source de chaleur qui peut vaporiser le fond d'eau est le front de flamme lui-même lorsqu'il arrive à proximité immédiate du fond d'eau. Dans ce cas, on retrouve la projection du produit (boule de feu) mais les quantités en jeu sont beaucoup plus faibles et le phénomène de moussage n'est pas observé. La boule de feu est donc plus « petite » et sa durée de vie plus courte, engendrant des effets de moindre intensité.

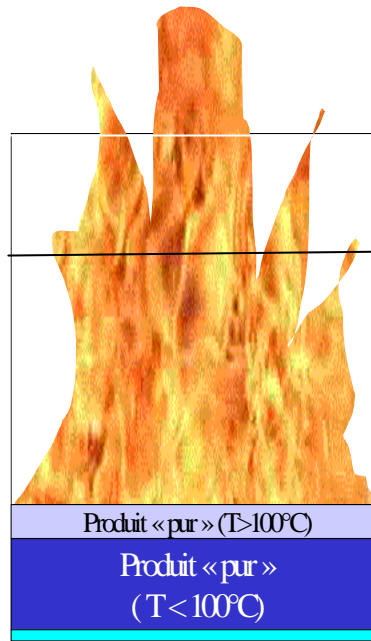
### Description du modèle de boil-over en couche mince

Le modèle proposé est basé sur des calculs successifs qui permettent de caractériser les différentes phases du phénomène :

**Une première phase de combustion « classique » du liquide inflammable** qui se situe avant le contact entre le liquide inflammable à une température supérieure à 100°C et l'eau. Lors de cette phase, une fraction de l'énergie rayonnée par les flammes est transmise au liquide. Cette fraction conduit à l'évaporation du liquide qui va ré-alimenter les flammes et également préchauffer le liquide sur quelques centimètres. L'épaisseur préchauffée dépend de la nature du produit impliqué. Lors de cette phase, aucune projection ne survient. La durée de cette phase peut être estimée en divisant la hauteur de liquide présente au moment de l'inflammation par la vitesse de régression qui est une caractéristique du produit en feu ainsi que du diamètre du bac. A l'issue de cette phase, la grandeur importante est l'épaisseur de liquide inflammable dont la température est supérieure à 100°C.



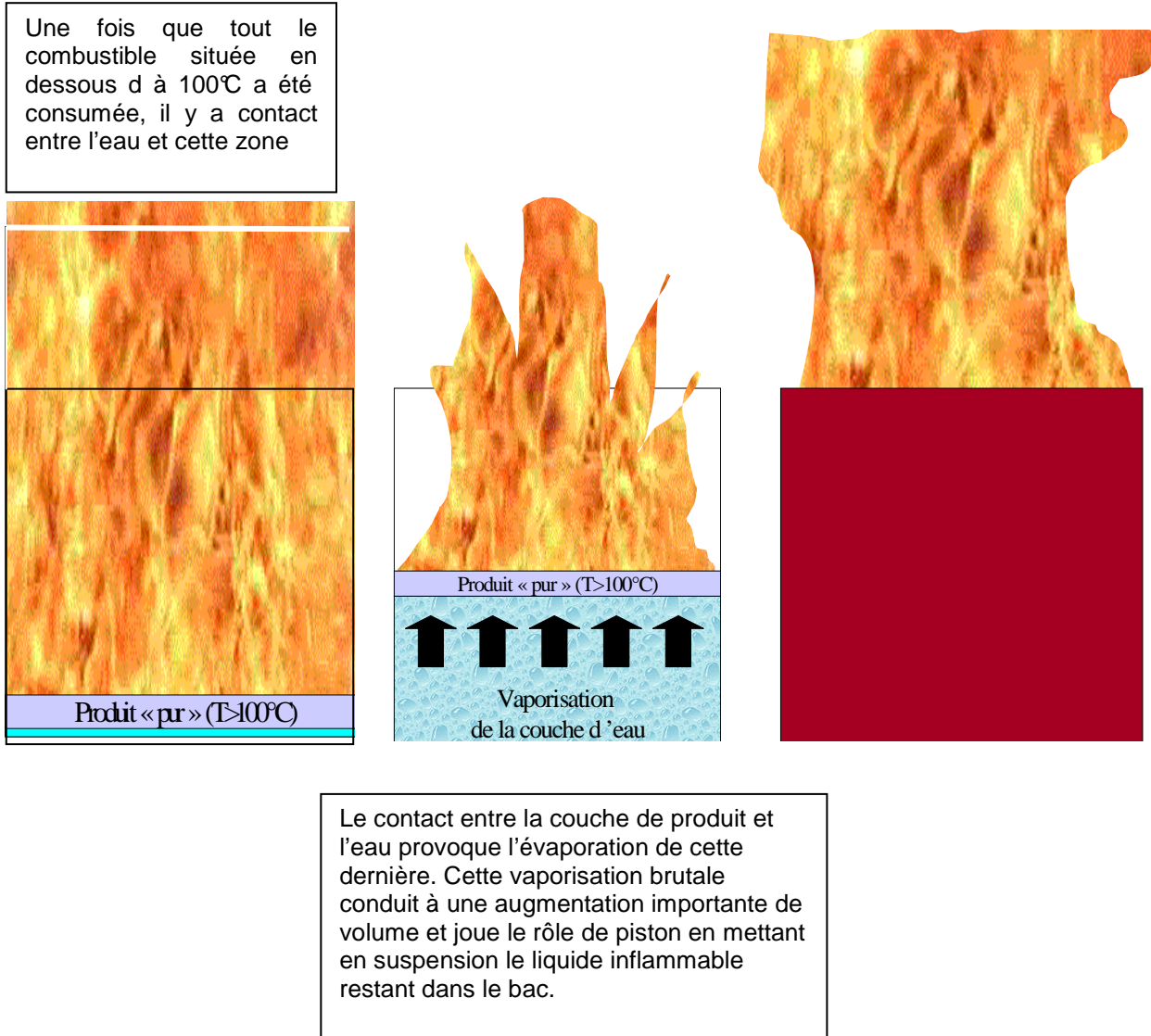
En début d'incendie du bac, le produit qui occupe le volume du bac a une composition homogène et elle le restera tout au long de l'incendie. En revanche, un gradient de température apparaît et une zone où la température est supérieure à 100°C peut être identifiée.



En raison du rayonnement des flammes sur la surface du liquide, le liquide subit une augmentation de température sans modification de composition locale. Il n'y a pas de formation d'onde de chaleur.

**La deuxième phase survient lorsque la couche de liquide dont la température est supérieure à 100°C arrive au contact de l'eau présente au fond du bac.** A cet instant, l'eau se vaporise

brutalement et agit comme un piston en mettant en suspension la couche d'hydrocarbures située au-dessus de l'eau. Les grandeurs de sortie de cette phase sont la vitesse d'éjection du liquide, cette dernière dépendant de la quantité d'eau présente en fond de bac – cette valeur a été fixée à 0.01 m, elle constitue un ordre de grandeur acceptable par la profession de la quantité d'eau susceptible d'être présente dans un bac d'hydrocarbure en exploitation normale – ainsi que la composition du mélange (eau en phase vapeur, combustible en phase vapeur et liquide).



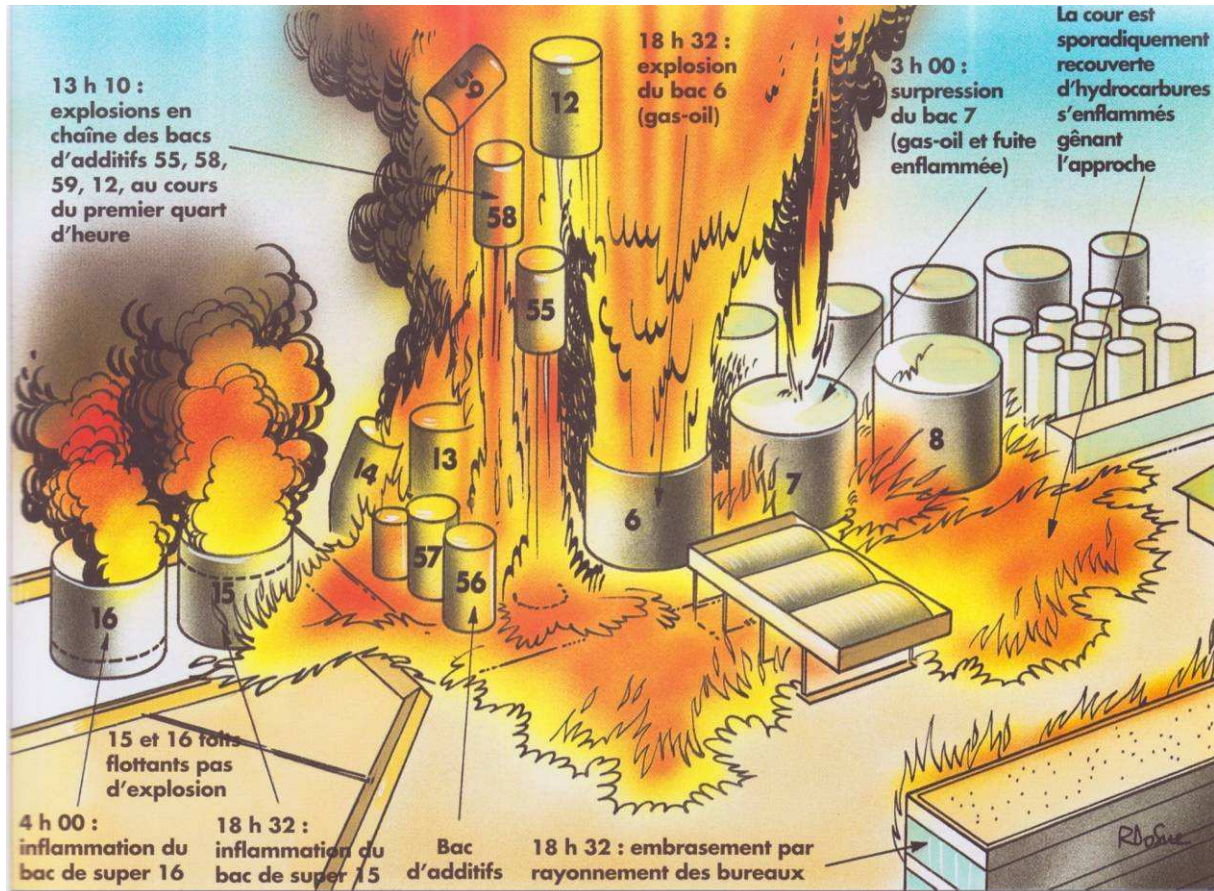
**troisième phase consiste en la combustion de l'hydrocarbure mis en suspension.** Cette phase est pilotée principalement par l'entraînement d'air au sein du jet. En effet, lors de la projection, le mélange devient rapidement trop riche en combustible et il est alors nécessaire que de l'air (oxygène) soit introduit pour observer la combustion du liquide après son évaporation. Ce modèle est issu d'un bilan thermodynamique prenant en compte l'air entraîné ainsi que le dégagement de chaleur résultant de la combustion de l'hydrocarbure en phase vapeur avec l'air entraîné.

**La dernière phase est relative à l'évaluation des conséquences en terme de flux thermiques sur l'environnement.** Compte tenu de la durée du phénomène (moins d'une minute), un calcul de dose est réalisé.

Les différentes étapes conduisant à un boil-over en couche mince sont décrites ci-après.



## 6.2 CAS ACCIDENT TYPE DETAILLE : LES BACS DE GAZOLE 6 ET 7 DU PORT EDOUARD HERRIOT Lyon (69), les 2 et 3 juin 1987



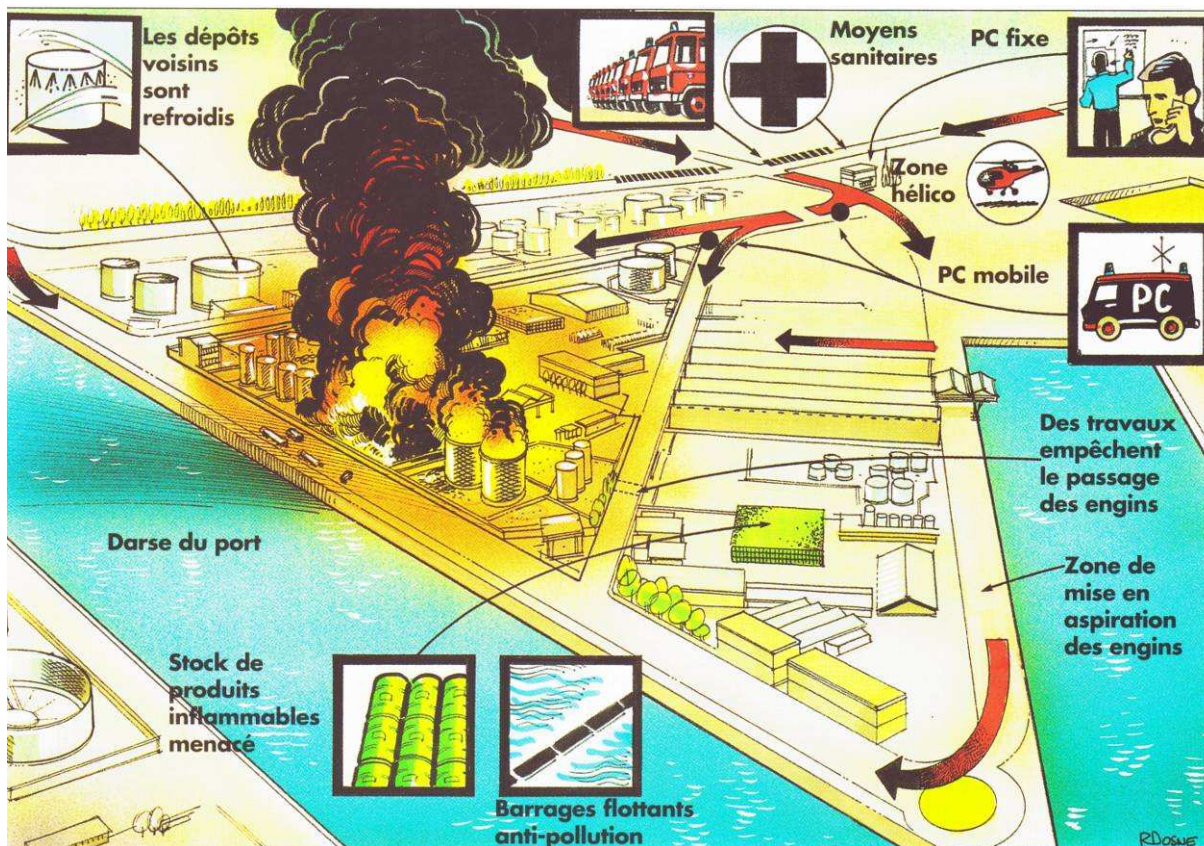
### Identification et points clés

- 1) Date : 2 juin 1987
  - 2) Lieu : **Port Edouard-Herriot, LYON, France**
  - 3) Etablissement : Dépôt SHELL.
  - 4) Système : Réservoir à toit fixe de 2 900 m<sup>3</sup> de gazole
  - 5) Type de scénario feu de cuvette suivi d'explosion de la phase gazeuse sous le ciel du toit fixé d'un bac de gazole, avec boule de feu ; l'exposition au rayonnement du feu de cuvette généralisé perdure pendant 5 h 30.
  - 6) Cause : radiation dégagée par les intenses foyers voisins.
  - 7) Temps de déclenchement de l'explosion du bac de GO : 5 h 30 après début du feu.
  - 8) Maîtrise du sinistre : 21 h 45.
  - 9) Victimes : 2 morts, 15 blessés.
  - 10) Dégâts : 24 réservoirs détruits, postes de chargement, bureaux et atelier de conditionnement ravagés.
    - débit d'eau incendie : 2 000 m<sup>3</sup>/h pendant 23 heures.
- Temps de maîtrise du sinistre : 21 heures 45 minutes.

Dans le dépôt pétrolier Shell du Port Edouard Herriot, à 13h15 un aérosol d'additifs pour carburants flashe. 1 min après, une explosion ressentie à plusieurs km se produit, accompagné d'une boule de feu de 300 m de haut et 200 m de large. L'incendie se propage et en quelques minutes, plusieurs bacs de plusieurs centaines de m<sup>3</sup> explosent et sont projetés jusqu'à 200 m de haut libérant leur



contenu dans la cuvette. Les moyens d'intervention internes sont détruits. Le PPI est déclenché à 14h30. Les pompiers refroidissent les bacs à l'eau puis attaquent le feu de cuvette de 4500 m<sup>2</sup> à la mousse. Vers 18 h, alors que le feu régresse, le bac n°6 de 2900 m<sup>3</sup> rempli au 1/3 de gasoil génère des sifflements stridents puis éclate formant une boule de feu. Il s'affaisse pour partie hors de la cuvette. Les moyens d'intervention sont touchés, les réserves de mousse sont quasi épuisées et le feu reprend de l'ampleur. La darse voisine est isolée par un barrage flottant, les réseaux d'égouts sont tamponnés, le dépôt de produits chimiques voisin est protégé. Le feu s'étend à la cuvette voisine et 2 bacs d'essence s'enflamment. L'incendie régresse et est circonscrit à 14 h le 3/06, le PPI est levé à 19h45.



200 pompiers sont intervenus durant plus de 24 h utilisant plus de 200 m<sup>3</sup> d'émulseur. Deux employés sous-traitants sont tués, 6 pompiers et 8 opérateurs sont blessés dont 5 gravement. Le dépôt est détruit et 1900 m<sup>3</sup> de gasoil, 1200 m<sup>3</sup> d'essence et 600 t d'additif ont été relâchés. Des hydrocarbures se sont infiltrés dans les sols et 10 000 m<sup>3</sup> d'eaux d'extinction sont pompés et traités dans les raffineries du sud-est. La nappe phréatique est surveillée jusqu'en 2001. Les dommages matériels sont estimés en 1987 à 130 M F.

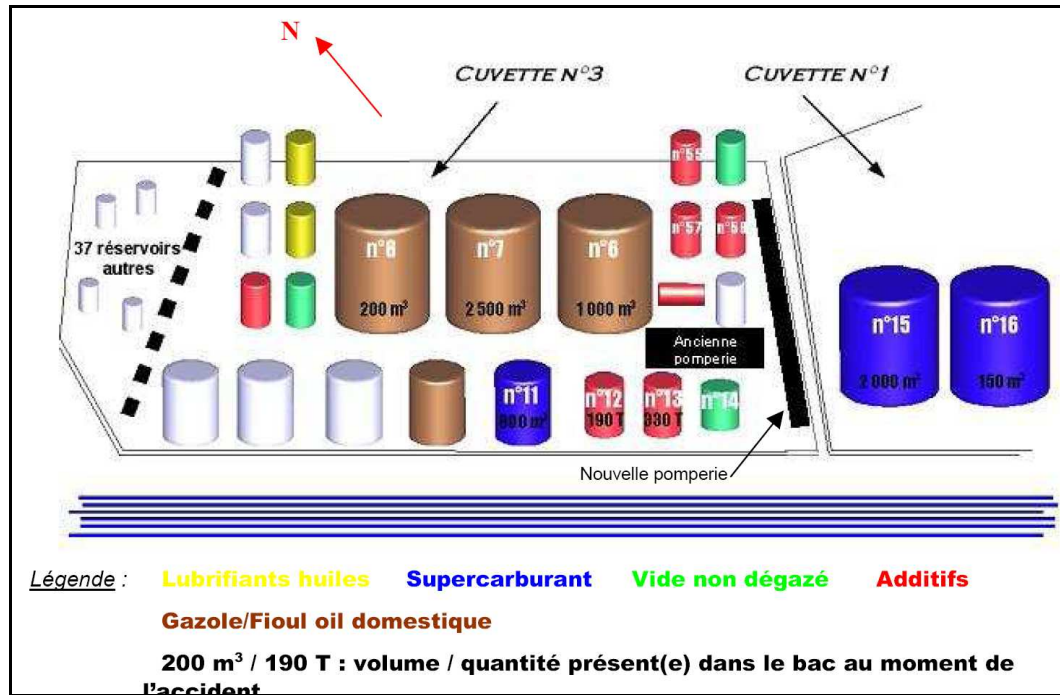
. En 1996, les experts judiciaires retiennent l'hypothèse d'un défaut d'entretien d'une pompe d'enfûtage d'additif pétrolier laissée en fonctionnement à débit de soutirage nul provoquant son échauffement et une brèche par lequel le liquide inflammable aurait été rejeté et ce serait auto-enflammé. Le 21/12/00, la société est reconnue responsable des 2 décès et doit verser 1,4 MF aux parties civiles, le directeur du dépôt est condamné à 15 mois de prison et 30 000 F d'amende.

### Description du système concerné et de son environnement

Lors de l'accident, il comportait :

- 16 réservoirs pour le stockage d'hydrocarbures de catégorie B (point d'éclair inférieur à 55°C type carburant auto) représentant une capacité totale de 19 920 m<sup>3</sup> ;
- 6 réservoirs pour le stockage d'hydrocarbures de catégorie C (point d'éclair supérieur à 55°C, type gas oil et fuel domestique) représentant une capacité totale de 18 460 m<sup>3</sup>.

- 54 réservoirs pour le stockage d'hydrocarbures de catégorie D (point d'éclair supérieur à 100°C, type huile lubrifiant) représentant une capacité totale de 4 232 m<sup>3</sup>.



Ce dépôt alimenté par oléoduc et par la voie d'eau permettait principalement la desserte du marché local mais aussi, la formulation et le conditionnement d'huile et d'additifs pour le marché national et international.

Sur plus de 150 hectares, le Port Edouard-Herriot constitue la partie nord du vaste secteur industriel à dominante chimique et pétrolière qui se développe en bordure du Rhône et le long de l'autoroute, dans le sud de l'agglomération lyonnaise.

Le Port, situé sur le territoire de la ville de LYON, comprend un domaine pétrolier important où sont installées quatorze sociétés pétrolières et chimiques représentant une capacité totale de stockage d'hydrocarbures de près de 400 000 m<sup>3</sup>.

- ☐ A l'exception de quelques logements de fonction situés dans l'enceinte du port, les habitations les plus proches étaient situées à 750 m du dépôt.
- ☐ Le stade de Gerland, le plus important de la ville de LYON, était situé à 300 m environ du dépôt.
- ☐ D'autres dépôts d'hydrocarbures ou stockages de produits chimiques étaient situés à moins de 50 m des limites du dépôt.
- ☐ Une voie publique ceinturait le dépôt, et l'autoroute A7 était située à 2 km.

L'accident a débuté au niveau d'une cuvette d'une surface de 5 400 m<sup>2</sup>, recoupée en sept compartiments, comportant une pomperie et 58 bacs de stockage d'une capacité unitaire allant de 30 m<sup>3</sup> à 2 900 m<sup>3</sup> (capacité totale de 23 000 m<sup>3</sup>, dont 8 000 m<sup>3</sup> de première catégorie).

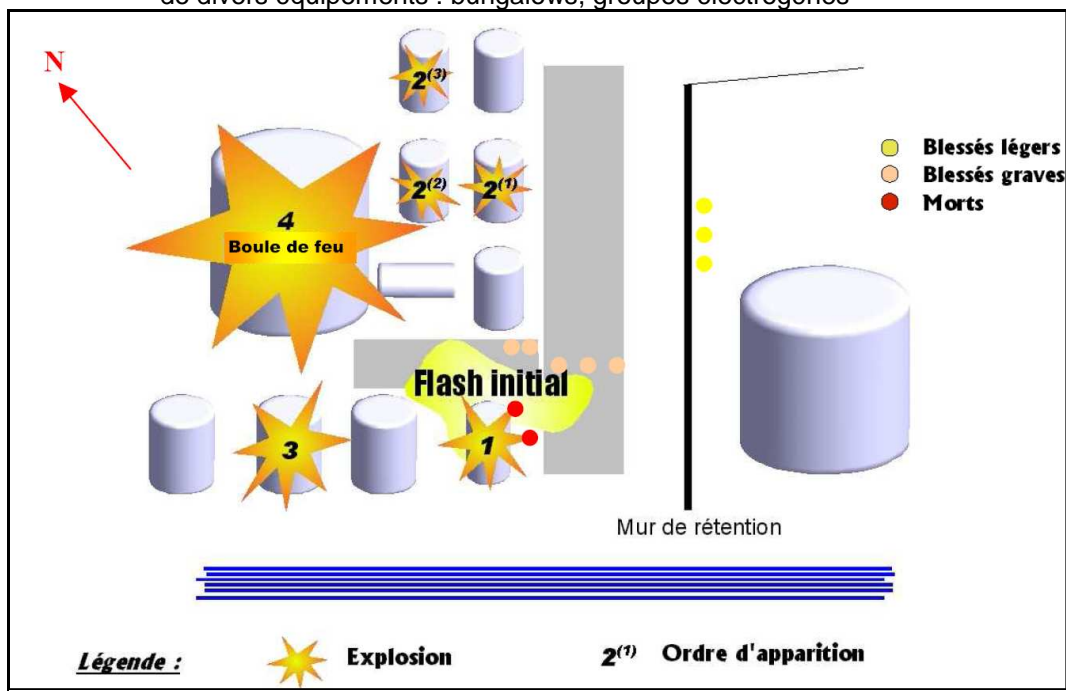
Une partie des bacs de cette cuvette et la pomperie avaient été modifiées depuis un an, à titre provisoire, pour fabriquer des additifs pour carburant.

Lors de l'accident, les travaux nécessaires à la transformation définitive des installations pour la production d'additifs étaient en cours, bien qu'une partie des dépôts soit encore en service.

Dans la cuvette, une dizaine de postes de travail pour meulage, sablage, soudure, découpage..., avait été mis en place et une partie des équipements nécessaires aux modifications avait été préfabriquée et stockée dans la cuvette.



Les merlons ou murs constitutifs des capacités de rétention avaient été réduits ou démontés localement pour faciliter l'accès et permettre l'installation d'une grue et de divers équipements : bungalows, groupes électrogènes

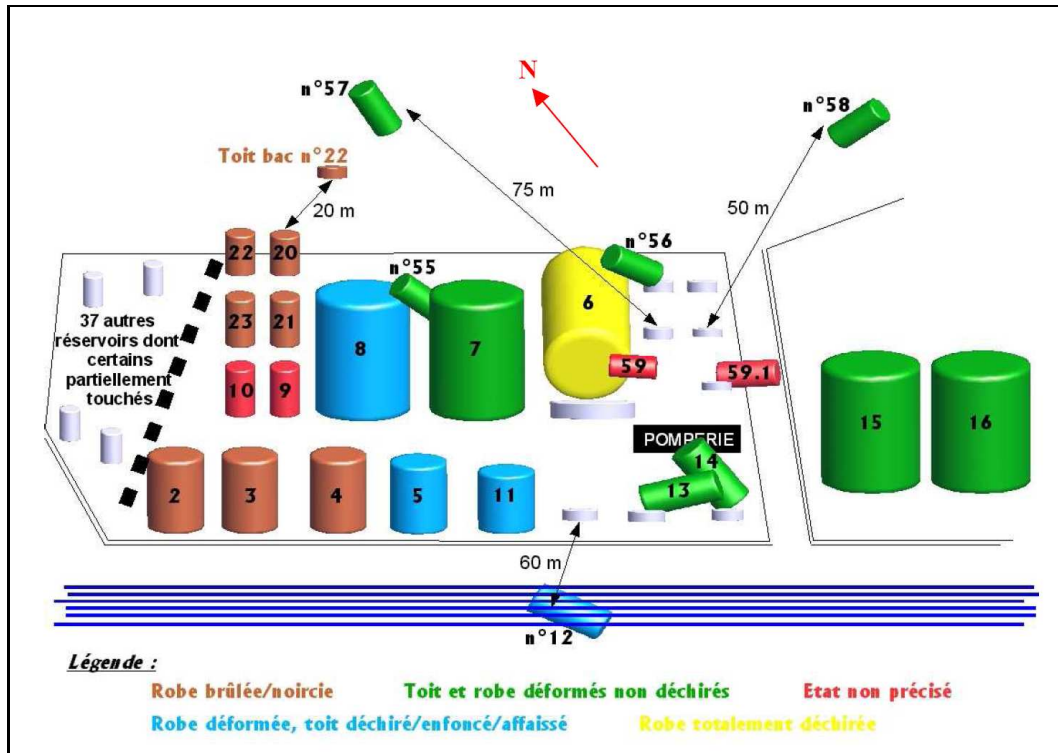


### Analyse physique des phases de l'accident

On peut décomposer l'incendie en quatre phases qui ont leur importance pour l'analyse de cet accident :

#### **Phase 1**

- A 13 h 10, une équipe était en train de modifier le tracé d'un câble électrique qui reliait une génératrice aux postes de travail de soudure situés dans la cuvette. L'alimentation était interrompue et le chantier était à l'arrêt, la reprise du travail devant avoir lieu à 13 h 30.
- Dans une première phase, une pulvérisation de produit a semble-t-il eu lieu dans le secteur de la pomperie. Après quelques secondes l'inflammation s'est produite avec un effet de "flash" qui a brûlé les opérateurs. Huit d'entre eux, ont été brûlés, dont cinq gravement. Ils ont pu être secourus immédiatement, mais les cadavres de deux soudeurs ont été retrouvés dans ce secteur après la fin du sinistre.
- Une minute environ après le flash, une importante explosion s'est produite et un début d'incendie s'est développé dans le secteur de la pomperie.
- Une dizaine de minutes environ après le début du sinistre, un bac de 250 m<sup>3</sup> contenant 240 tonnes d'additif part en fusée presque à la verticale jusqu'à environ 200 m d'altitude et retombe hors du dépôt, dans la darse voisine, à une soixantaine de mètres.
- Le sinistre s'étend rapidement à un tiers de la cuvette et cinq autres bacs explosent et sont projetés à l'intérieur du dépôt contribuant à l'extension de l'incendie.
- Les bacs de petite capacité constituent le danger le plus immédiat. Leur échauffement rapide peut être aggravé par un faible taux de remplissage, la tension de vapeur interne s'élève rapidement et la température d'auto inflammation de l'atmosphère gazeuse est rapidement dépassée, favorisant ainsi une explosion interne. Quatre bacs se sont rompus à la liaison robe/fond et ont répandu leur contenu liquide enflammé lors de leur ascension :
  - Bac 12 : 240 tonnes d'additif carburant
  - Bac 55 : 25 tonnes d'additif carburant
  - Bac 57 : 20 tonnes d'additif
  - Bac 58 : 22 tonnes d'additif carburant



- 17 h 28 : 4 000 m<sup>2</sup> de surface en feu ; après quatre heures de refroidissement une offensive à la mousse est lancée qui consommera 72 000 litres d'émulseurs.

### Phase 2

18 h 45 : Plus d'une heure après le début de l'opération mousse, on observe une destruction rapide, par plaques, du tapis mousse. Quelques secondes après, un sifflement strident emplit l'air pendant une dizaine de secondes. Le toit du bac 6 se déchire et 1 000 m<sup>3</sup> de gas oil sont projetés alentour. La vague de liquide enflammé atteint 0,70 à 1 m d'épaisseur. Elle submerge les talus intermédiaires des cuvettes (0,40 m de hauteur), pulvérise le mur d'enceinte côté quai, s'étale dans la cour côté opposé, embrase les rampes de chargement et l'immeuble de bureaux. Cette eau peut provenir d'un apport d'eau d'extinction, ou d'un fond d'eau préexistant avant le sinistre.

### Phase 3

Une nouvelle fois le dispositif de refroidissement est mis en place et l'on reconstitue les réserves d'émulseur : l'entraide entre pétroliers fonctionne, les fabricants d'émulseurs et les secours des départements voisins se mobilisent, permettant le rassemblement de 400 000 litres d'émulseur.

- Durant la nuit, deux bacs à toit flottant contenant du super carburant, les bacs 15 et 16, s'enflamment à leur tour.

### Phase 4

De 6 h 15 le juin à 10 h 30 se déroulent les opérations d'extinction nécessitant l'utilisation de 140 000 l Moyens mis en oeuvre :

- 200 pompiers
- 50 engins pompes
- 17 canons mousse + 10 canons à eau
- 212 m<sup>3</sup> d'émulseur
- débit d'eau incendie : 2 000 m<sup>3</sup>/h pendant 23 heures.
- Temps de maîtrise du sinistre : 21 heures 45 minutes.



**Première boule de feu issue de l'éclatement des bacs d'additifs pour carburants (13h15)**

#### **Cas particulier du bac de gazole n°6 :**

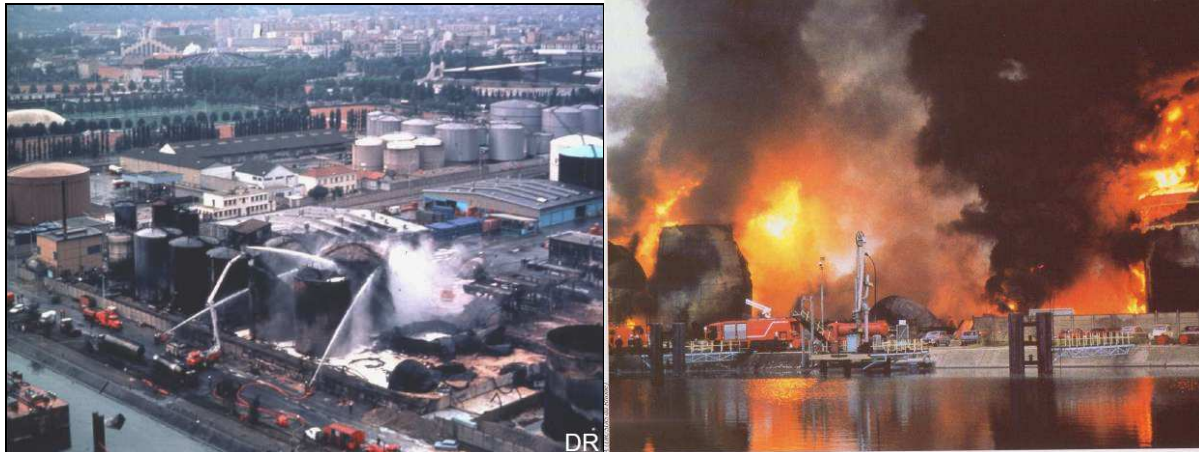
Contrairement à ce qui a été longtemps supposé, la boule de feu du bac n°6, non calorifugé et de conception « soudée », ne correspondrait pas à un phénomène de boil over. En effet, des essais réalisés par un expert ont montré qu'un « boil over classique »<sup>1</sup> n'était pas possible sur un bac de gazole et que le phénomène de « boil over en couche mince »<sup>1</sup>, pouvant impliquer ce carburant aurait produit des effets moindres, notamment une boule de feu nettement moins grande.

Des sifflements stridents ont été entendus en provenance du bac n°6 quelques secondes avant que le toit, réputé frangible, puis la robe s'ouvrent libérant la boule de feu. Des témoignages font état d'une torchère de 20 m sur le bac n°7 contenant 2 500 m<sup>3</sup> de gazole, bac adjacent et de dimensions identiques au bac 6, qui pourrait être révélatrice d'une forte pression intérieure du réservoir.



Au moment du phénomène, le bac n°6, de capacité de 2 900 m<sup>3</sup> est rempli au tiers de sa capacité, soit 1 000 m<sup>3</sup> de produit, et donc contient 2 000 m<sup>3</sup> de gaz sous pression.

Cette explosion pourrait donc être liée à un phénomène de pressurisation de bac ou à un phénomène s'en rapprochant, en supposant que les soupapes, tarées à 175 mbar, n'aient pas pu évacuer le différentiel de pression dû à la vaporisation de produit. La détente et l'inflammation du ciel gazeux alors sous pression et la dispersion du liquide surchauffé (flash thermodynamique et entraînement de gouttelettes) provoqué par la décompression consécutive à l'ouverture du bac pourraient avoir contribué à la formation d'une telle boule de feu.



Le sinistre a débuté dans la zone de mélange des additifs, produits instables à partir de 130-160 °C, qui était en travaux bien que les autres bacs soient maintenus en service : merlons démonté, postes de travail en place ... Le développement du sinistre a été favorisé par l'explosion des bacs d'additifs, réputés frangibles, l'absence de moyen de fermeture automatique ou à distance des vannes de pied de bacs et la présence de composés alcoolisés diminuant l'efficacité des émulseurs. La boule de feu émise lors de l'explosion du bac n°6, de conception "soudé" et dont le toit est réputé " frangible ", pourrait être liée à un phénomène de pressurisation de bac ou à un phénomène s'en rapprochant, en supposant que les soupapes, tarées à 175 mbar, n'aient pas pu évacuer le différentiel de pression dû à la vaporisation de produit..

En particulier, cet accident illustre la nécessité:

- De réaliser une analyse préliminaire des risques avant de débuter toute session de travaux, et de prendre les dispositions adéquates lorsqu'un élément de sécurité est annihilé (ex : vidange des réservoirs ou mise en place de merlons provisoires lorsque l'étanchéité d'une cuvette de rétention n'est plus garantie).
- D'évaluer les risques et les éventuels effets domino liés aux activités de fabrication, le mélange d'additifs notamment, au sein des dépôts.
- De mettre en place des événements de respiration suffisamment dimensionnés ou tout autre dispositif permettant d'évacuer la surpression dans les bacs, en cas d'incendie, à une pression suffisamment basse pour limiter le risque de rupture de la capacité et la formation éventuelle d'une boule de feu lors de la détente de la pression accumulée.
- D'installer des dispositifs pour fermer les vannes de pied de bac à distance et automatiquement en cas d'incendie tel que des clapets de sécurité à battant<sup>2</sup>, afin que les ruptures ou déchirures des canalisations du fait d'un incendie n'alimentent pas le feu de cuvette.
- De favoriser les émulseurs polyvalents ou séparer les produits nécessitant des émulseurs différents dans des cuvettes de rétention différentes.

## 6.3 LISTE ET SYNTHÈSE D'ACCIDENTS

05/08/75 57 – FLORANGE Commerce de gros de produits intermédiaires non agricoles

### Les faits

**Produit impliqué : FOD**

A la suite d'un acte de malveillance, un incendie se déclare vers 1 h00 dans un dépôt d'hydrocarbures et de solvants divers. L'alerte est donnée après une ½ h. Le feu intéresse rapidement la totalité de la cuvette de rétention (4160m<sup>2</sup>) d'un bac de 7330 m<sup>3</sup> (hauteur 16,2 m, diam. 24 m) contenant 7000 m<sup>3</sup> de FOD. L'extinction est obtenue après une intervention de 30 h. Au moins 330 pompiers sont mobilisés dont 85 % de volontaires. 11,6 km de tuyaux de 110 mm et 5,4 km de tuyaux de 70 mm sont mis en batterie pour alimenter 5 canons à mousse de 2x1200, 2x3000 et 5500 l/min (débit maxi instantané supérieur à 600 m<sup>3</sup>/h). 100 m<sup>3</sup> d'émulseur sont amenés et consommés. On estime à 3700 m<sup>3</sup> la quantité de FOD brûlée pendant le sinistre. Il est à noter que l'intervention des pompiers a été rendue difficile du fait de l'encombrement des voies d'accès (tuyaux, véhicules, ...).

### Causes

- Malveillance

### Conséquences

- Grand feu de cuvette
- pollution atmosphérique
- pas de victimes

A noter : intervention massive de pompiers (330) et 30 h de lutte. Encombrement des voies d'accès.

14/03/81 36 – CHATEAUROUX 51.5 – Dépôt d'hydrocarbures

### Les faits **Produit impliqué : gazole, FOD**

Dans un dépôt de (capacité de 18000 m<sup>3</sup>) de FOD/GO/essence répartis sur 9 bacs (6 toits fixes et un écran interne), un feu de cuvette d'origine malveillante est allumé. Par l'intermédiaire de la cuvette, l'incendie se généralise à tout le dépôt (bac + 3500/4500 m<sup>2</sup> de cuvette). La phase gazeuse d'un bac de GO explose (ouverture du toit). L'atmosphère libre de l'écran interne explose, la soudure robe/fond se déchire, le bas se soulève et retombe sur le merlon. Les 900 m<sup>3</sup> de super créent une vague qui submerge le merlon et infiltre le réseau pluvial (combustion, explosion, pollution évitée). La fuite (sup. 21 h) nécessite l'intervention de 144 pompiers et l'utilisation de 200 m<sup>3</sup> d'émulseurs. 7000 m<sup>3</sup> d'hydrocarbures sont détruits. Le coût global est estimé à 35 MF. Il semble que la stratégie de lutte n'ait pas été adéquate dans ce cas.

### Cause

- Malveillance

### Conséquences

- Grand feu de cuvette
- Explosion/incendie de plusieurs bacs (effet domino)
- Chute d'un bac sur le merlon
- Effet de vague dépassant le merlon
- pollution atmosphérique
- pas de pollution des eaux
- Pollution du sol
- pas de victimes

A noter : intervention massive de pompiers (144, 21 h mini), dégâts majeurs.

17/12/89 75 - PARIS 19<sup>ème</sup> Commerce de gros de produits intermédiaires non agricoles

### Les faits

**Produit impliqué FOD**

Lors d'une livraison de 24000 m<sup>3</sup> de fuel domestique prévue du 16/12 à 12h au 18/12 à 11h et correspondant au remplissage simultané de 2 réservoirs de 10000 et 20000 m<sup>3</sup> par le réseau Trapil, la vanne manuelle d'alimentation du plus grand réservoir est laissée fermée suite à une erreur opératoire. En l'absence d'alerte de niveau et de système automatique d'interruption, le plus petit réservoir déborde le 17/12 au matin. L'alerte est donnée par un chauffeur de bus. L'événement est insuffisant pour évacuer le débit d'alimentation (section diam. 225 mm pression 10 bars) entraînant la rupture du toit en trois points (brèche de 10 – 20 cm). Un vent violent projette une partie du produit hors de la cuvette de rétention jusque dans un canal.

**Causes**

- Vanne laissée fermée (erreur humaine)
- absence de système de coupure automatique (erreur de procédé)

**Conséquences**

- Débordement réservoir
- épandage hors cuvette
- Pollution du sol
- pollution des eaux
- pas de victimes

26/09/91 29 – PONT AVEN– *Commerce de gros de produits intermédiaires non agricoles*

**Les faits**

**Produit impliqué : FOD**

Une fuite de mazout se produit sur l'une des 3 cuves de 20 000 l d'un dépôt d'hydrocarbures, suite au léger

affaissement de la cuve sur son socle de béton et à la déchirure conséquente dans la structure cylindrique. Des

barrages sont mis en place afin d'éviter que les 500 l de fuel répandus ne gagnent l'AVEN coulant 500 m plus bas. Le contenu de la cuve défaillante est transvasé dans 2 camions-citernes

**Causes**

- Affaissement du socle en béton du réservoir

**Conséquences**

- Fuite d'hydrocarbures hors rétention
- pas de pollution des eaux
- faible pollution du sol

*Saint herblainDépôt pétrolier*

**Les faits**

**Produits impliqués : méthane, essence SP 98 et gazole**

Dans un dépôt pétrolier, suite à la grande marée du siècle, du méthane emprisonné dans le sous sol sous la pression de hauteur de colonne d'eau de la nappe phréatique, sourd à la surface de la cuvette de rétention, et se répand et se répand par gravité sur le parking. Au bout de 20 secondes, le nuage estimé a priori à 25 000 m<sup>3</sup> s'allume. Le VCE génère d'importants dégâts dans la zone de stationnement des camions-citernes (qui sont retournés), ainsi qu'aux structures jusqu'à 100 m et aux vitres jusqu'à 1 km. Un chauffeur décède des suites des brûlures, 5 personnes sont blessées dont 2 employés du dépôt. 200 pompiers éteignent le feu de 1100 m<sup>2</sup> de 2 bacs et des 5400 m<sup>2</sup> des cuvettes en plus d'une heure. Le rassemblement des moyens nécessaires est long : attente du remorqueur Hoedic de St Nazaire équipé d'une pomperie de 12000 l/min pour disposer des moyens de pompage suffisants à l'attaque générale (hauteur deamage de 8 m dans la Loire rendant inopérantes les pompes).

**Causes**

- la grande marée du siècle
- les matières organiques déposées dans le sous sol
- le dagazage de la nappe phréatique et le relâchement de méthane issu de la décomposition des matières organiques

**Conséquences**

- UVCE et CVE du méthane
- Dégâts importants
- Mort et blessés

N°4582

30/12/92 94 – VILLENEUVE LE ROI – *Commerce de gros de produits intermédiaires non agricoles*

**Les faits**

**Produits impliqués : FOD**

Par l'intermédiaire du pipeline TRAPIL, 2100 m<sup>3</sup> de FOD sont livrés à raison de 1000 m<sup>3</sup> dans un premier bac dont la capacité est de 1460 m<sup>3</sup>, et de 1100 m<sup>3</sup> dans un second bac dont la capacité est de 1630 m<sup>3</sup>. Les bacs ne disposent d'aucun système de permutation automatique par détection de niveau et vannes motorisées. Pendant 40 min et à un débit de 800 m<sup>3</sup>/h, le remplissage du premier bac se poursuit au-delà de la quantité prévue, provoquant un débordement de 147 m<sup>3</sup> de FOD par les



événements ainsi que par l'arrachement partiel du toit. La vanne de la cuvette de rétention étant défectueuse, 124 m<sup>3</sup> se propagent par le réseau d'eau pluviale. L'alerte est donnée par TRAPIL constatant le dépassement du délai dû à l'oubli de programmation des débits et alarmes requises.

**Causes**

- Erreurs humaines combinées: absence de système de permutation automatique par détection de niveau et vannes motorisées, pas de surveillance, oubli de programmation des alarmes requises
- vanne de cuvette de rétention défectueuse

**Conséquences**

- Débordement de bac
- Epandage hors rétention
- pollution importante des eaux

N°11197 – 30/05/97 72 – LE MANS 51.5 – *Dépôt pétrolier*

**Les faits****Produits impliqués : gazole**

Dans un dépôt pétrolier, un flexible se désaccouple d'une pompe mobile lors du transfert bac à bac. En 20 min, 12000 l de gazole se déversent dans la cuvette de rétention de la pomperie de chargement des camions-citernes, sur un terre-plein et dans le réseau d'assainissement ; 6000 l polluent la SARTHE. Des barrages sont installés sur 30 km de rivière. Des produits absorbants sont dispersés. Le vent complique l'intervention en repoussant les hydrocarbures vers l'amont et les rives. La navigation fluviale et la pêche sont interrompues plusieurs jours. Un dispositif d'obturation déclenché par un détecteur d'hydrocarbures équipera le réseau d'eaux pluviales. Une pompe fixe dans une cuvette de rétention remplace la pompe mobile. Un regard est surélevé et étanché.

**Causes**

- Défaillance du raccord d'un flexible de transfert

**Conséquences**

- Epandage hors rétention
- pollution des eaux rivière
- pas de victimes

N°11306 –

17/06/97 34 – FRONTIGNAN – *Dépôt pétrolier*

**Les faits****Produits impliqués : gazole**

Dans un dépôt pétrolier, une fuite apparaît sur le socle en béton d'un bac de 58 000 m<sup>3</sup> de gasoil. Le débit est de l'ordre de 1 m<sup>3</sup>/h. De l'eau est injectée en fond de bac pour se substituer à l'hydrocarbure tandis que la vidange du contenu vers un autre bac est engagée (durée 120 h). Quelques m<sup>3</sup> de gasoil sont récupérés dans la cuvette de rétention.

**Causes**

- Défaillance socle en béton du réservoir

**Conséquences**

- Epandage dans la cuvette
- pas de pollution
- pas de victimes

On notera que la fermeture d'une vanne de pied de bac déclenchée par détecteur d'hydrocarbure aurait compliqué l'intervention.

N°8552 –

06/03/95 BAHAMAS – GRAND BAHAMA – *Raffinage de pétrole*

**Les faits****Produits impliqués : gazole**

La foudre tombe sur un réservoir contenant 65 000 m<sup>3</sup> de gasoil. Un incendie se déclare. une fumée épaisse se dégage. Le port et le personnel de la raffinerie sont mis en alerte. Des résidents sont évacués. L'incendie est maîtrisé le 10 mars à 18h. Les dégâts matériels sont estimés à 35 MF. Les dommages causés à l'environnement ainsi que les personnes disparues ne sont pas encore connus.

**Causes**

Foudre Incendie de bac

**Conséquences**

- Feu de réservoir

- pollution
- victimes

N°16891

29/09/1999 FRANCE - 44 – DONGES - Raffinage de pétrole

**Les faits****Produits impliqués : Gazole et fuel lourd**

Dans une raffinerie, 2 fuites d'hydrocarbures, l'une sur un réservoir de 25 000 m<sup>3</sup> de gazole et l'autre sur une fosse de récupération de fuels lourds, sont à l'origine d'une importante pollution des sols et des berges du canal de MARTIGNE. L'origine a été déterminée par une série de 22 sondages. Plus de 1 000 m<sup>3</sup> de terres souillées sont enlevées et une tranchée drainante longeant le canal sur 500 m est réalisée pour empêcher tout suintement vers le canal. Le coût des travaux de protection et de dépollution s'élève pour le moment à 1,5 MF. Il semblerait qu'une autre source de pollution ait été détectée et soit encore en investigation.

**Causes**

- Inconnue

**Conséquences**

- Fuite de réservoir de gazole
- fuite de fosse de récupération de fuel lourd
- Pollution du sol importante

N°19347

15/07/2000 FRANCE - 87 – CHATEAUPONSAC 51.5 - Commerce de gros de produits intermédiaires non agricoles

**Les faits****Produits impliqués : FOD**

Dans le dépôt d'un grossiste en combustible, la corrosion du bas d'une cuve de 40 m<sup>3</sup> provoque la fuite de 20 m<sup>3</sup> de fuel domestique dans la cuvette de rétention dont l'orifice de vidange ne comporte pas de dispositif d'obturation. Le fuel s'écoule dans le réseau d'eaux pluviales du dépôt, équipé d'un séparateur d'hydrocarbure (capacité de rétention de 300 l) n'empêchant pas le déversement du gazole dans le réseau public d'E.P. La GARTEMPE est polluée sur 20 km. Les pompiers installent 2 barrages flottants. Les captages d'eau ne sont pas arrêtés mais la baignade est interdite. Une association dépose une plainte. L'inspection des ICPE constate les divers non-respects de la réglementation (étanchéité des rétentions, vérifications des réservoirs, moyens d'extinction en cas d'incendie) et contrôle 40 dépôts similaires. De nombreuses non-conformités (étanchéité des aires de dépotage, volume des rétentions, séparateur à hydrocarbures) sont mises en évidence. Des sanctions administratives sont demandées.

**Causes**

- Corrosion cuve
- Cuvette non étanche (orifice de purge non obturé)

**Conséquences**

- Fuite de fuel domestique
- pollution importante (20 km) de rivière proche

N°19414

13/12/2000 ETATS UNIS - 00 – HELENA Dépôt pétrolier

**Les faits****Produits impliqués : gazole**

Une très grosse fuite se produit sur un réservoir de gazole d'une capacité de 3 200 m<sup>3</sup> environ dans un dépôt de liquides inflammables. La fuite, détectée en milieu d'après-midi, est colmatée quelques heures plus tard. La quantité de produit qui a fui est estimée à 400 m<sup>3</sup> environ. Les vapeurs d'hydrocarbures sont telles que, selon les témoignages de personnes circulant sur l'autoroute proche, elles piquent les yeux des automobilistes. Une situation d'urgence est décrétée. La circulation sur l'autoroute est interrompue. A priori, le produit est resté confiné à l'intérieur des capacités de rétention du dépôt. Toutefois, il est demandé aux riverains, particuliers et autres usines ou commerces (2 parcs de transporteurs, stockage et commerce de bois) d'évacuer les lieux dans un rayon de 800 m : ceci concerne 100 personnes environ. Le trafic aérien en liaison avec l'aéroport, situé au nord du stockage, est également perturbé : une interdiction provisoire de survol de la zone est prononcée. Les secours couvrent la nappe d'hydrocarbure de mousse de manière à réduire les vapeurs. Les opérations de nettoyage commencent le soir même et 3 camions sont dépêchés sur le site afin de pomper le gazole retenu à l'intérieur des merlons de protection.

La cause de la fuite n'est pas connue avec précision. L'autoroute est réouverte et l'ordre d'évacuation est levé le lendemain matin.

**Causes**

- Inconnues

**Conséquences**

- Fuite très importante d'un réservoir de gazole (400 m<sup>3</sup>)
- Pollution du sol

N°22386

20/12/2001 FRANCE - 72 - Le MANS - Commerce de gros de produits intermédiaires non agricoles

**Les faits****Produits impliqués : Gazole et FOD**

Dans un dépôt d'hydrocarbures, l'exploitant détecte une perte de pression lors de son contrôle mensuel de l'étanchéité d'une canalisation souterraine. Cette dernière assure le transfert du gazole et du fuel domestique de la pomperie vers le poste de chargement des camions. L'exploitant fait appel au service d'une entreprise spécialisée qui réalise un nouveau test d'étanchéité après avoir mis la canalisation sous atmosphère air + hélium. La fuite n'est toujours pas localisée malgré ces nouveaux tests mais du fuel est retrouvé dans un piézomètre. L'industriel suspend l'exploitation du dépôt (arrêt des chargements camions et des livraisons par oléoduc). Par ailleurs, il fait procéder à des sondages afin de connaître l'ampleur de la pollution et d'évaluer le traitement à mettre en oeuvre.

**Causes**

- Inconnue

**Conséquences**

- Fuite de gazole par une canalisation de transfert enterrée entre la pomperie et le poste de chargement camion
- Pollution du sol
- pollution des eaux souterraines



## 7. ACCIDENTS AU POSTE DE DEPOTAGE GAZOLE

### 7.1 PHYSIQUE DU PHENOMENE ACCIDENTEL



Le camion citerne ci-dessus dépotait du gazole le 29 juin 1998 , au dépôt de la Dion Oil Company à Stock Island en Floride.

Le scénario type se décline comme suit :

- épandage de kérosène sur le sol et sous le camion (rupture du flexible, fuite sur le camion)
- formation d'un nuage de vapeurs
- des vapeurs de kérosène entre en contact avec une étincelle (électrostatique, électrique, ou mécanique)
- inflammation des vapeurs
- feu de nappe sous le camion
- explosion de la citerne
- missiles de fragmentation de la citerne routière et de son supportage sur le châssis du camion
- boule de feu
- effets domino sur les installations proches

Les effets conséquence sur l'environnement sont les suivants :

- rayonnement du feu de nappe du kérosène
- onde de surpression d'éclatement de la citerne routière
- effet missile engendré par l'explosion de la citerne
- doses rayonnées par la boule de feu

## 7.2 ACCIDENT TYPE DETAILLE

### **Explosion d'un camion citerne de FOD en cours de dépotage dans un dépôt de produits pétroliers Le 15 octobre 1993 Cusset - [Allier] France**

#### **LES INSTALLATIONS CONCERNÉES**

Le dépôt pétrolier d'une surface de 2 700 m<sup>2</sup> est installé depuis 1927 dans une zone industrielle à moins de 500 m de l'agglomération de Vichy – Cusset, à proximité d'un autre dépôt d'hydrocarbures d'une capacité de 35 000 m<sup>3</sup>. Il est exploité par une entreprise agréée par une société pétrolière.

Depuis son implantation, il a fait l'objet de nombreuses modifications. Les installations sont constituées par :

- 3 cuves aériennes de 70 m<sup>3</sup> chacune, soit 210 m<sup>3</sup> ;
- 3 cuves enterrées de 30 m<sup>3</sup> chacune, soit 90 m<sup>3</sup> ;
- un poste de déchargement des véhicules citernes, situé en contrebas des stockages ;
- une installation de remplissage de véhicules citernes comportant deux bras de chargement (d'un débit de 2 X 30 m<sup>3</sup>/h maximum) avec trois groupes de pompes. L'ensemble est couvert par un auvent métallique adossé à un bâtiment en bardage métallique. Ce bâtiment inutilisé abrite une cuve amovible de 1 000 litres, vide au moment de l'accident ;
- un hangar abritant 8 à 10 tonnes d'anthracite ;
- un embranchement ferroviaire.

Le sol du dépôt est en pente vers le portail d'entrée. L'aire de dépotage non délimitée des camions-citernes, ne comportent pas de dispositif étanche de récupération des égouttures et le sol est imprégné au moins superficiellement d'hydrocarbures.



#### **L'ACCIDENT, SON DÉROULEMENT, SES EFFETS ET SES CONSÉQUENCES**

##### **L'accident :**

Le 15 octobre vers 17h00, le chauffeur d'un véhicule citerne ayant chargé à Lyon récupère la clé du dépôt au siège de la société exploitant le stockage à Cusset. Il se fait préciser les consignes et pénètre ensuite seul dans le dépôt pour vider le contenu de sa citerne dans le réservoir aérien n°3.

La citerne routière en aluminium, construite en 1979, comporte 5 compartiments de 13, 2, 4, 3 et 15 m<sup>3</sup>. La livraison prévue est de 34 m<sup>3</sup> de FOD, le compartiment de 3 m<sup>3</sup> est vide.

Le dépotage est effectué à l'aide de la motopompe de la citerne (30 m<sup>3</sup>/h), installée dans un coffre métallique et fonctionnant grâce à un moteur à essence dont l'échappement n'est pas équipé d'un pare flamme. L'ensemble du circuit de dépotage est de diamètre 80 mm, le flexible reliant l'orifice d'aspiration de la pompe au manifold à 5 vannes de la citerne (distance 1,20 m) est propriété du transporteur et fait partie du matériel embarqué. Le flexible connectant le refoulement de la pompe et

la tuyauterie fixe d'alimentation de la cuve appartiennent au dépôt, et reste raccordé à demeure. La continuité du réseau de mise à la terre de la remorque est assurée par les spires métalliques de renfort des flexibles.

A 18h05, la vidange de la citerne est pratiquement terminée (environ 30 m<sup>3</sup> transvasés dans la cuve). A 18h10, le chauffeur ressent une petite déflagration et aperçoit un écoulement enflammé sous la partie centrale de la semi - remorque, au niveau de la pompe de dépotage.

Il tente en vain de combattre le feu avec l'extincteur à poudre qui équipe son véhicule. Voyant qu'il n'y parvient pas et que le feu détériore le flexible de dépotage, le chauffeur essaie de refermer les vannes de la citerne et d'arrêter la motopompe mais il est gêné par l'incendie qui se propage rapidement.

Il se dirige alors vers le portail d'entrée pour donner l'alerte. Arrivé à proximité, la citerne explose. L'incendie se propage alors à l'ensemble de la zone de dépotage, les flammes atteignent près de 10 m de haut selon plusieurs témoignages.

Les pompiers arrivent vers 18h20 et luttent contre le feu avec des lances à mousse.

### Les conséquences :

Les conséquences de l'accident sont multiples :

#### Humaines

Le chauffeur est brûlé superficiellement à la main gauche et au visage. Un pompier est blessé aux yeux .

#### Matérielles

Les dégâts matériels sont limités à l'intérieur du dépôt :

- une citerne routière est détruite
- deux tracteurs sont endommagés ;
- la station de remplissage des véhicules citerne est détruite.

#### Pollution du sol :

Après lecture de la hauteur de pige réalisée sur le réservoir fixe, la quantité de FOD répandue est estimée à 18 m<sup>3</sup>, une partie de FOD s'étant écoulee par siphonage du bac de stockage.

Des hydrocarbures entraînés par l'eau déversée par les pompiers se répandent à l'intérieur du dépôt et imprègnent le sol. Malgré la mise en place de barrages de sable et l'épandage de produits absorbants, une partie s'écoule à l'extérieur, souillant le fossé en terre de la voie publique.

Dans le cadre de la réhabilitation du site, une surface estimée à au moins 500 m<sup>2</sup> représentant un volume de terre de 850 m<sup>3</sup> est traitée par biodégradation in situ.

#### Pollution des eaux :

L'installation de barrages de sable, l'épandage de produits absorbants et l'obstruction des égouts permettent de limiter la pollution des eaux. Les fractions liquides résiduelles sont rapidement pompées. 10 m<sup>3</sup> d'eau souillée par des hydrocarbures sont récupérés.

Des traces d'hydrocarbures sont aperçues à la station d'épuration de l'agglomération de Vichy-Cusset, et dans les cours d'eau JOLAN, SICHON et l'ALLIER sans dommage particulier.

Le coût des travaux de réhabilitation du site sont estimés en 1996 par l'exploitant à 3 millions de Francs (570 000 euros 2007).

### L'ORIGINE, LES CAUSES ET LES CIRCONSTANCES DE L'ACCIDENT

Le flexible reliant la vanne du manifold de la citerne à l'ouïe d'aspiration de la pompe est totalement détruit dans l'incendie pour sa partie caoutchoutée. Seuls restent visibles les embouts métalliques avec raccord rapide et les spires métalliques de renfort. Ces embouts portent simplement les inscriptions PU4 PE6 (il s'agit des pressions maximales de services et d'épreuve).

Le flexible reliant l'ouïe de refoulement de la pompe à la canalisation métallique fixe du dépôt desservant les réservoirs de stockage a également été détérioré lors de l'incendie, si bien qu'il n'a pas été possible d'évaluer son état avant le sinistre.

L'hypothèse d'une fuite sur le flexible de refoulement ou au niveau du raccord ayant favorisé la formation d'un « brouillard » d'hydrocarbures enflammé par l'échappement de la pompe est privilégiée par l'inspection des installations classées. Selon le témoignage du chauffeur, l'échappement de la motopompe est couramment porté au rouge en fin de dépotage. Par ailleurs, le moteur à essence de la pompe ne disposait pas d'un pare flamme, et le dispositif d'entraînement magnétique de cette dernière est générateur d'étincelles.

L'accident est surtout caractérisé par la rapidité avec laquelle le feu s'est développé, entravant la première intervention du chauffeur pour l'éteindre et conduisant à l'explosion de la citerne en 5 min environ. L'imprégnation historique en hydrocarbures de l'aire de dépotage a par ailleurs pu constituer un facteur aggravant.



### **Motopompe**

La localisation des vannes de sectionnement de la citerne, des organes de commandes de la motopompe et de l'extincteur portatif du camion, l'absence de rétention, le terrain en pente ont également contribué au développement rapide de l'incendie.

### **LES SUITES DONNÉES**

L'exploitation du dépôt est suspendue par arrêté de mise en demeure du 18 novembre 1993. La remise en activité a été subordonnée à la réalisation par l'exploitant des actions suivantes :

- décapage superficiel des sols souillés par les hydrocarbures ;
- évacuation et traitement des terres polluées dans une installation agréée à cet effet ;
- réalisation d'une étude sur la pollution résiduelle du sous-sol et de son traitement éventuel ;
- mise en conformité de l'ensemble du dépôt aux prescriptions applicables aux installations de stockage et de distribution de FOD soumises à déclaration.

Pour faire suite à cet arrêté de mise en demeure, la partie du sol la plus polluée est décapée et les terres sont stockées sur une bâche étanche dans un hangar situé sur le site. Parallèlement, un diagnostic de pollution est réalisé en deux phases par une société spécialisée du 18 au 21 janvier 1994, et du 31 janvier au 2 février 1994 afin de délimiter précisément l'étendue de la pollution. Cette étude fait apparaître une pollution par les hydrocarbures qui atteint des niveaux élevés (jusqu'à 11 000 mg/kg), mais qui reste localisée aux couches de remblais superficielles et sur les points

bas du site. A la suite de ce constat, le bureau d'étude propose :

- en complément du décapage initial, d'excaver l'ensemble des terres qui présentent un taux en hydrocarbures supérieur à 1 500 mg/kg;
- de traiter in situ l'ensemble des terres excavées par une méthode de biodégradation in situ ("Land Farming" ) dont la durée de traitement est d'environ 20 mois.

L'inspection des installations classées demande à l'exploitant de réaliser les travaux complémentaires proposés par la société spécialisée en prenant toutefois une limite de 1 000 mg/kg comme seuil pour déterminer les terres à excaver, et en étendant le décapage au pourtour des cuvettes de rétention.

Les opérations de dépollution commencent dans le premier semestre de l'année 1995. Un volume de terre de 850 m<sup>3</sup> est ainsi traité par biodégradation in situ. Un suivi par échantillonnage est réalisé pendant l'année 1996 afin de s'assurer que les teneurs en hydrocarbures n'excèdent pas la valeur de 1 000 mg/kg. Des tests de percolation et d'infiltration sont également réalisés.

A la suite des travaux de réhabilitation du site, des servitudes visant à limiter l'usage des sols sur la parcelle du dépôt sont mises en place et, en l'absence de circulation d'eau au droit du site, aucune mesure de surveillance n'a été prescrite.

### **LES ENSEIGNEMENTS TIRÉS**

L'enquête menée par l'inspection des installations classées mettra en évidence des écarts importants par rapport aux règles de sécurité contenues dans les « arrêtés types » et notamment :

- Les canalisations métalliques fixes et aériennes desservant les stockages le long du poste de dépotage n'étaient pas protégées des fausses manoeuvres des véhicules ;
- Les réservoirs aériens n'avaient pas de liaisons équipotentielle de mise à la terre. Il n'existait également pas de prise de terre pour assurer la liaison équipotentielle des véhicules citernes avant toute manoeuvre de transvasement ;
- L'aire de dépotage, non matérialisée, n'était pas étanche et ne comportait pas de dispositif permettant de récupérer les hydrocarbures accidentellement répandus ;
- Aucun dispositif n'empêchait le déversement direct des hydrocarbures vers les égouts ou le milieu naturel ;
- Le dépotage s'effectuait sans la présence d'un agent du dépôt ;
- Aucune consigne d'entretien et d'exploitation du stockage n'était rédigée et appliquée.
- L'absence de pare flamme sur la pompe constitue également une infraction à la réglementation sur le transport des matières dangereuses.

## 7.3 LISTE D'ACCIDENTS

### Nous avons éliminé tous les cas de chargement et déchargement de produits chimiques et d'hydrocarbures de PE supérieur à 55°C

### Nous n'avons en outre que considéré les cas impliquant des camions citernes

#### **N°12060 – 10/12/97 67 – REICHSTETT – Raffinage de pétrole**

##### **Les faits**

##### **Produit impliqué : chargement de gazole par camion citerne**

Dans une raffinerie, une explosion avec formation d'une boule de feu et suivie d'un incendie survient au poste en libre service de chargement des citernes routières, au cours du remplissage d'un compartiment en gasoil. Un chauffeur routier est tué et 2 personnes sont blessées. L'incendie est rapidement maîtrisé. L'installation et le véhicule sont fortement endommagés. Les pompiers de la raffinerie éteignent le feu en 15 min. Auparavant, le véhicule avait chargé puis déchargé de l'essence. L'exploitation de l'installation est suspendue pour vérification. Il semble que le sinistre résulte d'une décharge d'électricité statique engendrée par le remplissage en pluie du réservoir/. L'exploitant additive ses produits finis pour réduire cet inconvénient.

##### **Causes**

- Décharge d'électricité statique engendrée par le remplissage en pluie du réservoir

##### **Conséquences**

- Explosion/incendie
- 1 mort et 2 blessés

##### **Contre mesure**

- additif dans produits pétroliers

#### **N°13143 – 27/01/98 67 – REICHSTETT – Raffinage de pétrole**

##### **Les faits**

##### **Produit impliqué : non signalé**

Dans un poste de chargement de produits pétroliers d'une raffinerie, théâtre d'un accident grave le mois Un fusible est changé 2 fois. L'opération reprend et l'opérateur ressent une décharge électrique. L'exploitant arrête l'installation. Celle-ci est de type neutre isolé et ne s'arrête qu'au second défaut. Le détecteur du premier défaut n'est pas visible des opérateurs. Le régime dit du neutre à la terre est adopté. Des disjoncteurs différentiels sont installés. La détection des défauts, l'équipotentialité et la mise à la terre sont améliorés. La formation du personnel et les contrôles sont renforcés.

##### **Causes**

- Défaut électrique de l'installation

##### **Conséquences**

- aucune.

##### **Contre mesure**

- Changement du mode de protection des défauts électriques : le régime dit du neutre à la terre est adopté.
- Des disjoncteurs différentiels sont installés.
- La détection des défauts, l'équipotentialité et la mise à la terre sont améliorés.
- La formation du personnel et les contrôles sont renforcés

#### **17/8/1995 40 – MISSON - Industrie chimique de base**

##### **Les faits**

##### **Produit impliqué : dépotage FO2 par camion citerne**

A la suite d'une mauvaise manipulation lors de travaux d'entretien annuels, la vanne d'un réservoir reste ouverte lors du dépotage d'un camion citerne dans un réservoir fixe, 10 t de fuel lourd n°2 se déversent dans l'AMIGAN. Des barrages flottants sont installés à 1,5 km en aval. Des procès-verbaux sont dressés à la suite de cette pollution. Une société spécialisée récupère 3 m<sup>3</sup> d'hydrocarbure.

##### **Causes**

- Vanne bloquée en position ouverte suite à une opération de maintenance

##### **Conséquences**

- Epannage 10 T de fioul n°2 dans rivière

##### **Contre mesures**

- barrages flottants /récupération de 3 m<sup>3</sup> d'hydrocarbures

**N°14543 09/12/1998 FRANCE - 69 - VAULX-EN-VELIN****Les faits** **Produit impliqué : dépotage de gazole par camion citerne**

Dans une école, une fuite de gazole se produit lors du dépotage d'un camion-citerne de 5 000 l ; 500 l d'hydrocarbures débordent du réservoir fixe en générant une forte odeur qui se répand dans l'établissement inoccupé au moment des faits. Il n'y a ni victime, ni conséquences sur l'environnement. Une entreprise spécialisée ventile le bâtiment.

**Causes**

- inconnues

**Conséquences**

- épandage 500 litres gazole,
- pas de pollution environnementale

**Contre mesures**

- évaporation
- Récupération

**1****6/02/1999 FRANCE - 58 – CLAMECY Station Service Grande Surface****Les faits** **Produit impliqué : chargement de gazole par camion citerne**

Une fuite de gazole se produit lors du remplissage d'une cuve de la station-service d'un supermarché. Pour réduire la durée du ravitaillement, le livreur déplace son véhicule pour le raccorder à une autre cuve située à 10 m, mais en appréciant mal la distance (nuit, mauvaises conditions météorologiques) provoque une forte traction sur le flexible et la rupture franche de la vanne de la citerne. Il commande la fermeture du clapet de fond, mais 1 000 l d'hydrocarbure se sont répandus dans les points bas, regards et canalisations du parking du magasin. Les pompiers mettent en place un périmètre de sécurité et épandent des produits absorbants. Le lendemain une société spécialisée nettoie le site. Aucune pollution n'est constatée. L'opération effectuée après la fermeture du magasin a évité l'aggravation de l'accident. L'administration constate la non conformité des aménagements de l'installation avec la réglementation (aires de dépotage, prévention des écoulements). Une consigne de sécurité devra être établie.

**Causes**

- Erreur humaine

**Conséquence**

- rupture de la vanne de la citerne suite à un déplacement non maîtrisé du camion
- Epandage de 1000 l de gazole dans les points bas, regards et canalisations du parking
- Pas de pollution environnementale

**Contre mesures**

- Nouvelle consigne de sécurité
- Fermeture clapet de fond (chauffeur)
- périmètre de sécurité
- produits absorbants (pompiers)

**N°17643****25/06/1999 FRANCE - 67 – BEINHEIM - Activité industrielle****Les faits** **Produit impliqué : dépotage de gazole par camion citerne**

Lors d'une opération de dépotage de gasoil, des hydrocarbures s'infiltrèrent dans le réseau d'assainissement (déversoirs d'orage).

La pollution du STADENRHEIN, affluent de la SAUER, apparaît 6 mois plus tard.

**Causes**

- inconnues

**Conséquences**

- Epandage d'hydrocarbures ,
- infiltration dans réseau d'assainissement via déversoirs d'orage,
- pollution rivière apparue 6 mois plus tard

**N°17451****17/03/2000 FRANCE - 68 - VIEUX-THANN - Industrie chimique de base****Les faits** **Produit impliqué : dépotage de fuel par camion citerne**

Lors d'un dépotage dans une usine chimique, 50 l de fuel débordent d'un réservoir et se déversent dans le réseau d'eaux pluviales rejoignant le canal usinier du site se jetant dans la THUR. Le bassin



de rétention de l'usine est mis en œuvre, les pompiers installent des barrages de paille et des boudins. La pollution sera maîtrisée après 2 h d'intervention. La gendarmerie effectue une enquête.

**Causes**

- inconnues

**Conséquences**

- Epanchage 50 l de fuel
- Pollution du réseau d'eaux pluviales
- Pas de pollution environnementale

**Contre mesures**

- Rétention dans bassin de l'usine,
- barrages de paille et boudins absorbants (pompiers)

**N°19060**

**01/09/2000 FRANCE - 59 – SANTES - Activité industrielle**

**Les faits**

**Produit impliqué : dépotage de gazole par camion citerne**

A la suite du dépotage d'un camion-citerne vers une cuve de stockage, un déversement accidentel de gasoil pollue le canal de la DEÛLE. Des produits dispersants sont pulvérisés et un barrage flottant est posé.

**Causes**

- inconnue

**Conséquences**

- Déversement de gazole
- pollution rivière

**Contre mesures**

- Produits dispersants,
- barrages flottants

**N°19292**

**24/11/2000 FRANCE - 90 – BEAUCOURT - Activité industrielle**

**Les faits**

**Produit impliqué : dépotage de fuel par camion citerne**

Un déversement de 500 l de fuel après un dépotage par camion citerne entraîne la pollution d'un bassin de rétention des eaux pluviales. Un barrage de bottes de paille est mis en place.

**Causes**

- inconnues

**Conséquences**

- Pollution bassin de rétention d'eaux pluviales par 500 l de fuel

**Contre mesures**

- Barrages de bottes de paille

**N°22702**

**31/01/2001 FRANCE - 15 - RIOM-ES-MONTAGNES - Commerce de détail de carburants**

**Les faits**

**Produits impliqués : dépotage de gazole et d'essence par camion citerne**

Une forte odeur d'essence est ressentie sur la commune lors d'une livraison de 2 m<sup>3</sup> de super sans plomb 95 et de 3 m<sup>3</sup> de gasoil dans une station-service. Auparavant, courant décembre une société extérieure avait contrôlé l'étanchéité des 4 réservoirs enterrés de la station-service qui sont associés chacun à un appareil de distribution d'un débit de 3 m<sup>3</sup>/h. Avant contrôle, les capacités avaient été dégazées et nettoyées, les trous d'homme déposés. Pour 2 de ces réservoirs correspondant au super sans plomb 95 et au fuel, le contrôle d'étanchéité n'est pas satisfaisant. Les réservoirs sont alors remplis d'eau. Leur canalisation de remplissage débouchait au-dessus du trou d'homme (15 à 20 cm) dans le regard non étanche construit en parpaings. A cette époque, l'exploitant de la station-service décide de stocker le super sans plomb 95 dans la cuve de super. Sans qu'aucun jaugage des cuves n'ait lieu préalablement, le livreur se fie au bouchon de remplissage (différent pour les cuves de sans plomb et de super) pour dépoter les 2 m<sup>3</sup> de super sans plomb 95. Personne ne se rend compte du déversement des 2 m<sup>3</sup> de carburant dans le sol. Il n'est découvert qu'après la recherche de la provenance des odeurs d'essence. Une étude de diagnostic déterminera l'étendue de la pollution et les opérations de dépollution à réaliser. En raison des risques d'incendie et d'explosion présentés par

les vapeurs d'essence pouvant émaner du sol, l'inspection propose au préfet de suspendre l'activité de la station-service jusqu'à la disparition des nuisances et la réalisation des travaux imposés. Ceux-ci consistent notamment en évacuation avec justificatifs des déchets après nettoyage et enlèvement de l'eau stockée, contrôle de l'étanchéité de tous les réservoirs, changement des flexibles de dépotage (+ de 6 ans), installation d'un décanteur-séparateurs d'hydrocarbures, vérification de l'installation électrique, faire déboucher les tubes d'événements au-dessus du toit, ...

**Causes**

- Erreur humaine : Absence de jaugeage du réservoir et de signalisation du changement d'affectation des cuves
- Installations non conformes

**Contre mesures**

- Fermeture de la station service jusqu'à disparition de la pollution, des nuisances
- réalisation des travaux,
- contrôle étanchéité de tous les réservoirs,
- changement des flexibles,
- installation d'un débourbeur-séparateur,
- vérification de l'installation électrique,
- mise en conformité des événements (en toiture)
- pollution du sol
- Etude de diagnostic de la pollution,
- évacuation des déchets et de l'eau stockée

**N°21131**

**20/07/2001 FRANCE - 76 - ROUXMESNIL-BOUEILLES - Fabrication de produits minéraux divers**

**Les faits****Produit impliqué : dépotage d'émulsion bitumineuse par camion citerne**

Alerté par des riverains, les pompiers interviennent pour limiter une pollution par des hydrocarbures apparue sur 100 m d'un fossé d'écoulement d'eaux pluviales d'une zone industrielle : Mise en place de plaques de matériaux absorbants et d'un barrage pour éviter que la pollution rejoigne l'ARQUES, exutoire du fossé. Cette pollution provient d'une centrale fixe d'enrobage à chaud, lors d'une livraison de matières bitumineuses par un camion citerne 2 jours plus tôt. Le dépotage dans une cuve (60 m<sup>3</sup>) a provoqué une projection d'émulsion bitumineuse par le bras de chargement utilisé pour le remplissage des camions, sa vanne étant restée en position ouverte. Environ 0,5 à 1 t d'émulsion bitumineuse se sont déversées dans la cuvette de rétention dont la vanne de vidange était partiellement fermée et a permis l'écoulement dans le réseau de collecte des eaux pluviales. Le dispositif débourbeur/déshuileur situé sur ce réseau n'a pas pu jouer son rôle en l'absence d'entretien et de curage. L'inspection des installations classées constate les diverses infractions et propose un arrêté préfectoral de mesure d'urgence pour la remise en état du site, la réalisation de contrôles de la pollution et de l'état des installations en cause.

**Causes**

- Vanne du bras de chargement des camions restée ouverte
- Vanne de vidange de la cuvette de rétention partiellement fermée
- Absence d'entretien du débourbeur-séparateur
- Ecoulement dans réseau d'eaux pluviales

**Conséquences**

- Epandage de 0,5 à 1 T d'émulsion bitumineuse en cuvette de rétention
- pollution fossé d'eaux pluviales d'une zone industrielle

**Contre mesures**

- Remise en conformité des installations,
- contrôles de pollution
- pollution fossé d'eaux pluviales d'une zone industrielle
- Barrage et plaques absorbantes pour éviter la pollution d'une rivière

**N°20943**

**02/08/2001 FRANCE - 67 – BENFELD - Station Service d'un super marché**

**Les faits****Dépotage de gazole par camion citerne**

Un début d'incendie se déclare au niveau du tuyau de dépotage d'un camion citerne dans une station service, lors du remplissage des réservoirs. Le conducteur du camion est légèrement blessé aux

mains et aux bras. Les clients et le personnel du supermarché sont évacués. Un périmètre de sécurité est mis en place

**Causes**

- inconnues

**Conséquences**

- Incendie du tuyau de dépotage
- Blessé léger

**Contre mesures**

- Evacuation du personnel et clients

**N°21334**

**18/09/2001 FRANCE - 38 - SAINT-EGREVE – Dépôt pétrolier**

**Les faits**

**Produit impliqué : chargement en gazole d'un camion citerne**

Lors du remplissage d'un camion dans un dépôt pétrolier, une pièce de fixation du bras de chargement cède. Un déversement de 500 l s'épand sur l'aire de dépotage, puis arrive dans le déshuileur par les évacuations d'eaux pluviales. L'hydrocarbure est recueilli dans le premier compartiment du déshuileur où il reste ; aucune irisation n'est visible dans le second compartiment. L'exploitant fait pomper les liquides contenus dans le premier compartiment et les parois seront nettoyées par une société spécialisée.

**Causes**

- Rupture d'une pièce de fixation du bras de chargement

**Conséquences**

- Epandage 500 l sur l'aire de dépotage
- écoulement dans réseau d'eaux pluviales
- Pas de pollution environnementale

**Contre mesures**

- Rétention dans déshuileur (premier compartiment)
- pompage et nettoyage



## **SECTION 3**

# **ANALYSE PRELIMINAIRE DES RISQUES**



<b>1</b>	<b><u>ANALYSE DES RISQUES LIES AUX INSTALLATIONS</u></b>	<b>5</b>
1.1	<u>RISQUES INTRINSEQUES AUX EQUIPEMENTS UTILISES</u>	5
1.1.1	<u>Risque d'explosion de vapeurs de fuel ou de gazole</u>	5
1.1.2	<u>Risque d'explosion de vapeur d'eau surchauffée</u>	5
1.1.3	<u>Risque de satellisation de parties mécaniques rotatives</u>	5
1.1.4	<u>Risque de feu de nappe d'hydrocarbure en cuvette de rétention</u>	5
1.1.5	<u>Incendie d'un bac de stockage</u>	5
1.1.6	<u>Explosion de réservoir pris dans un incendie</u>	6
1.2	<u>RISQUES GENERES PAR LA PERTE DES UTILITES</u>	6
1.2.1	<u>Perte de l'électricité</u>	6
1.2.2	<u>Perte d'air comprimé</u>	6
1.2.3	<u>Perte d'huile hydraulique haute pression</u>	6
1.2.4	<u>Perte d'huile de lubrification et de refroidissement</u>	6
1.2.5	<u>Perte des réserves d'eau incendie</u>	6
1.2.6	<u>Perte de la réserve émulseur</u>	7
1.2.7	<u>Perte des moyens de communication</u>	7
<b>2</b>	<b><u>ANALYSE DES RISQUES LIES AUX PRODUITS</u></b>	<b>7</b>
<b>3</b>	<b><u>ANALYSE HIERARCHISES DES RISQUES LIEE AUX PROCEDES MIS OEUVRE</u></b>	<b>7</b>
3.1	<u>METHODE HAZOP</u>	8
3.1.1	<u>Principes de la méthode</u>	8
3.1.2	<u>Cotation des conséquences des dérives</u>	9
3.2	<u>CAS DES STOCKAGES D'HYDROCARBURES</u>	10
3.3	<u>CRITERES DE RISQUE ET APPROCHE PROBABILISTE</u>	11
3.3.1	<u>Echelle de risqué et critères</u>	11
3.3.2	<u>Critères d'attribution d'un niveau de gravité</u>	13
3.3.3	<u>Méthodologie de définition univoque du niveau de probabilité NP</u>	15
3.4	<u>DECOUPAGE FONCTIONNEL</u>	24
3.5	<u>SYNTHESE DE L'ANALYSE DES RISQUES HAZOP</u>	48
3.5.1	<u>Risques liés au sous système n°1.1 : circuit huile des turbines à vapeur</u>	48
3.5.2	<u>Risques liés au sous système n°1.2 et 1.7 circuit vapeur des turbines à vapeur et de la chaudière</u>	48
3.5.3	<u>Risques liés aux systèmes n°1.3 : parties mécaniques des turbines à vapeur</u>	49
3.5.4	<u>Risques liés aux sous-systèmes n°1.4 : matériel électrique des turbines à vapeur et des chaudières</u>	49
3.5.5	<u>Risques liés aux sous-systèmes n°3.1 ; 3.2 : Déchargement des hydrocarbures vers les réservoirs de stockages</u>	50
3.5.6	<u>Risques liés aux sous-systèmes n°2.1, 2.2 : Stockage de combustible</u>	50
3.6	<u>MATRICE DE CRITICITE</u>	51
3.7	<u>SELECTION DES SCENARIOS A ETUDIER EN DETAILS</u>	52





## **1 Analyse des risques liés aux installations**

### **1.1 Risques intrinsèques aux équipements utilisés**

Au regard des incidents et accidents survenus de par le monde sur des installations similaires, les risques intrinsèques suivants sont, a priori, à traiter dans le cadre de l'analyse des risques de la centrale électrique de Doniambo et du stockage d'hydrocarbures liquides attendant.

#### **1.1.1 Risque d'explosion de vapeurs de fuel ou de gazole**

Le scénario d'explosion de vapeur de fuel ou de gazole doit être envisagé dans les équipements où il est injecté sous pression pour former un brouillard ou une atmosphère inflammable, c'est-à-dire dans les chambres de combustion des chaudières et dans les turbines à combustion. Le scénario redouté est la non-maitrise de l'allumage du nuage inflammable, qui en milieu confiné et présentant de nombreux points chauds ou une température interne supérieure à son point éclair, peut conduire à l'inflammation retardée du nuage et à la formation d'une onde de surpression. Dans ces équipements, le confinement étant quasiment total, on peut s'attendre dans ce cas à une explosion de forte intensité, pouvant atteindre théoriquement la pression maximale d'explosion d'un mélange air/hydrocarbure.

#### **1.1.2 Risque d'explosion de vapeur d'eau surchauffée**

Les chaudières ont pour fonction de produire de la vapeur haute pression (> 100 bars) utilisée en détente dans les turbines à vapeur pour la production d'électricité. Le réseau de vapeur haute pression génère donc des risques d'explosion en cas de perte d'intégrité physique des enveloppes de contenants.

Le scénario critique concerne la rupture de la plus grande capacité contenant de vapeur haute pression, à savoir le ballon de collecte de vapeur de la chaudière. D'autres équipements tels que les réchauffeurs de vapeur haute pression ou les réservoirs de détente (blow down tank) peuvent également être le siège d'explosion de vapeur. Dans ces équipements, la vapeur peut transiter sous forme d'eau surchauffée. En cas de rupture d'enveloppe, le phénomène accidentel considéré est le BLEVE froid qui génère une onde de surpression par détente adiabatique de la phase vapeur et par flash isentropique de la phase liquide surchauffée.

#### **1.1.3 Risque de satellisation de parties mécaniques rotatives**

Les turbines à vapeur du site de Doniambo peuvent générer des projectiles à haute énergie en cas de rupture d'éléments du rotor ou d'autres éléments en rotation (roulements, paliers). Ces ruptures sont provoquées par corrosion, fatigue des métaux ou défaut de lubrification. Les vitesses très élevées de rotation peuvent donc provoquer la satellisation d'une pièce, la destruction du corps de turbine et la projection à l'extérieur de fragments à haute vitesse.

#### **1.1.4 Risque de feu de nappe d'hydrocarbure en cuvette de rétention**

Les scénarios concernant les feux de cuvette de rétention constituent bien souvent les accidents majeurs des sites sur lesquels des stockages d'hydrocarbures sont présents et servent, suivant la taille des surfaces en feu considérées, de base au dimensionnement des moyens de lutte contre l'incendie et donc à l'élaboration du Plan d'Opération Interne.

Dans le même ordre d'idée, les feux de nappes aux postes de chargement doivent être traités.

#### **1.1.5 Incendie d'un bac de stockage**

Un incendie sur un bac d'hydrocarbures liquides inflammables est très souvent la conséquence indésirable d'un événement initiateur (feu de cuvette). Les surfaces mises en jeu sont inférieures aux surfaces de feux de cuvettes, ce risque est donc couvert par celui des feux de cuvette.

### **1.1.6 Explosion de réservoir pris dans un incendie**

Le phénomène d'explosion d'un réservoir d'hydrocarbures peut apparaître lors d'un incendie prolongé. Ce scénario peut survenir après plusieurs heures d'incendie.

Tout en gardant ces événements redoutés à l'esprit, une évaluation détaillée de l'ensemble de ces risques est réalisée dans l'analyse de risques HAZOP en prenant en compte les barrières de prévention et/ou de mitigation mises en œuvre par l'exploitant.

## **1.2 Risques générés par la perte des utilités**

L'exploitation de la centrale nécessite les utilités suivantes :

- l'électricité, pour l'alimentation des pompes, des capteurs et des transmetteurs qui relaient les informations vers la salle de contrôle, le pilotage des vannes d'exploitation et de sécurité
- les réserves d'eau incendie et émulseur à mettre en œuvre en cas de sinistre,
- les moyens de communication.

### **1.2.1 Perte de l'électricité**

La perte de l'alimentation électrique peut être causée par :

- l'arrêt temporaire ou prolongé de l'approvisionnement électrique extérieur et/ou du fonctionnement de la centrale de production d'énergie ;
- le déclenchement d'un disjoncteur par détection d'un défaut électrique ;
- la coupure d'un câble d'alimentation sur le réseau de distribution électrique interne suite à des travaux.

### **1.2.2 Perte d'air comprimé**

La perte d'air comprimé provoquerait la mise en sécurité des vannes d'exploitation à sécurité positive et l'arrêt de la centrale électrique dans certains cas.

### **1.2.3 Perte d'huile hydraulique haute pression**

La perte d'huile hydraulique haute pression peut survenir en cas de dysfonctionnement de l'unité de production d'huile haute pression (fuite, défaillance d'un équipement hydraulique, arrêt d'urgence sur dérive des conditions opératoires, incendie).

L'huile haute pression étant principalement utilisée pour le fonctionnement des vannes de sectionnement et de contrôle de l'alimentation en vapeur des turbines, ces équipements seraient affectés par la perte de pression et se mettraient automatiquement en position de sécurité (fermeture sur perte de pression d'huile). Une telle situation provoquerait l'arrêt des turbines à vapeurs et une perte d'exploitation.

### **1.2.4 Perte d'huile de lubrification et de refroidissement**

La perte d'huile de lubrification et de refroidissement pourrait conduire à un échauffement dangereux des parties rotatives des turbines à vapeurs, notamment les roulements et paliers d'arbre. Une telle situation pourrait entraîner des dommages importants sur ces équipements ou leur rupture mécanique violente (risque de satellisation).

Les températures de ces équipements sont suivies en salle de contrôle ainsi que les débits, niveaux et pressions d'huile de lubrification requis pour chacun d'entre eux.

### **1.2.5 Perte des réserves d'eau incendie**

En cas d'incendie, il est indispensable de disposer d'une capacité importante d'eau sur le site.



Le réseau incendie de la centrale est alimenté à partir du réservoir BO SLN située sur la colline dont la capacité est de 2.000 m<sup>3</sup>.

De plus, tous les matériels fixes de lutte contre l'incendie installé pour la protection de la centrale et des stockages seront contrôlés et actionnés plusieurs fois par an lors des exercices.

### **1.2.6 Perte de la réserve émulseur**

Le site de Doniambo possède sa propre réserve d'émulseur, stockée dans deux réservoirs (1 pour les incendies éventuels fuel et G.O et 1 pour la centrale) eux même situés entre les deux cuves d'eau déminéralisée.

La capacité globale en émulseur est de 1.600 l.

L'émulseur doit être analysé tous les 3 ans pour le suivi de son efficacité. Les réservoirs d'émulseurs doivent être dotés d'une jauge visuelle.

### **1.2.7 Perte des moyens de communication**

Les personnes présentes sur site (opérateur ou rondier) disposeront de moyens de communication sûrs afin de prévenir les différentes personnes concernées en cas d'incident.

Pour cela, le site dispose :

- de radios portatives
- d'interphones
- de deux lignes téléphoniques en salle de contrôle
- d'une sirène.

La redondance de ces moyens de communication permet d'assurer la transmission des informations et/ ou alertes en cas de sinistre.

La définition et l'emplacement des ces moyens de communication seront précisées ultérieurement dans le cadre du POI de l'usine.

## **2 Analyse des risques liés aux produits**

Les principaux produits mis en œuvre dans la centrale électrique de Doniambo sont les suivants :

- Le fuel
- Le gazole,
- Les huiles de lubrification
- ...

Les fiches de données de sécurité (FDS) des produits chimiques présents sur site sont jointes en annexes de l'étude de dangers.

## **3 Analyse hiérarchisés des risques liée aux procédés mis oeuvre**

L'ensemble des risques, ainsi que leurs interactions, sont étudiés de façon détaillée et systématique grâce à la mise en oeuvre d'une méthode d'analyse des risques appelée HAZOP.

### 3.1 Méthode HAZOP

#### 3.1.1 Principes de la méthode

Les analyses de risques type HAZOP ont pour but d'identifier :

- des dérives de paramètres de fonctionnement (pression, température, débit, composition,...)
- les causes élémentaires de ces dérives,
- leurs conséquences,
- la gravité et la probabilité d'occurrence de celles-ci,
- les mesures de prévention et de mitigation.

Elles sont basées sur la connaissance a priori ou acquise par le groupe des :

- procédés et équipements mis en oeuvre,
- produits mis en oeuvre,
- environnement des installations étudiées.

Les analyses suivent un découpage fonctionnel par phase et/ou par sous-système d'équipement. Pour chaque sous-système, les colonnes suivantes sont renseignées :

- Dérives

Anomalie du fonctionnement du système du type :

- plus ou moins de pression,
- plus ou moins de débit,
- plus ou moins de température,
- écart de composition,
- etc...

- Causes

Facteurs naturels (pluie, vent, foudre, inondation, ...) ou humains (erreur opérateur, malveillance opérateur ou tiers) susceptibles de provoquer seuls ou en combinaison avec d'autres, la dérive analysée. S'il y a nécessaire combinaison de causes, il faut alors le préciser.

- Conséquences

Conséquences humaines, matérielles et environnementales de la dérive ou description de l'accident majeur (suivant la définition de l'arrêté du 10 mai 2000) causé par celle-ci.

- Mesures de prévention

Toutes mesures permettant de détecter et d'éviter la production de la dérive en jouant sur ses causes (Équipement ADF, inspections périodiques, procédures d'exploitation, d'entretien, d'inspection,...).

- Mesures de mitigation

Toutes mesures permettant de détecter les conséquences de la dérive (capteur en SC, ronde opérateur, ...) et de limiter l'importance des conséquences de la dérive (mur coupe-feu, moyens d'extinction ou de refroidissement, toutes actions requises des opérateurs).

#### NOTA

Les schémas de tuyauterie et d'instrumentation (PID) peuvent être utilisés comme outils de base pour ces analyses de risques.

Toute modification de procédé ou de produit mis en oeuvre au sein de ces installations fera l'objet d'une nouvelle analyse des risques afin de définir les dangers associés.

### 3.1.2 Cotation des conséquences des dérives

Les cotations en probabilité et en gravité des conséquences des dérives recensés dans la matrice MMR ci-dessous permettant de juger de l'acceptabilité ou non du risque.

Echelle de probabilité quantitative	Echelle de probabilité qualitative	Niveau de probabilité						
$> 10^{-2}$	Evénement courant sur le site considéré	Occasionnel	A	MMR Rang 1	NON Rang 1	NON Rang 2	NON Rang 2	NON Rang 2
$10^{-3} < P < 10^{-2}$	Evénement s'étant déjà produit sur le site	Peu fréquent	B	RA	MMR Rang 2	NON Rang 1	NON Rang 2	NON Rang 2
$10^{-4} < P < 10^{-3}$	Evénement similaire déjà rencontré dans le secteur d'activité	Rare	C	RA	MMR Rang 1	MMR Rang 2	NON Rang 1	NON Rang 2
$10^{-5} < P < 10^{-4}$	Evénement s'étant déjà produit mais ayant fait l'objet de mesures correctives significatives	Extrêmement rare	D	RA	RA	MMR Rang 1	MMR Rang 2	NON Rang 1
$< 10^{-5}$	Evénement non rencontré au niveau mondial mais non impossible à la vue des connaissances actuelles	Rarissime	E	RA	RA	MMR Rang 1	MMR Rang 1	MMR Rang 2
				1	2	3	4	5
Niveau de gravité				Modéré	Sérieux	Important	Catastrophique	Désastreux
Effets létaux significatifs				Néant	Aucune personne exposée	Au plus 1 personne exposée	Moins de 10 personnes exposées	Plus de 10 personnes exposées
Premiers effets létaux				Néant	Au plus 1 personne exposées	Entre 1 et 10 personnes exposées	Entre 10 et 100 personnes exposées	Plus de 100 personnes exposées
Effets irréversibles				Moins d'1 personne exposée	Moins de 10 personnes exposées	Entre 10 et 100 personnes exposées	Entre 100 et 1000 personnes exposées	Plus de 1000 personnes exposées

MMR : Mesure de maîtrise des risques

RA : Risque acceptable

Les événements ne pouvant être cotés en gravité suivant les critères de la grille MMR sont cotés en SG dans les tableaux HAZOP.

Il s'agit toutefois d'une « pré cotation » servant à sélectionner les risques à analyser en détail au moyen des méthodes suivantes :

- évaluation des fréquences d'occurrence au moyen de diagrammes de type « nœud papillon »



- modélisation des phénomènes dangereux générés par les scénarios d'accident

Les événements ne pouvant être cotés en gravité avec les critères de la grille MMR d'après les résultats des modélisations sont cotés en 0 dans les tableaux récapitulatifs.

Ces méthodes sont développées dans chaque étude de dangers qui nécessitent ce type d'analyse. La cotation finale au moyen de la même grille de criticité est effectuée à la fin de chaque étude de dangers, en fonction de la connaissance des fréquences d'occurrence et des distances d'effets générées par les scénarios d'accident.

#### **Remarque sur les cotations en probabilité dans les analyses détaillées des risques**

Sans parler de malveillance, la probabilité de la défaillance de l'opérateur consistant à ne pas respecter une procédure de sécurité déterminante pour éviter la réalisation d'un des scénarios étudiés est estimée dans tous les cas à 10-3 par sollicitation : on considère donc qu'il y a une chance sur 1000 pour que l'opérateur ne respecte pas la procédure importante.

### **3.2 Cas des stockages d'hydrocarbures**

Dans le cas de stockages d'hydrocarbures, les phases arrêt / démarrage / redémarrage des installations et équipements d'exploitation représentent un fonctionnement normal.

Au contraire de procédés continus ou discontinus, l'activité de stockages d'hydrocarbures se caractérise par des mises en route ou des arrêts d'installations de pompage, d'ouverture et de fermeture de vannes. Il s'agit uniquement de transfert de produit et en aucun cas de mélanges ou de réactions chimiques.

Aucune phase de l'analyse élémentaire des risques menée sur les activités relatives au stockage d'hydrocarbures n'est nommée « analyse des situations dégradées ou phases transitoires ». En effet, les arrêts / démarrages / redémarrages sont introduits dans l'analyse en tant que causes de situations dangereuses.

Dans la colonne relative aux causes potentielles des situations dangereuses envisagées, nous retrouvons notamment des situations dégradées de l'exploitation des installations (fuites de joints, fuites sur brides, défaillance des automatismes, défaillance sur pompe...etc.) qui occasionnent pour la plupart des épandages des phases transitoires de l'exploitation des installations (opérations de maintenance sur un bac ou sur un réservoir, travaux dans une cuvette de rétention...) qui constituent bien souvent la source d'inflammation d'un incendie ou d'une explosion.

Dans les deux cas, des mesures de prévention et protection sont identifiées.

Les arrêts d'exploitation ne sont pas des phases dangereuses ; ils sont au contraire un moyen de protection pour stopper les mouvements de produit et isoler les contenus dans les contenants. L'arrêt des installations mettant en œuvre du kérosène se caractérise par l'absence totale de mouvement de produit et la fermeture de toutes les vannes. Hors des phases de transfert de produit, les installations mettant en œuvre du kérosène sont mises en sécurité, c'est-à-dire toutes vannes fermées et aucun mouvement de produit.

### 3.3 Critères de risque et approche probabiliste

#### 3.3.1 Echelle de risqué et critères

##### Notion de risque

Nous définissons le risque comme suit :

grandeur à deux dimensions associée à une phase précise de la vie du système et caractérisant un événement redouté par :

- l'évaluation des dommages aux personnes et des dégâts aux équipements consécutifs, identifiée par son **niveau de gravité NG**,
- la probabilité d'occurrence, identifiée par son **niveau de probabilité NP**.

##### 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.

**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.

**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.

**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.

**Niveau 4 : conséquences catastrophiques avec effets limités à la raffinerie.**

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

**Niveau 5 : conséquences critiques ou catastrophiques dont les effets dépassent les limites de la centrale.**

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.

Figure 1

		NIVEAUX DE GRAVITE																					
		0	1	2	3						4						5						
		CONSEQ. NULLES	CONSEQ. MINEURES	CONS.SIGNIFICATIVES	CONSEQUENCES CRITIQUES						CONSEQUENCES CATASTROPHIQUES						CONSEQUENCES CRITIQUES OU CATASTROPHIQUES						
▶	EFFET SUR SYSTEME																						
	ARRET MISSION			X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	
	DEGATS REPARABLES				X	X	X	X	X	X							X	X	X				
	DESTRUCTION										X	X	X	X	X	X				X	X	X	
▶	EFFETS HORS SYSTEME																						
	DEGATS REPARABLES					X			X		X						X		X	X		X	
	DESTRUCTION											X			X							X	
	BLESSES						X	X	X				X	X	X			X	X		X	X	
	MORTS														X							X	
		UNITE						ETABLISSEMENT						HORS ETABLISSEMENT									
		LIMITES D'ETENDUE																					

### Niveaux de probabilité

Les risques considérés vont être caractérisés par un niveau de probabilité semi-quantitatif. (cf. figure.2).

#### Niveau 1 : événement très peu probable

Il y correspond en termes quantifiés une probabilité d'occurrence inférieure à  $10^{-10}$  par heure, soit moins d'une fois tous les 1141 millénaires.

#### Niveau 2 : événement extrêmement rare

Il y correspond en termes quantifiés une probabilité d'occurrence comprise entre  $10^{-10}$  et  $10^{-8}$  par heure, soit au plus une fois tous les 114 siècles.

#### Niveau 3 : événement rare

Il y correspond en termes quantifiés une probabilité d'occurrence comprise entre  $10^{-8}$  et  $10^{-6}$  par heure, soit au plus une fois tous les 114 ans.

#### Niveau 4 : événement possible mais peu fréquent

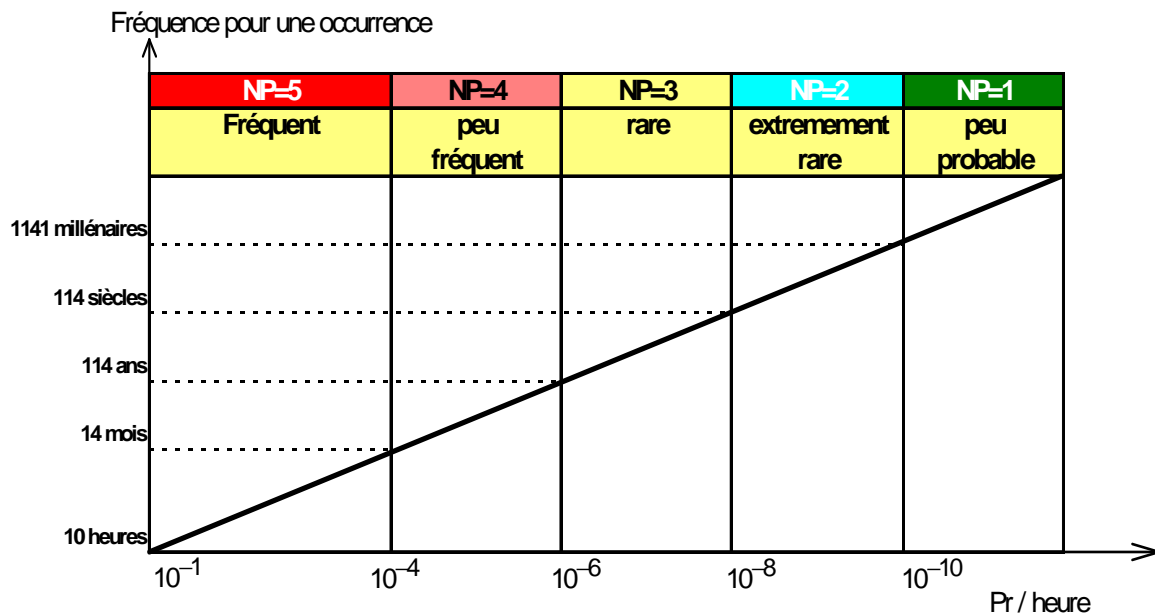
Il y correspond en termes quantifiés une probabilité d'occurrence comprise entre  $10^{-6}$  et  $10^{-4}$  par heure, soit au plus une fois tous les 14 mois.

#### Niveau 5 : événement fréquent

Il y correspond en termes quantifiés une probabilité d'occurrence supérieure à  $10^{-4}$  par heure, soit plus d'une fois tous les 14 mois.

Niveau X : événement auquel on ne peut attribuer une probabilité (attentat, effet d'arme lourde).

Figure 2 : Fréquence pour une occurrence



### 3.3.2 Critères d'attribution d'un niveau de gravité

#### 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 la raffinerie, 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 pré quantifiées :

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.

#### Principe d'attribution des critères de gravité

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)
XETABL	:	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 :

**1**

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

$$\left. \begin{array}{l} R1 > XETABL \rightarrow \\ R2 > XETABL \rightarrow \\ R3 > XETABL \rightarrow \end{array} \right\} \boxed{NG = 5}$$

Un cas peut faire exception : il s'agit de la dérive et dispersion d'un nuage toxique. La distance XETABL peut être remplacée par la distance XPOP.

$$\left. \begin{array}{l} RTOX1 > XPOP \\ RTOX3 > XPOP \\ \text{avec } XPOP > XETABL \end{array} \right\} \boxed{NG = 5}$$

**2**

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

$$XPRO < R1 \leq XETABL \quad \boxed{NG = 4}$$

Un cas peut faire exception : il s'agit de la dérive et dispersion d'un nuage toxique :

$$\left. \begin{array}{l} \text{si } RTOX1 > XETABL \\ \text{et } RTOX1 < XPOP \end{array} \right\} \boxed{NG = 4}$$

**3**

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

$$XETABL \geq R2 > XUNI \quad \boxed{NG = 4}$$

$$R2 \leq XUNI \quad \boxed{NG = 3}$$

**4**

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

$$R3 \leq XRAF \quad \boxed{NG = 3}$$

**5**

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

$$R1 < XPRO \quad \boxed{NG = 3}$$

$$R2 < XPRO \quad \boxed{NG = 3}$$

R3 &lt; XPRO

**NG = 2****⑥****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.

**3.3.3 Méthodologie de définition univoque du niveau de probabilité NP**

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.

**Approche logique et méthodologique**

L'objectif de l'approche proposée est la détermination univoque du niveau de probabilité d'un système. 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 3.).

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

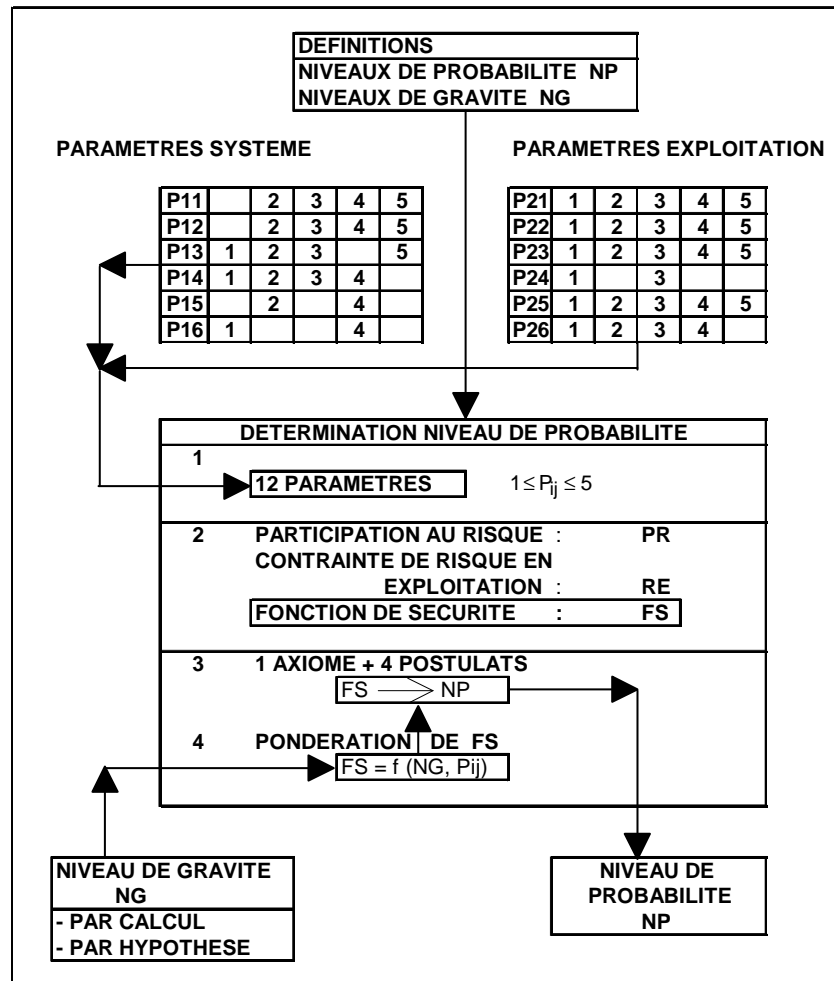
- Six paramètres définissent des grandeurs ou des états représentatifs du système dans ses particularismes qui le lient à la notion de risque du système.
- Six paramètres expriment des grandeurs ou des états représentatifs de l'exploitation du système et sont donc liés à la notion de risque en exploitation.

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 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 Pij 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 Pij. Cela signifie que pour tout système analysé, il y a une et une seule valeur possible pour chaque Pij.

### **Critère 5**

Chaque paramètre Pij 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 Pij est pondéré de façon identique vis-à-vis de l'occurrence du risque considéré.

Les 6 paramètres P1j (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 P2j (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.

### **Définition des paramètres probabilistes**

#### **❶ Paramètres inhérents au système**

##### **P 11 : Age de l'équipement ou du système**

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**

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**



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**

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

**P 15 : Conformité aux codes et réglementations**

OUI	: 2
NON	: 4

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

NON	: 1
OUI	: 4

**② Paramètres afférents à l'exploitation du système****P 21 : Fréquence des inspections et/ou contrôles et/ou entretiens**

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**

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**

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**

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**

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

**P 26 : Sollicitations vibratoires**

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

**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 :

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

**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 :

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

**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

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

**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  $FS > 1$ .

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

Pour  $R_{tot} = 35$  %

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

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

#### **Postulat 4**

Si  $R_{tot} < 35$  %, 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.

### **Pondération de la fonction FS par rapport au risque total minimum**

Nous avons défini la fonction FS par l'équation :

$$FS = 100 / R_{\text{tot}} \text{ soit } FS = \frac{100}{(PR + RE)} \text{ ou } FS = \frac{100}{\sum_{i=1}^6 P_{1i} \times \frac{100}{30} + \sum_{j=1}^6 P_{2j} \times \frac{100}{30}} = \frac{100}{\sum_{i=1}^2 \sum_{j=1}^6 P_{ij}}$$

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

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

Figure 4 : Fonction FS et droite d'insécurité

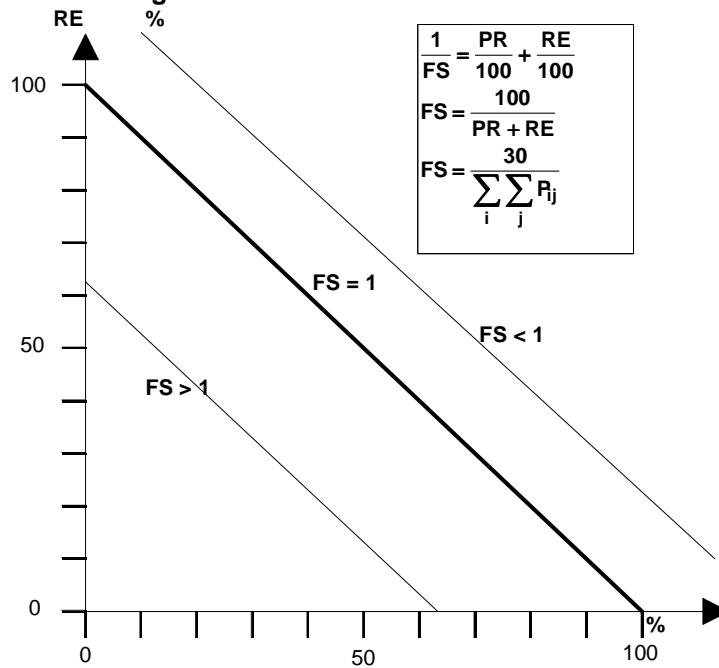
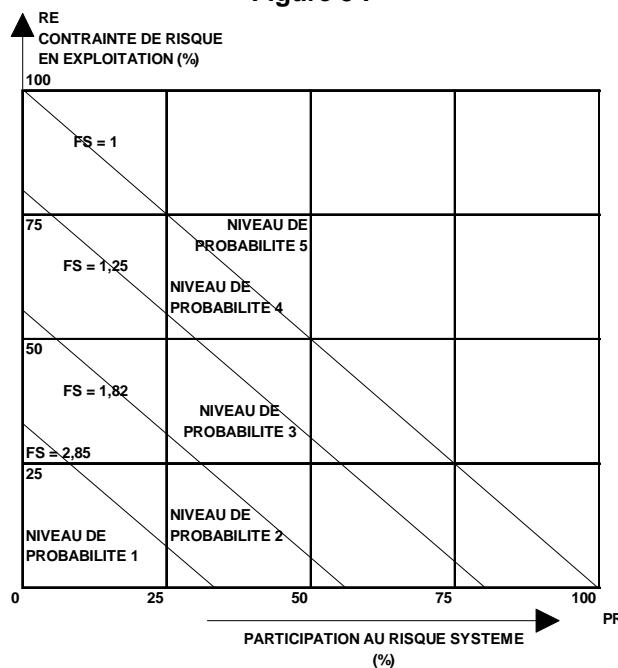


Figure 5 :





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  $NP = 1$ .

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

Cette limite est obtenue pour  $\left( \sum_i \sum_j P_{ij} \right)_{\text{lim}} \frac{30}{2,85} = 10,526$

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

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

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 :

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

### 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)  $F(NG = 1) < F(NG = 2)$

$$6) \frac{F(NG = n)}{F(NG = n - 1)} = \left\{ \frac{\left( e^{-m} m^x / x! \right)_{NG=4}}{\left( e^{-m} m^x / x! \right)_{NG=5}} \right\}_{x=1}^{0,5}$$

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  $\lambda$  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.

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

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

### 3.4 Découpage fonctionnel

La centrale électrique de DONIAMBO peut être analysée selon les systèmes, sous systèmes et opérations suivants :

Système	Sous système	Désignation
1		<b>Turbine à vapeur 1, 2, 3 et 4</b>
	1.1	Circuit huile des turbines à vapeur
	1.2	Circuits vapeur des turbines à vapeur
	1.3	Parties mécaniques des turbines à vapeur
	1.4	Matériels électriques des turbines à vapeur
	1.5	Circuit fuel de la chaudière
	1.6	Matériels électriques de la chaudière
	1.7	Circuit vapeur de la chaudière
	1.8	Circuit d'alimentation en eau de la chaudière
2		<b>Parc à combustibles</b>
	2.1	Réservoirs de fuel n°1 et 2
	2.2	Réservoir de gazole n°1 et 2
3		<b>Poste de dépotage par camion citerne</b>
	3.1	Raccordement au poste de dépotage
	3.2	Transfert de fuel entre le poste de dépotage et les réservoirs
	3.3	Transfert de gazole entre le poste de dépotage et le réservoir de stockage
4		<b>Bâtiment usine et chaudières</b>
	4.1	Chaudières
	4.2	Poste de régulation fuel
	4.3	Salles électriques
	4.4	Transformateurs
	4.5	Poste de traitement d'eau
5		<b>Annexes</b>
	5.1	Local huilerie et produits chimiques
	5.2	Bâtiment administratif et magasin



Turbines à vapeur et chaudières



Parc à combustible



Transformateur



### 1.1. Tableau HAZOP

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviations	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
1	1.1	Système de purification de l'huile de lubrification	Débit mal orienté	Vanne de purge de l'humidité bloquée en position ouverte	Vanne à sécurité positive (fermée en cas de défaillance)	Petite perte d'huile	-	-
2	1.1	Système de purification de l'huile de lubrification	Dangers en opération normale	Défaut de canalisations		Feux alimenté en huile de lubrification	3	C
3	1.2	Ensemble chaudière à la turbine Ligne de vapeur principale	Température trop haute	Vapeur à la température maximum + vanne de purge ouverte	Système de purge dimensionné pour cette température et cette pression	Lignes de purge exposées à ces conditions Température haute envoyée au réservoir de détente et condensation	-	-
4	1.2	Vapeur de réchauffe froide	Débit trop bas	Refus de pleine charge de l'usine	Dérivation basse pression	Arrêt de la turbine	-	-
5	1.2	Extraction de la turbine haute pression jusqu'au réchauffeur basse pression	Débit inversé	Arrêt de la turbine et entrée de la vapeur haute pression dans la turbine fermée	Pression basse dans la canalisation du réchauffeur et canalisation plus basse que la turbine.	Pression basse dans la turbine. Retour de la vapeur depuis le réchauffeur dans la turbine. Extraction de la vapeur engendrant une survitesse.	-	-

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviaton	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
6	1.2	Extraction de la vapeur jusqu'au désaérateur	Vue d'ensemble	Vanne d'isolation défailante			-	-
7	1.2	Extraction de la vapeur jusqu'au désaérateur	Très bas débit	Défaillance de la fermeture du clapet de non retour		Cavitation de la pompe d'alimentation en eau de la chaudière jusqu'au rétablissement de la pression. Arrêt de la chaudière	-	-
8	1.2	Système citerne (condenseur)	Température trop haute	Niveau trop haut depuis le chauffeur (en particulier quand il y a un contrôle d'urgence de niveau)		Température plus haute que la spécification de la pompe de condensation de la citerne. Suppression du ballon de détente	-	-
9	1.2	Dérivation basse pression	Débit trop haut	Dérivation de régulation		Débit de condensat insuffisant et température haute dans le condenseur	-	-

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviaton	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
10	1.2	Dérivation basse pression	Débit trop haut	Défaillance de régulation. Débit de vapeur et de condensat important dans le condenseur		Dégradation des tubes d'eau de refroidissement. Fuite d'eau de refroidissement. Arrêt.	-	-
11	1.2	Dérivation basse pression	Débit trop haut	Défaillance de régulation.		Dépassement de la capacité de la dérivation BP ouverture la vanne de rejet de la pression et ouverture potentielle de la vanne de sécurité sur la bobine du réchauffeur de la chaudière.	-	-
12	1.2	Dérivation basse pression	Débit trop bas	Fuite de la vanne de condensat sans débit de vapeur résultant d'accumulation d'eau dans la chambre de la vanne d'aspersion.	Vannes et disposition des canalisations	Dégradation du condenseur. Arrêt	-	-
13	1.2	Dérivation basse pression	Pression trop basse	Fermeture non correcte de la vanne de dérivation BP	Vanne à sécurité positive (fermée en cas de défaillance)	Dérivation BP inopérante. Arrêt	-	-

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviations	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
14	1.2	Dérivation basse pression	Température trop haute	Défaillance de la vanne de condensat en position ouverte Défaillance de la pompe à condensat	Pompe à condensat à démarrage automatique en attente	Température haute de la vapeur dans le condenseur Température haute de la température du condenseur Arrêt de la turbine.	-	-
15	1.2	Canalisation de dépressurisation de la turbine HP	Débit trop haut	Vanne de dépressurisation bloquée ouverte durant une opération normale	Diamètre de l'orifice de restriction correctement dimensionné (impossibilité de survitesse de la turbine)	Présence de vapeur HP jusqu'au condenseur et augmentation de la température et de la pression du condenseur Arrêt turbine.	-	-
16	1.2	Aspersion d'eau en fin de système MP	Maintenance	Absence d'indication sur le bloc de filtrage et les changements requis		Température trop haute du système d'étanchéité vapeur et de rafraîchissement de la turbine. dommage matériel	-	-



N°	Système concerné	Description du sous système	Déviaton	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
17	1.2	Système de fuite vapeur	Débit trop bas	Défaillance de la vanne de déviation de condensat	-	Débit insuffisant dans le désaérateur	-	-
18	1.2	Système de fuite vapeur	Température trop haute	Vapeur traversant le ventilateur		Température trop haute et humidité peuvent endommager le ventilateur	-	-
19	1.2	Système de contrôle de la pression de perte vapeur	Autres que prévu	Condensation après le ventilateur		Bouchon dans l'évacuation du ventilateur	-	-
20	1.2	Canalisation de préchauffage pour la turbine HP	Débit inverse	Durant un lancement de la turbine, la vanne de préchauffage ne se ferme pas	Sur confirmation de la vanne par un opérateur: arrêt de la turbine	Si l'opération continue et un arrêt ou un rejet de la charge se produit, le liquide entraîné endommagera la turbine.	-	-
21	1.2	Réseau vapeur HP	Pression haute	Défaillance du système de régulation de pression/température en sortie de chaudière.	Dimensionnement des réseaux HP selon conditions opératoires extrêmes. Interverrouillages de sécurité redondants sur pression haute dans réseau HP	Perte de confinement dans le réseau HP (conduite, brides, instruments, ...). Eclatement pneumatique d'un équipement.	2	D

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviaton	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
22	1.2	Réseau vapeur HP	Maintenance	Corrosion, usure par HP	Contrôle périodique de la composition de l'eau HP. Programme d'inspection et de maintenance	Perte de confinement dans le réseau HP (conduite, brides, instruments, ...). Eclatement pneumatique d'un équipement.	2	D
23	1.3	Condensat jusqu'à la dérivation BP.	Maintenance	Fuite de la vanne de contrôle		Intervention de maintenance perturbée	-	-
24	1.3	Dérivation haute pression	Pression trop haute	Fréquence de cycle de la vanne de dérivation HP importante		Baisse de l'efficacité	-	-
25	1.3	Système de purge intermittent de la turbine HP dans le condenseur	Débit trop bas	Défaillance de la vanne: reste en position ouverte	Respect des standards de dimensionnement	Domage matériel au niveau de la turbine	-	-
26	1.3	Système de purge continu de la turbine HP dans le condenseur	Débit très bas	Défaillance du clapet vapeur Evacuation inefficace du condensat Vanne de surcapacité ouverte		Dégradation de la turbine	-	-
27	1.3	Système de purge continu de la turbine HP dans le condenseur	Maintenance	Consignation impossible et maintenance requise alors que le système est sous pression.		Nécessité d'arrêter la turbine pour changer le clapet vapeur	-	-
28	1.3	Canalisations de purge et événements	Environnement	Fonctionnement normal	Les canalisations sont dirigées vers le réservoir de détente	Nuisances sonores	-	-

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviaton	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
29	1.3	Système d'étanchéité à la vapeur	Niveau trop haut	Débit de purge bas autorisant un niveau de bouchage		Humidité dans le système d'étanchéité BP vapeur et la turbine MP	-	-
30	1.3	Système de production de froid	Niveau trop haut	Fuite depuis le refroidisseur. Niveau d'eau dans le bac d'égoutture.		Domage matériel: générateur	-	-
31	1.3	Système de production de froid	Maintenance	Fuite dans un refroidisseur et impossibilité de drainage		Fuite continue	-	-
32	1.3	Turbine HP - rotor	Vitesse trop élevée	Défaillance du système de régulation de l'entrée vapeur HP ou défaillance de la vanne de contrôle de vapeur HP	Détecteurs de vitesse de rotor	Arrêt turbine HP sur inter verrouillage de sécurité. Perte de production. Endommagement turbine et risque de projection d'un élément en rotation en cas de rupture mécanique	4	D

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviations	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
33	1.3	Turbine HP - rotor	Vibrations trop importantes	Usure des roulements d'axe de turbine	Capteurs de vibrations.	Arrêt turbine HP sur inter verrouillage de sécurité (2/3 capteurs). Perte de production; Endommagement turbine et risque de projection d'un élément en rotation en cas de rupture mécanique	4	D
34	1.3	Turbine HP - rotor	Vibrations trop importantes	Dépôts sur les ailettes (impuretés dans l'eau du circuit HP de la chaudière)	Capteurs de vibrations.	Arrêt turbine HP sur inter verrouillage de sécurité (2/3 capteurs). Perte de production; Endommagement turbine et risque de projection d'un élément en rotation en cas de rupture mécanique	4	D
35	1.3	Turbine HP - roulements d'axe et paliers	Température trop haute	Défaut de lubrification (absence d'huile ou débit trop faible). Usure anormale.	Ronde opérateur pour vérification périodique température et pression d'huile. Capteur de température de roulements et paliers	Endommagement arbre turbine, roulements et paliers. Arrêt de production. Risque de projection d'un élément en rotation et risque de projection d'un élément en rotation en cas de rupture mécanique	4	D



N°	Système concerné	Description du sous système	Déviations	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
36	1.4	Système de vapeur et réservoir d'huile de lubrification	Sécurité électrique	Une zone dangereuse peut affecter le fonctionnement des moteurs des ventilateurs	Distance entre l'échappement et l'équipement électrique	Allure de marche du moteur affectée	-	-
37	1.5	Pompes d'alimentation en fuel depuis les réservoirs journaliers jusqu'à la station électrique	Pression trop basse	Filtre bouché sur pompe d'aspiration.	Tolérance à la basse pression en amont du filtre, alarme haute sur colmatage de filtre, inter verrouillage de sécurité sur pression basse en aval du filtre démarrant la pompe de secours et arrêtant la pompe principale, la pression aval sera toujours indiquée basse avec alarme à l'opérateur et la chaudière arrêtée.	Arrêt de la chaudière Perte de production	-	-
38	1.5	Pompes d'alimentation en fuel depuis les réservoirs journaliers jusqu'à la station électrique	Sécurité électrique	Développement de différences de potentiels	Mise à la terre des équipements	La libération de l'électricité statique: source d'ignition	-	-
39	1.5	Pompes d'alimentation en fuel depuis les réservoirs journaliers jusqu'à la station électrique	Maintenance	Erreur opérateur: mauvaise manipulation de la vanne de contrôle de pression.	Indicateur de pression de la pression en amont de la vanne de contrôle. Robinet soupape sur toutes les dérivations.	Mauvais contrôle et arrêt du brûleur	-	-
40	1.5	Collecteur de recirculation d'hydrocarbure	Vue d'ensemble	Dégazement de vapeurs de gazole depuis les événements des réservoirs	Stop flammes sur les événements Ventilation	Si source d'ignition suffisante: incendie	1	C

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviaton	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
41	1.5	Collecteur de recirculation d'hydrocarbure	Débit trop haut	Canalisation de purge laissées ouvertes après maintenance et système redémarré	Procédures opératoires	Baisse de performance du système d'alimentation en gazole et réduction de l'efficacité de la chauffe.	-	-
42	1.5	Canalisations retour des collecteurs d'hydrocarbures	débit trop bas	Défaillance de la pompe de recirculation des collecteurs	Système de contrôle commande Alarme sur niveau très très haut	Surremplissage réservoir suivi d'un épandage dans l'environnement	-	-
43	1.5	Canalisations retour des collecteurs d'hydrocarbures	Débit inverse	Défaillance de la vanne de retenue et retour du gazole dans le réservoir de recirculation.	Redémarrage de la pompe démarrera à un niveau haut. Si pompe défaillante, alarme sur niveau très très haut: action opérateur.	Retour dans les lignes d'alimentation, surremplissage du réservoir de recirculation.	-	-
44	1.5	Gazole pour le démarrage des brûleurs	Autre que l'action prévu	Absence de flamme mais la détection signale une flamme.	Système de contrôle/commande de gestion des brûleurs. La masse de matériaux inertes dans les chaudières diminue la probabilité de développement d'une nappe de gazole.	Combustion incontrôlée	1	C

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviations	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
45	1.5	Lances gazole	Autre que l'action prévu	Alimentation en gazole dans le four à une température en dessous de la température d'ignition.	Inter verrouillage de sécurité température.	Combustion incontrôlée	1	C
46	1.5	Lances gazole	Débit trop bas	Vanne motorisée bloquée ouverte alors que la lance de rafraîchissement à l'air est nécessaire.	Indicateur de position de la vanne	Blocage possible de la lance	-	-
47	1.5	Lances fuel	Débit trop haut	Vanne d'arrêt de verrouillage bloquée en position ouverte, injection de gazole dans la chaudière même en condition d'arrêt.		Possibilité de combustion incontrôlée	1	C
48	1.6	Alimentation de la chaudière	Sécurité électrique	Fuel libéré dans l'environnement de travail.	Procédures de maintenance Systèmes de permis de travail et permis de feu Programme d'inspection et de maintenance	Feu potentiel	1	C
49	1.7	Alimentation en eau de la chaudière jusqu'au réservoir de vapeur	Débit trop haut	Event de l'économiseur ouvert		Dispersion atmosphérique d'eau	-	-
50	1.7	Alimentation en eau de la chaudière jusqu'au réservoir de vapeur	Débit trop bas	Pression d'aspiration de la pompe d'alimentation en eau de la chaudière insuffisante	Arrêt de la chaudière sur niveau très bas du réservoir.	Perte de production	-	-

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviations	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
51	1.7	Alimentation en eau de la chaudière jusqu'au réservoir de vapeur	Température trop haute	Défaut de régulation	Alarme température haute	Conséquence minimale	-	-
52	1.7	Alimentation en eau de la chaudière jusqu'au réservoir de vapeur	Température trop basse	Défaut du fonctionnement du réchauffeur.		Réduction de l'efficacité de la chaudière	-	-
53	1.7	Alimentation en eau de la chaudière jusqu'au réservoir de vapeur	Sécurité électrique	Erreur humaine: Soupape alimentée avec l'alimentation de secours et pendant une coupure de courant un opérateur peut présumer (incorrectement) que la vanne n'est plus alimentée.	Indication sur la vanne que celle-ci est sur l'alimentation de secours Procédures de consignation et de permis de travail.	Electrocution opérateur	2	D
54	1.7	Alimentation en eau de la chaudière jusqu'au réservoir de vapeur	Mauvaise orientation du débit	Vanne d'écoulement ouverte	Procédures décrites dans les modes opératoires	Baisse de performance unité	-	-
55	1.7	Réservoir de vapeur, vidange de secours et échantillonnage	Débit trop important	Ouverture incorrecte des vannes de drainage d'urgence ou ouverture automatique sur niveau haut et restent en position ouverte quand le niveau baisse	Procédures opératoires Fermeture automatique des vannes quand le niveau atteint son niveau normal Arrêt sur niveau très bas	Perte de production	-	-
56	1.7	Réservoir de vapeur, vidange de secours et échantillonnage	Température basse	Remplissage du réservoir avec de l'eau fraîche alors que le réservoir est chaud.	Procédures décrites dans le manuel opératoire. Contrôle de la température du réservoir métallique	Domage potentiel au réservoir	-	-



N°	Système concerné	Description du sous système	Déviations	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
57	1.7	Réservoir de vapeur, vidange de secours et échantillonnage	Autre que le produit prévu	Changement de pH résultant de la vidange du réservoir à l'arrêt	Procédures décrites dans le manuel opératoire.	pH incorrect dans le réservoir	-	-
58	1.7	Réservoir de vapeur, vidange de secours et échantillonnage	Maintenance	Objet laissé à l'intérieur du réservoir	Procédure de sécurité	Perte de production. Dommage matériel.	-	-
59	1.7	Purges du rés	Mauvaise orientation du débit	Vanne de purge du conduit de dérivation incorrectement positionnée.	Inter verrouillage de sécurité prévenant la purge de la déviation quand la vanne à angle est ouverte. Procédures inclus dans le manuel opératoire.	Purge incorrecte	-	-
60	1.7	Canalisations de retour et collecteurs	Débit insuffisant	Erreur humaine: Un opérateur oublie d'ouvrir une vanne d'écoulement au démarrage	Procédure	Coup de bélier	1	E
61	1.7	Eau vers désurchauffeur	Débit trop important	Vanne de contrôle usée et trop de débit d'eau dans le désurchauffeur	Capteur de température basse et très basse interlocké fermant la vanne	Coup de bélier et dommage potentiel	1	C
62	1.7	Eau vers désurchauffeur	Débit trop bas	Défaillance de fermeture de la vanne NL4ZA01 résultant d'un défaut de refroidissement	Deuxième désurchauffeur	Baisse de performance unité	-	-

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviations	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
63	1.7	Eau vers désurchauffeur	Débit inversé	Défaillance de la vanne de non retour Absence de débit d'eau désurchauffée ou pression Retour vapeur dans la canalisation d'eau au moins jusqu'à la vanne de contrôle Ou en cas de défaut d'énergie, retour vapeur dans le système d'alimentation en eau de la chaudière	vannes d'isolement vanne de contrôle	Impact minimum	-	-
64	1.7	Désurchauffeur et eau	Débit inversé	Défaillance clapet anti retour et absence de débit d'eau désurchauffée ou pression. Retour vapeur dans la canalisation d'eau au moins jusqu'à la vanne de contrôle. Ou en cas de défaut d'énergie, retour vapeur dans le système d'alimentation en eau de la chaudière	vannes d'isolement et vannes de contrôle télécommandées. Spécifications matériaux employés.	Domage aux canalisations (matériaux) et possibilité de libération de vapeur	1	D
65	1.7	Désurchauffeur et eau	Température trop haute	Défaillance vanne	Alarme de température haute. Intervention opérateur. Interverrouillage de sécurité sur température très haute: arrêt de la chaudière	Perte subite d'eau désurchauffée Perte de production	-	-

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviations	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
66	1.7	Désurchauffeur final	Température haute	Condition transitoire résultant de la température haute	Inter verrouillage de sécurité. Arrêt de la chaudière sur température haute	Arrêt de la turbine	-	-
67	1.7	Surchauffeur final à la turbine à vapeur, incluant les canalisations de purge	Débit trop bas	Conduit de dérivation impossible à ouvrir	Dégagement de la surpression et purge manuelle à l'aide des soupapes de respiration. Si les vannes de dérivation HP ne s'ouvrent pas dans les 2 secondes, arrêt de la chaudière	Perte de production	-	-
68	1.7	Surchauffeur final à la turbine à vapeur, incluant les canalisations de purge	Mauvaise orientation du débit	Soupape de protection des surpressions ou soupape de respiration ne ferme pas après activation.	Opération de dérivation de la haute pression	Purge continue de vapeur	-	-
69	1.7	Vapeur d'échappement depuis turbine à vapeur jusqu'au réchauffeur	Température trop haute	Blocage fermée de la vanne de contrôle de la température par aspersion d'eau sur la dérivation de la HP	2 x 50% soupapes, la défaillance de la vanne d'aspersion avec la vapeur ouverte est impossible car elles sont reliées par une soupape hydraulique spéciale.	Absence d'impact	-	-
70	1.7	Purge depuis le système de surchauffage jusqu'au DH2	Pression trop haute	Purge ouverte de manière incorrecte	Procédures de démarrage et d'arrêt.	Perte de production	-	-

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviations	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
71	1.7	alimentation vapeur au souffleur de suie	Débit trop haut	Défaut du retrait de la lance à vapeur	Possibilité de retrait manuel. Un opérateur sera présent durant les opérations de soufflage de suie et défaut de détection et indication Procédures d'exploitation.	Usure des tubes aux zones d'impact des vapeurs. Rupture possible des tubes.	1	D
72	1.7	alimentation vapeur au souffleur de suie	Composition différente	Bouchage par condensat du collecteur de vapeur du souffleur de suie.	Ligne drainée (pente) pour l'évacuation des condensats	Impact minimum	-	-
73	1.7	alimentation vapeur au souffleur de suie	Maintenance	Maintenance des vannes de contrôle de pression ou d'un autre instrument pas de ligne de purge installée localement pour prouver que le système est dépressurisé	Purge avant toute opération de maintenance. Système de permis de travail.	Blessure durant l'opération de maintenance	1	C
74	1.7	Vapeur depuis le souffleur de suie à l'IBD	Maintenance	Maintenance des vannes de contrôle ou d'un autre instrument pas de ligne de purge installée localement pour prouver que le système est dépressurisé	Purge avant toute opération de maintenance. Système de permis de travail.	Blessure durant l'opération de maintenance	1	C



N°	Système concerné	Description du sous système	Déviations	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
75	1.7	Vapeur depuis le souffleur de suie à l'IBD	Urgence	Une perte d'alimentation désénergiserait la vanne motorisée et ouvrirait le TDV.		Libération de la vapeur et des condensats (souhaitable)	-	-
76	1.7	Circuit vapeur	Pression trop haute	Défaut régulation de pression	2 Soupapes de sécurité Capteurs de pression et alarmes sur DCS. système de sécurité redondant permettant d'arrêter le fonctionnement de la chaudière en cas d'isolation de ligne de sortie vapeur Critères de dimensionnement du circuit vapeur HP et épreuves réglementaires	Fragilisation de l'enveloppe du ballon de la chaudière BLEVE froid du ballon de la chaudière	4	D
77	1.7	Alimentation vapeur	Maintenance	Nettoyage à l'acide		Libération dans l'environnement potentielle.	1	D
78	1.8	Alimentation en eau des chaudières	Débit trop bas	Perte ou insuffisance de l'alimentation en eau des chaudières à cause d'avarie au niveau de l'alimentation en eau des chaudières, des pompes ou d'un appareil de contrôle commande	2 pompes d'alimentation en eau des chaudières sur 3 en fonctionnement et 1 pompe en secours. Sur niveau bas réservoir, arrêt de l'alimentation principale en gazole. Sur niveau très bas réservoir, arrêt de la chaudière. Sur débit très bas d'alimentation en eau, arrêt chaudière. Sur perte des 3 pompes d'alimentation en eau, arrêt de l'alimentation principale en gazole.	Perte de production.	-	-

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviations	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
79	1.8	Alimentation en eau des chaudières	Niveau trop haut	Mauvais contrôle de niveau et très haut niveau de vapeur dans le réservoir.	Action sur confirmation de 2 transmetteurs sur 3. Alarme niveau haut et arrêt de la chaudière sur niveau très haut.	Perte de production	-	-
80	2.1 ; .2.2	Réservoirs de stockage	Moins de niveau	Erreur opérateur ou problème d'approvisionnement d'hydrocarbure	Alarme niveau bas alerte l'opérateur en salle de contrôle  Sécurité Niveau très bas (10%) arrête les pompes alimentant les unités non critiques  Sécurité Niveau très très bas (calé sur le NPSH mini des pompes) déclenche l'arrêt de toutes les pompes	Cavitation dans la pompe de vidange  Endommagement pompe	-	-
81	2.1 ; .2.2	Réservoirs de stockage	Plus de niveau	Défaut de fonctionnement de la boucle de niveau du réservoir	Alarme niveau haut (90% de la capacité nominale) reportée en salle de contrôle avec action opérateur sur vannes  Alarme niveau très haut (95% de la capacité nominale) suivie de la fermeture automatique de la vanne d'alimentation	Sur remplissage réservoir suivi d'un épandage dans la rétention via l'évent	-	-
82	2.1 ; .2.2	Réservoirs de stockage	Défaut utilités	Perte d'air instrument due à la fermeture des vannes d'entrée ou de sortie.	Procédures opératoires	Perte de production	-	-

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviations	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
83	2.1 ; 2.2	Réservoirs de stockage	Plus de température	Prise en feu dans la rétention des réservoirs		Montée en pression dans le réservoir avec risque d'explosion pneumatique  Amplification de l'incendie par prise en feu des vapeurs issues du réservoir	4	D
84	2.1 ; 2.2	Réservoirs de stockage	Plus de température	Température et/ou ensoleillement important	Détection de température dans le réservoir reportée en salle de conduite	Montée en pression dans le réservoir avec risque d'explosion pneumatique	4	D
85	2.1 ; 2.2	Réservoirs de stockage	Contact gazole source d'ignition	Epanchage d'hydrocarbures et présence source d'ignition ou non	Mise en équipotentialité des parties métalliques Procédure de permis de feu	Effe de vague  Feu de nappe d'hydrocarbures dans la rétention	4	E
86	3.2 ; 3.3	Déchargement des hydrocarbures vers les réservoirs de stockage	Moins de débit	Défaut d'ouverture de la vanne d'alimentation du réservoir ou sécurité niveau très haut du réservoir fermant	Alarme niveau haut des réservoirs (précédant l'alarme et la sécurité niveau très haut) reportée en salle de conduite et au point de déchargement	Fonctionnement pompe à refoulement fermé maîtrisé par la conception de la pompe  Montée en pression de la conduite de gazole maîtrisée par la conception de la conduite	-	-
87	3.2 ; 3.3	Déchargement des hydrocarbures vers les réservoirs de stockage	Débit détourné	Fuite ou arrachement du flexible du fait du déplacement du navire	Consignes de déchargement adaptées  Procédures d'inspection de l'état et d'entretien des flexibles	Epanchage de gazole sur le quai connecté à une rétention voire dans le lagon Ou Feu alimenté	3	C

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviations	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
88	3.2 ; 3.3	Déchargement des hydrocarbures vers les réservoirs de stockage	Contact gazole source d'ignition	Epandage de gazole (par exemple dû à l'événement ci-dessus) et présence source d'ignition (véhicule sur quai, travaux etc...)	Voir ci-dessus et - mise en équipotentialité des parties métalliques - procédure de permis de feu - consigne de mise en place de barrières de sécurité pour barrer l'accès du quai aux camions	Feu de nappe de gazole sur le quai	3	D
89	3.2 ; 3.3	Déchargement des hydrocarbures vers les réservoirs de stockage	Débit détourné	Vanne de vidange d'un réservoir de stockage du Port ouverte au cours du déchargement	Brides pleines doublant les vannes de vidange des réservoirs	Epandage de gazole sur l'aire de rétention.	-	-
90	3.2 ; 3.3	Déchargement des hydrocarbures vers les réservoirs de stockage	Moins de débit	Travaux de maintenance dans la rétention des stockages pendant qu'ils sont alimentés	Procédures de maintenance Procédure de permis de travail	Epandage de gazole dans la rétention	-	-
91	3.2 ; 3.3	Déchargement des hydrocarbures vers les réservoirs de stockage	Contact gazole source d'ignition	Epandage de gazole et présence source d'ignition (par exemple travaux si point chaud)	Voir ci-dessus et - mise en équipotentialité des parties métalliques - procédure de permis de feu	Feu de nappe de gazole dans la rétention	3	E
92	3.2 ; 3.3	Déchargement des hydrocarbures vers les réservoirs de stockage	Plus de pression	Fermeture rapide de la vanne automatique d'alimentation du réservoir.	Temps de fermeture vanne automatique ajusté en fonction du risque de coup de bélier	Coup de bélier dans la conduite pouvant endommager la vanne ou des portions de conduite faible et entraîner une fuite importante dans la rétention	-	-



N°	Système concerné	Description du sous système	Déviations	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
93	3.2 ; 3.3	Déchargement des hydrocarbures vers les réservoirs de stockage	Moins de débit	Heurt d'un véhicule avec une conduite	Règles de circulation sur le site  Portique gabarit à l'entrée du site  Possibilité de fermer à distance la vanne d'alimentation	Epanchage majeur dans l'environnement et perte de production.	-	-
94	3.2 ; 3.3	Déchargement des hydrocarbures vers les réservoirs de stockage	Contact hydrocarbures source d'ignition	Epanchage d'hydrocarbures et présence source d'ignition		Feu de nappe	3	D
95	3.2 ; 3.3	Déchargement des hydrocarbures vers les réservoirs de stockage	Opération manuelle	Fuite de gazole dans la fosse manifolds pendant qu'un opérateur prend un échantillon	Formations et procédures pour opérateurs  Fosse = zone d'accès limitée mais dont l'opérateur peut s'échapper facilement  Prise d'échantillon effectuée dans une zone sûre et en dehors des opérations de chargement	Blessure possible opérateur	-	-
96	4 ; 5	Transformateurs	Niveau d'huile trop bas	Fuite d'huile et présence d'une source d'ignition	Inspections visuelles et maintenance adaptée	Feu d'une nappe d'huile	4	D
97	4 ; 5	Transformateurs		Arc électrique ; foudre		Explosion du transformateur	4	D

N°	Système concerné	Description du sous système	Déviaton	Causes	Mesures de prévention des causes ou conséquence	Conséquences possible	Mesure de gravité	Mesure de probabilité
98	4 ; 5	Salles électriques		Surcharges électriques Source de chaleur Auto allumage Maladresse		Feux d'armoires électriques	2	D
99	4 ; 5	Stockages produits d'entretien		Fuite ou éventration d'un contenant		Feux de nappes dans la zone concernée	2	D

### **3.5 Synthèse de l'analyse des risques HAZOP**

#### **3.5.1 Risques liés au sous système n°1.1 : circuit huile des turbines à vapeur**

Les principaux événements identifiés, susceptibles d'avoir des conséquences significatives sur la sécurité sont les suivants :

- Epanchage d'huile dans l'environnement
- Inflammation de vapeurs d'huile (conséquence de l'épandage)
- Fuite sous pression avec rencontre point chaud

##### **Epanchage d'huile dans l'environnement**

Un épanchage d'huile dans l'environnement pourrait être dû :

- soit à des fuites au niveau des raccords,
- Soit à la rupture d'une canalisation
- soit à des opérations de maintenance.

On peut noter que :

- Des rondes réalisées par les opérateurs et des procédures de maintenance permettent de prévenir les risques de fuites au niveau des raccords.
- Des détecteurs de pression permettent de détecter les fuites dans le réseau d'huile des turbines.
- L'ensemble des opérations de maintenance sont réalisées ou encadrées par des opérateurs expérimentés dans le cadre d'un permis de travail définissant les consignes et équipements de sécurité.

Un épanchage d'huile entraînerait des risques environnementaux et des pertes d'exploitation.

##### **Inflammation de vapeurs d'huile**

L'inflammation d'huile pourrait être due :

- à une dispersion dans l'environnement d'huile chaude sous pression et à la présence d'une source d'ignition suffisante
- à la fuite d'huile sur un équipement ayant une température permettant de vaporiser l'huile et à la présence d'une source d'ignition.

Les moyens de limiter les fuites d'huiles sont identiques à ceux définis dans le cas de l'épandage. Des moyens mobiles d'extinction incendie permettent de limiter les conséquences d'un feu d'huile.

#### **3.5.2 Risques liés au sous système n°1.2 et 1.7 circuit vapeur des turbines à vapeur et de la chaudière**

Le principal événement identifié, susceptible d'avoir des conséquences significatives pour la sécurité est l'éclatement d'éléments du circuit vapeur

L'éclatement d'un élément du circuit vapeur pourrait être dû soit à une usure de l'élément, soit à une montée en pression dans le circuit jusqu'à atteindre la pression de rupture de l'élément considéré. Cette montée en pression pourrait être due à une dérive des conditions opératoires entraînant une montée en température et une montée en pression et un dysfonctionnement de la chaîne de régulation et de sécurité.

Des procédures d'inspection et de maintenance permettent de contrôler et maintenir en état de fonctionnement sûr les installations. Les éléments présentant des risques importants en cas d'éclatement tels que les turbines et les réservoirs de vapeurs sont munis de détecteurs de température/pression redondant et de systèmes de contrôle commande permettant de délester les

zones où la vapeur pourrait atteindre une pression trop importante. Des soupapes de sécurité permettent d'évacuer la pression en cas de dysfonctionnement.

### **3.5.3 Risques liés aux systèmes n°1.3 : parties mécaniques des turbines à vapeur**

Le principal événement identifié, susceptible d'avoir des conséquences significatives pour la sécurité est la rupture mécanique d'éléments ayant une énergie cinétique importante

Les éléments ayant une énergie cinétique importante sont l'arbre et les ailettes des turbines et le rotor des alternateurs.

Les contraintes mécaniques importantes pouvant entraîner une rupture d'ailettes, d'arbre ou d'un rotor pourrait être dues à :

- des dépôts d'impuretés sur les ailettes des turbines à vapeurs qui modifieront le comportement de l'ailette à haute vitesse ;
- des vibrations excessives de la turbine ;
- une perte de lubrification entraînant des frottements du rotor et un éclatement des paliers.

On peut noter que :

- Des capteurs de vibrations sont implantés au niveau des turbines.
- Des détecteurs de niveau, de température et de pression sont implantés sur l'ensemble du circuit huile de l'usine.
- Des systèmes de contrôles commandes permettent d'arrêter la production d'électricité en cas de dérive trop importante du procédé.
- Des procédures d'inspection et de maintenance permettent de contrôler et maintenir en état de fonctionnement sécuritaire les installations.

### **3.5.4 Risques liés aux sous-systèmes n°1.4 : matériel électrique des turbines à vapeur et des chaudières**

Les principaux événements identifiés, susceptibles d'avoir des conséquences significatives pour la sécurité sont les suivants :

- Défaut d'isolation
- Electrocutation (conséquence de l'isolation)

#### **Défaut d'isolation**

Un défaut d'isolation pourrait être dû à :

- une opération d'entretien
- à une usure des équipements.

On note que :

- Des procédures d'inspection et de maintenance permettent de contrôler et maintenir en état de fonctionnement sécuritaire les installations.
- L'apparition d'un courant de fuite pourrait être une source d'ignition suffisante en cas d'apparition d'une atmosphère inflammable.
- L'ensemble des équipements métalliques est mis à la terre.



## Electrocution

Une électrocution pourrait être due à un défaut d'isolation d'éléments sous tension et à la présence d'un opérateur.

Les moyens de prévenir les défauts d'isolation sont ceux cités pour les défauts d'isolation.

### **3.5.5 Risques liés aux sous-systèmes n°3.1 ; 3.2 : Déchargement des hydrocarbures vers les réservoirs de stockages**

Les principaux événements identifiés, susceptibles d'avoir des conséquences significatives sur la sécurité sont les suivants :

- Epandage d'hydrocarbures dans la rétention des réservoirs et présence d'une source d'ignition ;
- Epandage d'hydrocarbures dans l'environnement et présence d'une source d'ignition ;

#### **Epandage de gazole dans la rétention des réservoirs et présence d'une source d'ignition**

Un épandage d'hydrocarbures dans la rétention des réservoirs pourrait être dû soit à des travaux de maintenance dans la rétention des stockages pendant qu'ils sont alimentés soit à l'ouverture, au cours du déchargement, de la vanne de vidange d'un réservoir de stockage. La présence d'une source d'ignition, comme par exemple des travaux par point chaud, à proximité de l'épandage d'hydrocarbures pourrait entraîner un feu de nappe dans la rétention.

La présence de brides pleines doublant les vannes de vidange des réservoirs permet de prévenir les risques. Des procédures de maintenance et des procédures de permis de travail permettent de prévenir les risques liés aux travaux de maintenance dans la rétention pouvant entraîner un épandage d'hydrocarbures. De plus, la mise en équipotentialité des parties métalliques, la présence de procédures de permis de feu permettent de prévenir la présence d'une source d'ignition. Enfin, le déclenchement de l'alarme incendie par les opérateurs et la mise en œuvre des moyens d'extinction permettent de limiter la gravité d'un feu de nappe d'hydrocarbures dans la rétention.

#### **Epandage d'hydrocarbures dans l'environnement et présence d'une source d'ignition**

La présence d'une source d'ignition au niveau de l'épandage de gazole de la canalisation pourrait entraîner un feu de nappe.

### **3.5.6 Risques liés aux sous-systèmes n°2.1, 2.2 : Stockage de combustible**

Les principaux événements identifiés, susceptibles d'avoir des conséquences significatives sur la sécurité sont les suivants :

- Incendie dans la rétention des réservoirs.
- Montée en pression dans le réservoir (conséquence de l'incendie);

### Montée en pression dans le réservoir

Une montée en pression dans le réservoir pourrait être due soit

- à un incendie dans la rétention des réservoirs
- à un ensoleillement important, et pourrait aboutir à l'explosion pneumatique du réservoir.

Les réservoirs sont munis d'évents de dimension largement suffisante pour évacuer les vapeurs générées par un ensoleillement important mais insuffisants pour évacuer celles produites par un incendie dans la rétention.

### Incendie dans la rétention des réservoirs

Des mesures de prévention telles que la mise à la terre des réservoirs, les procédures de permis de feu et procédures de maintenance permettent d'éviter la prise en feu dans la rétention des réservoirs. Cet incendie pourrait être amplifié par la prise en feu des vapeurs issues du réservoir.

### 3.6 Matrice de criticité

Les événements de conséquences significatives des tableaux HAZOP sont reportés en fonction de leur couple PG dans la matrice de criticité ci-dessous :

Probabilité	A					
	B					
	C	40 ; 44 ; 45 ; 47 ; 48 ; 61 ; 73 ; 74		2 ; 87		
	D	64 ; 71 ; 77	21 ; 22 ; 53 ; 98 ; 99	88 ; 94	32 ; 33 ; 34 ; 35 ; 76 ; 83 ; 84 ; 96 ; 97	
	E	60		91	85	
		1	2	3	4	5
		Gravité				

### 3.7 Sélection des scénarios à étudier en détails

Cette sélection s'est opérée au vu de l'étude HAZOP

Elle a consisté à repérer dans les tableaux d'HAZOP les événements donnant des conséquences significatives dans l'environnement des installations concernées et non sur les installations elles-mêmes et à regrouper parmi ces événements ceux donnant des conséquences similaires.

Il s'agit des événements qui :

- ont été cotés dans l'HAZOP en gravité supérieure ou égale à 2 au minimum suivant les critères de la grille MMR,
- risquent de porter atteinte à des personnes dans l'environnement des installations ou à des équipements sensibles d'autres installations (risque d'effets domino).

Tous les événements cotés en gravité supérieure ou égale à 2 dans l'HAZOP ont donc été sélectionnés.

Concernant les turbines à vapeur, le scénario d'explosion de gaz dans la chambre de combustion est couvert par les scénarios de satellisation de parties rotatives présentés.

La liste d'événements à analyser en détail en termes de probabilité et de modélisation de scénarios (gravité) :

N°	Désignation	Ref. HAZOP	Classe
1	Feux des réservoirs	83-84	RA
2	Feux des cuvettes de rétention (fuel et gazole)	85-91	MMR Rang 1
3	Explosions des réservoirs de fuel/gazole	83-84	MMR Rang 2
4	Boilover en couche mince	83-84	RA
5	Feu de nappe de fuel/gazole/huile	88-94	MMR Rang 1
6	Boilover des bacs de fuel et d'huile	83-84	MMR Rang 2
7	Effet de vague du à la rupture des réservoirs de stockages	85	MMR Rang 1
8	Satellisation de parties rotatives des turbines à vapeur	32-33-34-35	MMR Rang 2
9	Feux alimentés en phase liquide d'huile de fuel et de gazole	2-87	MMR Rang 2
10	BLEVE froid du ballon de la chaudière (enveloppe fragilisée)	76	MMR Rang 2
11	Feux de transformateurs	96-97	MMR Rang 2
12	Accidents au poste de déchargement camions citerne	88-94	MMR Rang 1

## **SECTION 4**

# **ANALYSE DETERMINISTE DES SCENARIOS RETENUS**





1.	FEUX DE BACS	5
1.1.	DONNEES DES BACS	5
1.2.	DONNEES D'ENTREE	5
1.3.	RESULTATS	6
1.4.	REPRESENTATION GRAPHIQUE	8
1.4.1.	Réservoir de stockage Fuel (Bacs 1 et 2)	8
1.4.2.	Réservoir de stockage gazole (bacs GO1)	9
2.	FEUX DE CUVETTES	10
2.1.	DONNEES D'ENTREE	10
2.2.	RESULTATS	11
2.3.	REPRESENTATION GRAPHIQUE	13
2.3.1.	Cuvette n°1 Fuel - Est	13
2.3.2.	Cuvette n°2 Fuel - Ouest	14
2.3.3.	Cuvette n°3 (Fuel)	15
2.3.4.	Cuvette n°4 (Gazole)	16
3.	ECLATEMENT DES BACS	17
3.1.	EFFET DE SURPRESSION	17
3.2.	EFFET MISSILE	20
4.	FEUX DE NAPPES	22
4.1.	DONNEES	22
4.2.	DONNEES D'ENTREE	22
4.3.	RESULTATS	23
4.4.	REPRESENTATION GRAPHIQUE	25
4.4.1.	Feu de nappe fuel – pomperie	25
4.4.2.	Feu de nappe de gazole – pomperie Gazole	25
4.4.3.	Feu de nappe d'huile – Turbine à vapeur	26
5.	BOILOVER DES BACS D'HUILE DES TURBINES A VAPEUR ET DES BACS DE FUEL	27
5.1.	RAPPELS SUR LE PHENOMENE DE BOILOVER	27
5.2.	RESULTATS	27
5.3.	REPRESENTATION GRAPHIQUE	28
5.3.1.	Cuve huile 6,3 m <sup>3</sup> - TAG 1	28
5.3.2.	Cuve huile 17 m <sup>3</sup>	29
5.3.3.	Bac fuel n°1	30
5.3.4.	Bac fuel n°2	31
6.	BOILOVER EN COUCHE MINCE	32
6.1.	DONNEES DES BACS	32
6.2.	RESULTATS	32
6.3.	REPRESENTATION GRAPHIQUE	32
7.	EFFET DE VAGUE DU A LA RUPTURE DES RESERVOIRS DE STOCKAGE	33
7.1.	DONNEES	33
7.2.	RESULTATS	33
7.3.	REPRESENTATION GRAPHIQUE	33
8.	SATELLISATION DES ROTORS TURBINE ET ALTERNATEUR DES TURBINES A VAPEUR	34
8.1.	SATELLISATION DU ROTOR DE TURBINE	34
8.1.1.	Données turbine	34
8.1.2.	Résultats	34
8.1.3.	Représentation graphique	34
8.2.	SATELLISATION DU ROTOR DE L'ALTERNATEUR	35
8.2.1.	Données alternateur	35
8.2.2.	Résultats	35
8.2.3.	Représentation graphique	35
9.	FEUX ALIMENTES EN PHASE LIQUIDE	36
9.1.	RUPTURE DU BRAS DE CHARGEMENT – CAS DU FUEL	36
9.1.1.	Cas possibles	36
9.1.2.	Résultats	36
9.1.3.	Représentation graphique (Pomperie fuel)	36
9.2.	RUPTURE DU BRAS DE CHARGEMENT – CAS DU GAZOLE	37
9.2.1.	Cas possibles	37
9.2.2.	Résultats	37
9.2.3.	Représentation graphique (Poste de dépotage)	37

9.3.	RUPTURE DU BRAS DE CHARGEMENT – CAS DE L’HUILE DE LUBRIFICATION	38
9.3.1.	<i>Cas possibles</i>	38
9.3.2.	<i>Résultats</i>	38
9.3.3.	<i>Représentation graphique</i>	38
10.	BLEVE DU GENERATEUR DE VAPEUR	39
10.1.	EFFET MISSILE	39
10.1.1.	<i>Calculs</i>	39
10.1.2.	<i>Résultats</i>	40
10.1.3.	<i>Représentation graphique</i>	40
10.2.	EFFET DE SURPRESSION	42
10.2.1.	<i>Calculs</i>	42
10.2.2.	<i>Résultats</i>	43
10.2.3.	<i>Représentation graphique</i>	45
11.	FEUX DE TRANSFORMATEURS	46
11.1.	DONNEES	46
11.2.	RESULTATS	46
11.3.	REPRESENTATION GRAPHIQUE	49
11.3.1.	<i>Effet de surpression d’éclatement de la carcasse du transformateur</i>	49
11.3.2.	<i>Effet missile</i>	49
11.3.3.	<i>Explosion des gaz craqués</i>	50
11.3.4.	<i>Explosion des gaz craqués</i>	50
11.3.5.	<i>Feux de nappe d’huile</i>	51
12.	ACCIDENT AU POSTE DE DECHARGEMENT CAMIONS CITERNES	52
12.1.	DONNEES D’ENTREE	52
12.2.	RESULTATS	53
12.3.	REPRESENTATION GRAPHIQUE	54

## 1. Feux de bacs

### 1.1. Données des bacs

Réservoirs						
N°	Fluide	Volume	Hauteur	Diamètre	Surface	Type de toit
		m <sup>3</sup>	m	m	m <sup>2</sup>	
FO1	Fuel	1.420	9,9	14	153,9	Fixe
FO2	Fuel	1.420	9,9	14	153,9	Fixe
GO1	Gazole	25	3,6	3,1	7,5	Fixe
GO2	Gazole	25	3,6	3,1	7,5	Fixe

### 1.2. Données d'entrée

#### Données fluides

FO2

TBUL :	822,1	K	GAMMA :	1,002	
TKR :	966,2	K	CSPE :	$1,9025 \cdot 10^3$	J/kg.K
PKR :	$8,603 \cdot 10^5$	Pa	CVAP :	$1,0467 \cdot 10^5$	J/kg
DENSL :	935,300	kg/m <sup>3</sup>	QFLU :	$4,137 \cdot 10^7$	J/kg
DENSG :	23,143	kg/m <sup>3</sup>	PE :	339	K
MOLE :	569,605	kg/kmole	LII :	0,015	
TAUTO :	653	K	LSI :	0,1	
T15 :	753	K			
T85 :	897	K			

Gazole Atmosphérique

TBUL :	590,5	K	GAMMA :	1,005	
TKR :	768,5	K	CSPE :	$1,8250 \cdot 10^3$	J/kg.K
PKR :	$1,483 \cdot 10^6$	Pa	CVAP :	$1,9678 \cdot 10^5$	J/kg
DENSL :	850,400	kg/m <sup>3</sup>	QFLU :	$4,268 \cdot 10^7$	J/kg
DENSG :	10,972	kg/m <sup>3</sup>	PE :	-	K
MOLE :	270,047	kg/kmole	LII :	0,005	
TAUTO :	611	K	LSI :	0,135	
T15 :	523	K			
T85 :	673	K			

Avec :



TSER, température de service du fluide contenu dans le bac en K  
TBUL, température d'ébullition en K  
TKR, température critique en K  
DENS<sub>L</sub>, masse spécifique liquide en kg/m<sup>3</sup>  
DENS<sub>G</sub>, masse spécifique gazeuse en kg/m<sup>3</sup>  
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

### Données météo

TAMB, température ambiante en K	TAMB = 300 °C
HR, humidité relative en %	HR = 75 %
u, vitesse du vent en m/s	u < 1 m/s
ρ <sub>air</sub> , masse spécifique de l'air à la température TAMB en kg/m <sup>3</sup>	ρ <sub>air</sub> = 1,161 kg/m <sup>3</sup>

### Données Bac

HEQU hauteur de la robe du réservoir (m)  
HLIQ hauteur de liquide dans le bac (m)  
DEQU diamètre du bac en (m).

La théorie relative aux résultats listés ci après est consultable dans le fascicule « ANNEXES » remis avec le présent rapport

## **1.3. Résultats**

### GEOMETRIE DES FOYERS

#### Calcul du débit massique de combustible

$$\Rightarrow \text{FO2} \quad : \dot{m} = 0,0681 \text{ kg/m}^2$$

$$\Rightarrow \text{Gazole atmosphérique} \quad : \dot{m} = 0,0610 \text{ kg/m}^2$$

#### Calcul de la hauteur de flamme

N°réservoir	Produit	DEQU (m)	LFLA (m)
FO1	Fuel	14	23,2
FO2	Fuel	14	23,2
GO1	Gazole	3,1	7,6
GO2	Gazole	3,1	7,6

### RADIANCE DES FOYERS

N°réservoir	Produit	DEQU (m)	$\Phi_0$ (W/m <sup>2</sup> )
FO1	Fuel	14	42.374,9
FO2	Fuel	14	42.374,9
GO1	Gazole	3,1	102.723
GO2	Gazole	3,1	102.723

### FACTEUR DE VUE – ATTENUATION DANS L'AIR – FLUX RECU

$R_{\Phi_x \max}$  : Rayon pour lequel le flux est maximum

$R_1$  : Rayon pour lequel le flux  $\Phi_x$  est égal à 5 200 W/m<sup>2</sup> correspondant au risque létal 1%

$R_2$  : Rayon pour lequel le flux  $\Phi_x$  est égal à 2 800 W/m<sup>2</sup> correspondant à des brûlures du second degré

$R_3$  : Rayon pour lequel le flux  $\Phi_x$  est égal à 1 200 W/m<sup>2</sup> correspondant à des brûlures de premier degré

La valeur du flux  $\Phi_x$  pris la journée tient compte du flux émis par le soleil (soit 1 000 W/m<sup>2</sup>)

	$\Phi_x \max$ (W/m <sup>2</sup> )		$R_{\Phi_x \max}$ (m)	$R_1$ (m) $\Phi_x = 5.200 \text{ W/m}^2$		$R_2$ (m) $\Phi_x = 2.800 \text{ W/m}^2$		$R_3$ (m) $\Phi_x = 1.200 \text{ W/m}^2$	
	jour	nuit		jour	nuit	jour	nuit	jour	nuit
FO1	2.665	1.665	24	NA	NA	NA	NA	115	40
FO2	2.665	1.665	24	NA	NA	NA	NA	115	40
GO1	3.930	2.930	7	NA	NA	15	9	50	19
GO2	3.930	2.930	7	NA	NA	15	9	50	19





#### 1.4.2. Réservoir de stockage gazole (bacs GO1)





## 2. Feux de cuvettes

Cuvettes					Bacs
N°	Longueur	largeur	Surface utile	Hauteur merlon ext.	
	m	m	m <sup>2</sup>	m	
1	24,7	18,5	303,1	2,1	FO1
2	23,3	18,5	279,1	2,1	FO2
3	48	18,5	580,2	2,1	FO1 et FO2
4	12,3	6,3	63,4	0,9	GO1 et GO2

### 2.1. Données d'entrée

#### Données fluides

FO2

TBUL :	822,1	K	GAMMA :	1,002	
TKR :	966,2	K	CSPE :	$1,9025 \cdot 10^3$	J/kg.K
PKR :	$8,603 \cdot 10^5$	Pa	CVAP :	$1,0467 \cdot 10^5$	J/kg
DENSL :	935,300	kg/m <sup>3</sup>	QFLU :	$4,137 \cdot 10^7$	J/kg
DENSG :	23,143	kg/m <sup>3</sup>	PE :	339	K
MOLE :	569,605	kg/kmole	LII :	0,015	
TAUTO :	653	K	LSI :	0,1	
T15 :	753	K			
T85 :	897	K			

Gazole Atmosphérique

TBUL :	590,5	K	GAMMA :	1,005	
TKR :	768,5	K	CSPE :	$1,8250 \cdot 10^3$	J/kg.K
PKR :	$1,483 \cdot 10^6$	Pa	CVAP :	$1,9678 \cdot 10^5$	J/kg
DENSL :	850,400	kg/m <sup>3</sup>	QFLU :	$4,268 \cdot 10^7$	J/kg
DENSG :	10,972	kg/m <sup>3</sup>	PE :	-	K
MOLE :	270,047	kg/kmole	LII :	0,005	
TAUTO :	611	K	LSI :	0,135	
T15 :	523	K			
T85 :	673	K			

Avec :

TSER, température de service du fluide contenu dans le bac en K  
TBUL, température d'ébullition en K  
TKR, température critique en K  
DENS<sub>L</sub>, masse spécifique liquide en kg/m<sup>3</sup>  
DENS<sub>G</sub>, masse spécifique gazeuse en kg/m<sup>3</sup>  
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

### Données météo

TAMB, température ambiante en K  
HR, humidité relative en %  
u, vitesse du vent en m/s  
 $\rho_{\text{air}}$ , masse spécifique de l'air à la température TAMB en kg/m<sup>3</sup>

TAMB = 300 °C  
HR = 75 %  
u < 1 m/s  
 $\rho_{\text{air}} = 1,161 \text{ kg/m}^3$

### Données Cuvette

$L_i$  Longueurs des différents cotés de la cuvette  
DEQU<sub>i</sub> Somme des diamètres des réservoirs de la cuvette  
SCUV Surface de la cuvette  
SBAC Somme des surfaces des bacs présents dans la cuvette

La théorie relative aux résultats listés ci après est consultable dans le fascicule « ANNEXES » remis avec le présent rapport

## **2.2. Résultats**

### GEOMETRIE DES FOYERS

#### Calcul du débit massique de combustible

⇒ FO2 :  $\dot{m} = 0,0681 \text{ kg/m}^2$

⇒ Gazole atmosphérique :  $\dot{m} = 0,0610 \text{ kg/m}^2$

#### Calcul de la hauteur de flamme

N°cuvette	Produit	S Li (m)	S DEQUj (m)	SCUV (m <sup>2</sup> )	SBAC (m <sup>2</sup> )	LFLA (m)
1	Fuel	86,4	14	457	153,9	17,5
2	Fuel	83,6	14	431	153,9	16,7
3	Fuel	133	28	888	307,8	9,8
4	Gazole	37,2	6,2	77,5	14,2	19,0

### RADIANCE DES FOYERS

N°cuvette	Produit	$\Phi_0 \text{ (W/m}^2\text{)}$
1	Fuel	59.316
2	Fuel	62.307
3	Fuel	90.204
4	Gazole	54.026

## FACTEUR DE VUE – ATTENUATION DANS L'AIR – FLUX RECU

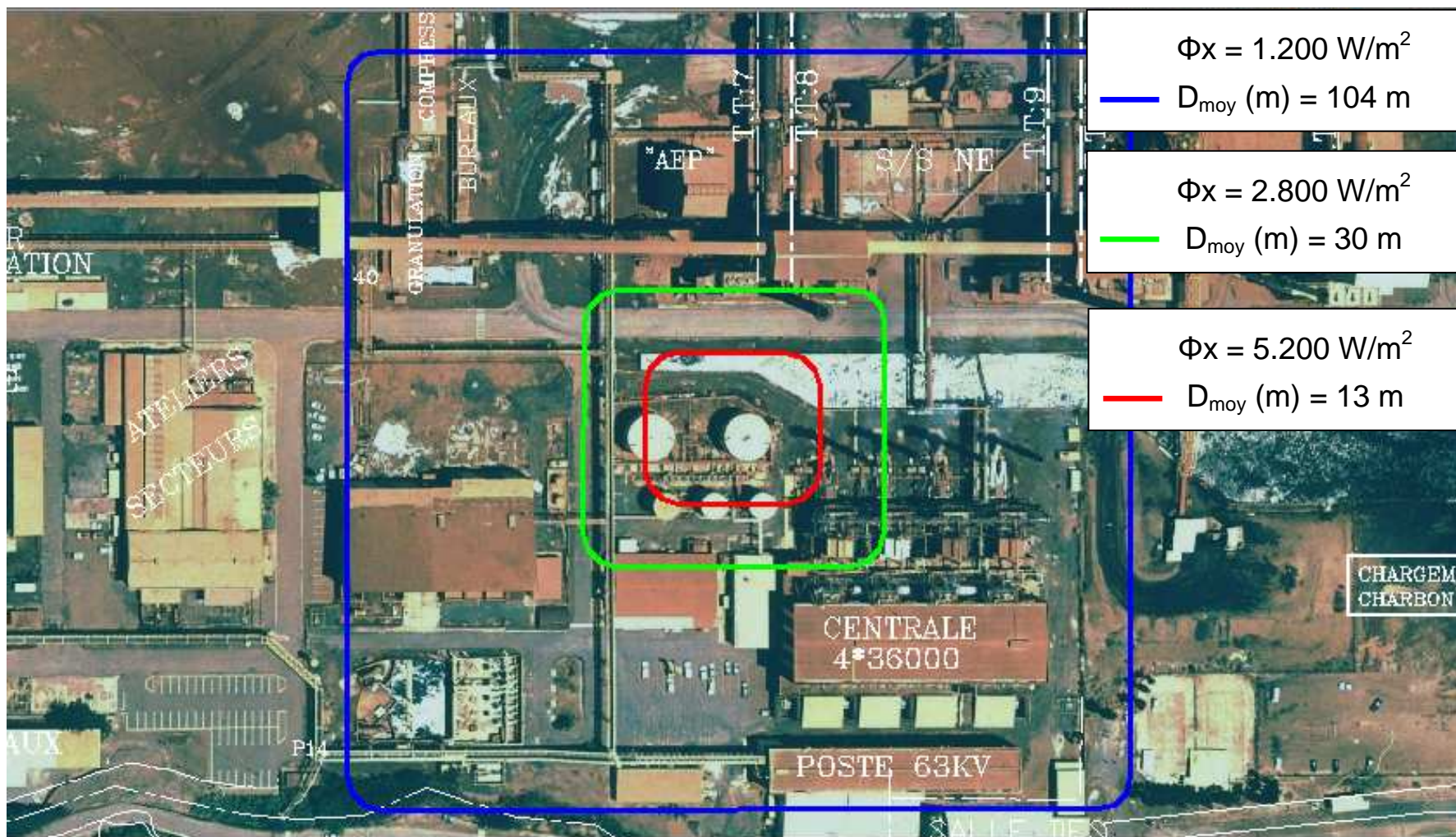
- $R_1$  : Rayon pour lequel le flux  $F_x$  est égal à  $5\,200\text{ W/m}^2$  correspondant au risque létal 1%  
 $R_2$  : Rayon pour lequel le flux  $F_x$  est égal à  $2\,800\text{ W/m}^2$  correspondant à des brûlures du second degré  
 $R_3$  : Rayon pour lequel le flux  $F_x$  est égal à  $1\,200\text{ W/m}^2$  correspondant à des brûlures de premier degré

La valeur du flux  $F_x$  pris la journée tient compte du flux émis par le soleil (soit  $1\,000\text{ W/m}^2$ )

		R1 (m) $F_x = 5.200\text{ W/m}^2$		R2 (m) $F_x = 2.800\text{ W/m}^2$		R3 (m) $F_x = 1.200\text{ W/m}^2$	
		jour	nuit	jour	nuit	jour	nuit
Cuvette 1	longueur	14	9	32	23	110	42
	largeur	12	10	28	20	97	37
Cuvette 2	longueur	13	8	31	21	106	40
	largeur	12	10	28	20	97	37
Cuvette 3	longueur	16	10	43	29	158	57
	largeur	13	8	30	21	102	38
Cuvette 4	longueur	8	5	18	13	61	23
	largeur	6	4	13	9	44	17

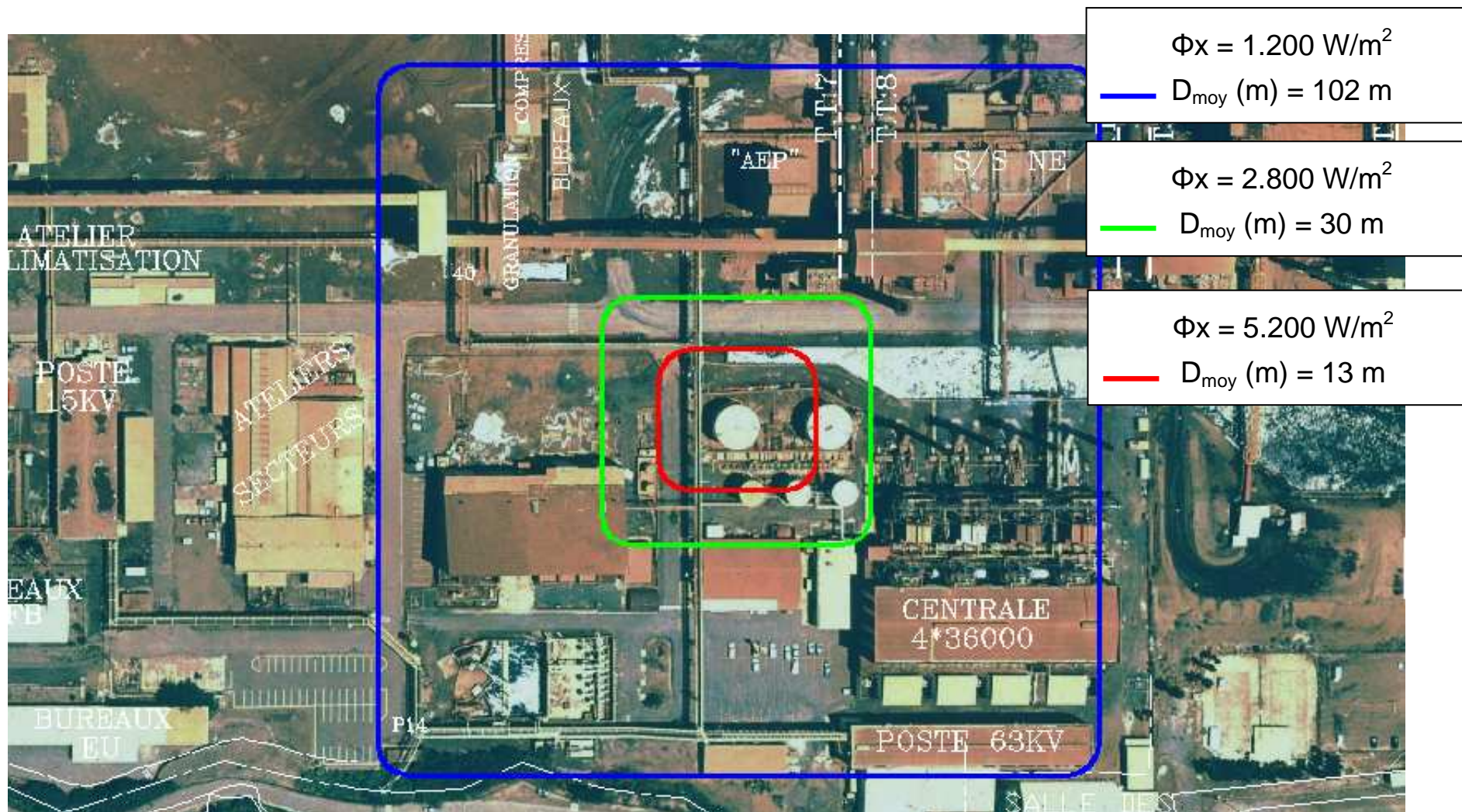
## 2.3. Représentation graphique

### 2.3.1. Cuvette n°1 Fuel - Est





### 2.3.2. Cuvette n°2 Fuel - Ouest





### 2.3.3. Cuvette n°3 (Fuel)





#### 2.3.4. Cuvette n°4 (Gazole)



### 3. Eclatement des bacs

Le relâchement brutal d'énergie consécutif à la rupture d'un réservoir atmosphérique va engendrer des ondes de pression et générer des fragments (toit ou toit + robe) animés de vitesses élevées, pouvant causer des dommages à l'homme et des dégâts aux biens.

Un éclatement d'un réservoir peut être le fait de phénomènes physiques totalement différents :

1) conséquence d'une surchauffe excessive d'un réservoir soumis 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.

2) 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.

#### 3.1. Effet de surpression

Les scénarios d'éclatement de réservoirs déterminés dans la présente étude concernent les stockages suivants :

- Les réservoirs de fuel
- Les réservoirs de gazole

2 cas seront traités :

- a) HLIQ=0 ; le réservoir est vide et non dégazé. C'est le cas où on a le maximum de mélange gazeux dans le réservoir et seule la phase gazeuse compressible participe à l'énergie d'éclatement (Energie de Brode)
- b) HLIQ=0,75HEQ ; dans ce cas, le volume de gaz est réduit à 25% du volume du bac

Les bacs traités sont les bacs du site de Doniambo c'est-à-dire :

Réservoirs						
N°	Fluide	Volume	Hauteur	Diamètre	Surface	Type de toit
		m <sup>3</sup>	m	m	m <sup>2</sup>	
FO1	Fuel	1.420	9,9	14	153,9	Fixe
FO2	Fuel	1.420	9,9	14	153,9	Fixe
GO1	Gazole	25	3,6	3,1	7,5	Fixe
GO2	Gazole	25	3,6	3,1	7,5	Fixe

La théorie relative aux éclatements de stockages et effets missiles est explicitée dans le rapport : « annexes » joint au présent rapport.

Légende :

HLIQ : Hauteur de liquide présent dans le bac au moment de l'éclatement (m)

HEQU : Hauteur du stockage (m)

R<sub>30000</sub> : Rayon du cercle de surpression correspondant à la destruction

R<sub>17000</sub> : Rayon du cercle de surpression correspondant risque léthal indirect

R<sub>5000</sub> : Rayon du cercle de surpression correspondant aux blessures et dégâts réparables

R<sub>2500</sub> : Rayon du cercle de surpression correspondant à la présence de bris de vitre

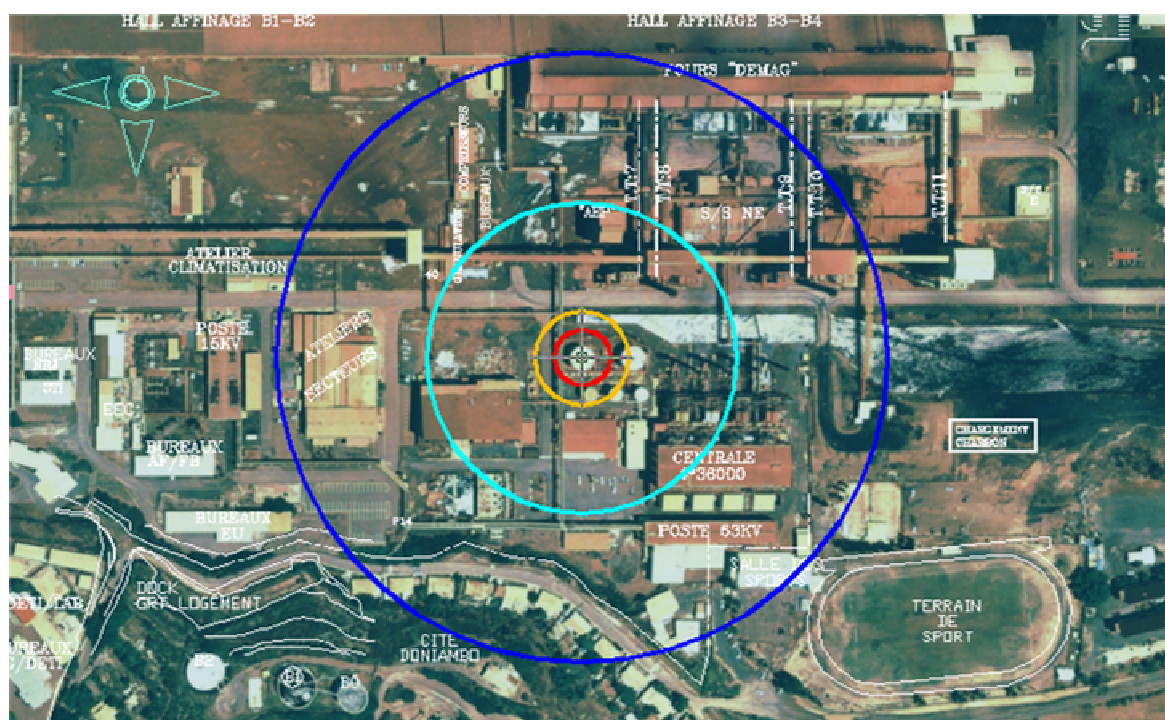


Réservoirs Fuel							
R30.000 HLIQ = 0	R30.000 HLIQ = 0,75 HEQU	R14.000 HLIQ = 0	R14.000 HLIQ = 0,75 HEQU	R5.000 HLIQ = 0	R5.000 HLIQ = 0,75 HEQU	R2.500 HLIQ = 0	R2.500 HLIQ = 0,75 HEQU
25	16	52	33	142	89	277	175

COURBES – BAC FO1 – HLIQ = 0



COURBES – BAC FO1 – HLIQ = 0,75HEQ



Réservoir gazole							
R30.000 HLIQ = 0	R30.000 HLIQ = 0,75 HEQU	R14.000 HLIQ = 0	R14.000 HLIQ = 0,75 HEQU	R5.000 HLIQ = 0	R5.000 HLIQ = 0,75 HEQU	R2.500 HLIQ = 0	R2.500 HLIQ = 0,75 HEQU
7	4	14	9	37	23	72	46

COURBES – BAC GO1 – HLIQ = 0



COURBES – BAC GO1 – HLIQ = 0,75HEQ





### 3.2. Effet missile

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 :  $EMIS = F \frac{\Delta p \times V}{K_1}$  (J)

Cette énergie est entièrement convertie en énergie cinétique ; on a :  $EMIS = \frac{MEQU \times VMIS^2}{2}$  (J)

→ La vitesse initiale ou vitesse d'éjection s'exprime dès lors :  $VMIS = \left[ \frac{2 EMIS}{MEQU} \right]^{0,5}$  (m/s)

Bacs	Volume	Hauteur	Diamètre	Surface	H LIQ=0,75HEQU	PSER	Missile Considéré
	m <sup>3</sup>	m	m	m <sup>2</sup>	m	Pa	
FO1 et 2	1.420	9,9	14	153,9	7,425	101325	Toit +robe
GO 1 et 2	25	3,6	3,1	7,5	2,7	101325	Toit +robe

Cas ou le réservoir est au ¾ plein (H LIQ=0,75\*HEQU)

Bacs	VGAZ	EMIS <sub>fragile</sub>	EMIS <sub>ductile</sub>	MEQU	VMIS <sub>fragile</sub>	VMIS <sub>ductile</sub>	RMIS <sub>fragile</sub>	RMIS <sub>ductile</sub>
	m <sup>3</sup>	J	J	kg	m/s	m/s	m	m
FO1 et 2	381,0	5,79.10 <sup>9</sup>	1,73.10 <sup>10</sup>	9,78.10 <sup>5</sup>	62,8	153,8	84	411
GO 1 et 2	6,8	4,13.10 <sup>7</sup>	1,23.10 <sup>8</sup>	2,03.10 <sup>4</sup>	36,9	90,0	27	141

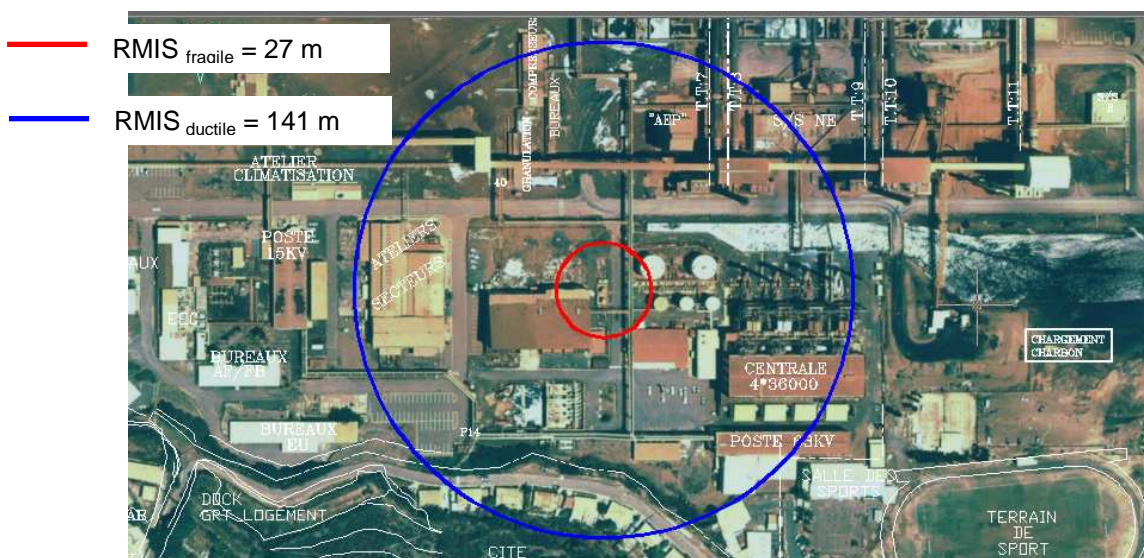
Légende :

HLIQ : Hauteur de liquide présent dans le bac au moment de l'éclatement (m)  
HEQU : Hauteur du stockage (m)  
PSER : Pression de service (Pa)  
VGAZ : Volume de gaz (m<sup>3</sup>)  
EMIS : Energie de fragmentation (missile) (J)  
MEQU : Masse équivalente (kg)  
VMIS : Vitesse d'éjection (m/s)  
RMIS : Rayon d'impact du missile (m)

COURBES EFFETS MISSILES – BAC FO1



COURBES EFFETS MISSILES – BAC GO1





## 4. Feux de nappes

### 4.1. Données

Lieu	Fluide	Rayon maximum considéré de l'épandage	Epaisseur minimum de l'épandage	Surface de l'épandage
		m	m	m <sup>2</sup>
Pomperie fuel	Kérosène	3	$2.10^{-3}$	28,3
Pomperie Gazole	gazole	3	$2.10^{-3}$	28,3
Turbine à gaz	Huile	3	$2.10^{-3}$	28,3

### 4.2. Données d'entrée

FO2

TBUL :	822,1	K	GAMMA :	1,002	
TKR :	966,2	K	CSPE :	$1,9025.10^3$	J/kg.K
PKR :	$8,603.10^5$	Pa	CVAP :	$1,0467.10^5$	J/kg
DENSL :	935,300	kg/m <sup>3</sup>	QFLU :	$4,137.10^7$	J/kg
DENSG :	23,143	kg/m <sup>3</sup>	PE :	339	K
MOLE :	569,605	kg/kmole	LII :	0,015	
TAUTO :	653	K	LSI :	0,1	
T15 :	753	K			
T85 :	897	K			

Gazole Atmosphérique

TBUL :	590,5	K	GAMMA :	1,005	
TKR :	768,5	K	CSPE :	$1,8250.10^3$	J/kg.K
PKR :	$1,483.10^6$	Pa	CVAP :	$1,9678.10^5$	J/kg
DENSL :	850,400	kg/m <sup>3</sup>	QFLU :	$4,268.10^7$	J/kg
DENSG :	10,972	kg/m <sup>3</sup>	PE :	-	K
MOLE :	270,047	kg/kmole	LII :	0,005	
TAUTO :	611	K	LSI :	0,135	
T15 :	523	K			
T85 :	673	K			

Huile de lubrification

TBUL :	600,0	K	GAMMA :	1,002	
TKR :	778,9	K	CSPE :	$2,8127 \cdot 10^3$	J/kg.K
PKR :	$1,467 \cdot 10^6$	Pa	CVAP :	$3,2257 \cdot 10^5$	J/kg
DENSL :	860,0	kg/m <sup>3</sup>	QFLU :	$4,254 \cdot 10^7$	J/kg
DENSG :	15,033	kg/m <sup>3</sup>	PE :	493	K
MOLE :	370,00	kg/kmole	LII :	0,01	
TAUTO :	493	K	LSI :	0,1	
T15 :	553	K			
T85 :	651	K			

Avec :

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/m<sup>3</sup>

DENSG, masse spécifique gazeuse en kg/m<sup>3</sup>

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

### Données météo

TAMB, température ambiante en K

HR, humidité relative en %

u, vitesse du vent en m/s

$\rho_{\text{air}}$ , masse spécifique de l'air à la température TAMB en kg/m<sup>3</sup>

TAMB = 300 °C

HR = 75 %

u < 1 m/s

$\rho_{\text{air}} = 1,161 \text{ kg/m}^3$

### Données Nappe

RNAP Rayon maximum considéré de l'épandage (m)

EP Epaisseur minimum de l'épandage (m)

SNAP Surface de l'épandage (m<sup>2</sup>).

La théorie relative aux résultats listés ci après est consultable dans le fascicule « ANNEXES » remis avec le présent rapport

## **4.3. Résultats**

### GEOMETRIE DES FOYERS

#### Calcul du débit massique de combustible

$$\begin{aligned} \Rightarrow \text{fuel} & : \dot{m} = 0,0681 \text{ kg/m}^2 \\ \Rightarrow \text{Gazole} & : \dot{m} = 0,0610 \text{ kg/m}^2 \\ \Rightarrow \text{Huile} & : \dot{m} = 0,0515 \text{ kg/m}^2 \end{aligned}$$

### Calcul de la hauteur de flamme (LFLA)

Lieu	Fluide	SNAP	LFLA
		m <sup>2</sup>	m
Pomperie fuel	Fuel	28,3	12,9
Pomperie Gazole	gazole	28,3	12,1
Turbine à gaz	Huile	28,3	10,9

### RADIANCE DES FOYERS

Lieu	Fluide	SNAP	$\Phi_0$
		m <sup>2</sup>	(W/m <sup>2</sup> )
Pomperie fuel	Fuel	28,3	78.410
Pomperie Gazole	gazole	28,3	78.410
Turbine à gaz	Huile	28,3	78.410

### FACTEUR DE VUE – ATTENUATION DANS L'AIR – FLUX RECU

$R_{\Phi_{x \max}}$  : Rayon pour lequel le flux est maximum

$R_1$  : Rayon pour lequel le flux  $\Phi_x$  est égal à 5 200 W/m<sup>2</sup> correspondant au risque létal 1%

$R_2$  : Rayon pour lequel le flux  $\Phi_x$  est égal à 2 800 W/m<sup>2</sup> correspondant à des brûlures du second degré

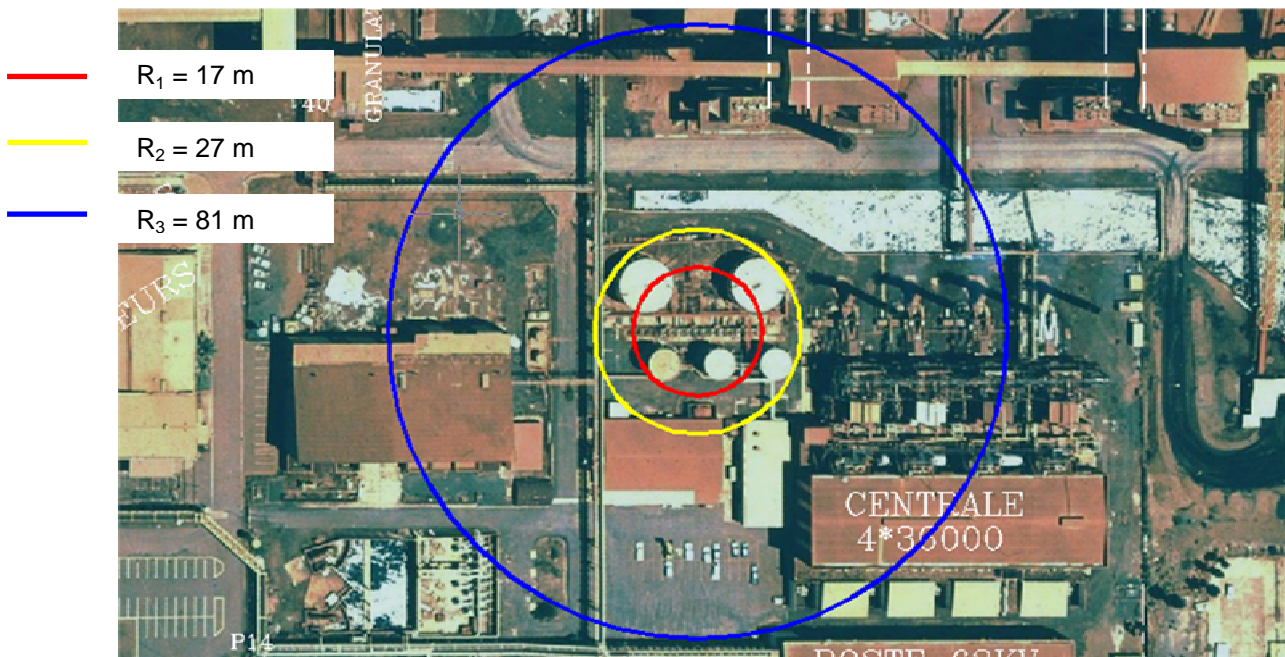
$R_3$  : Rayon pour lequel le flux  $\Phi_x$  est égal à 1 200 W/m<sup>2</sup> correspondant à des brûlures de premier degré

La valeur du flux  $\Phi_x$  pris la journée tient compte du flux émis par le soleil (soit 1 000 W/m<sup>2</sup>)

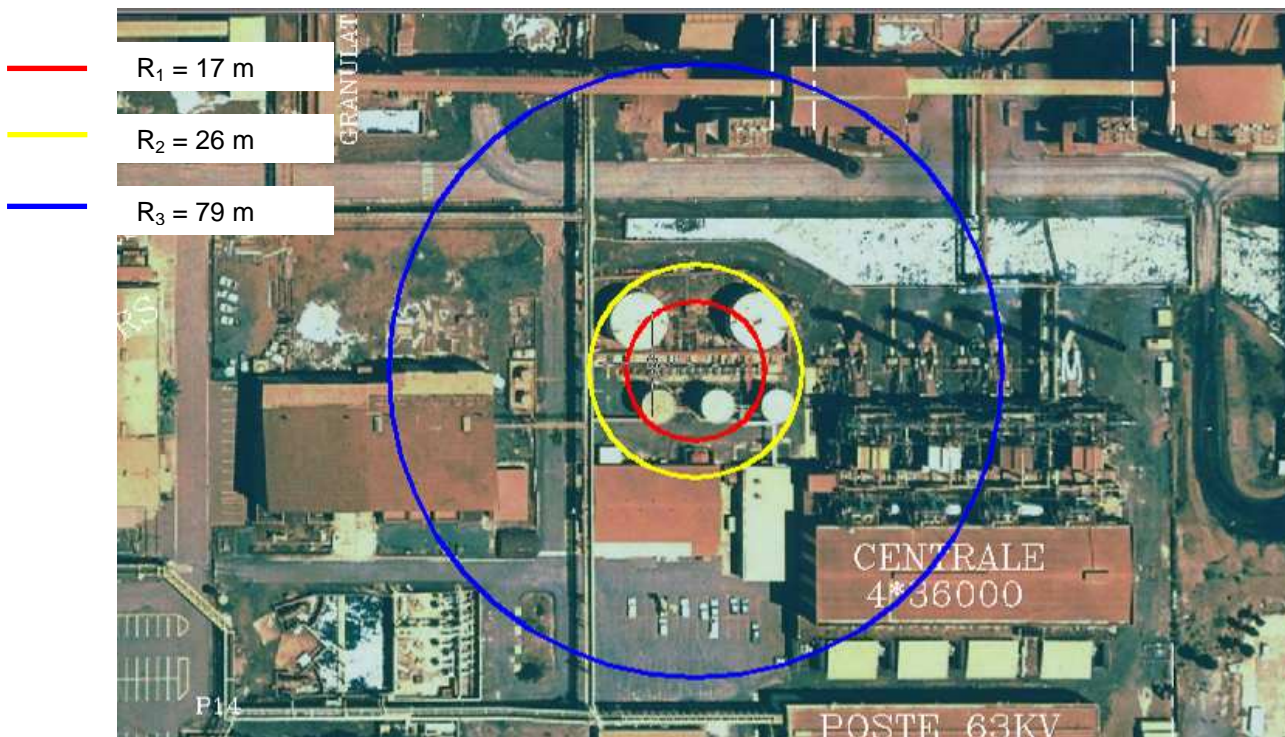
	$R_1$ (m)		$R_2$ (m)		$R_3$ (m)	
	$\Phi_x = 5.200 \text{ W/m}^2$		$\Phi_x = 2.800 \text{ W/m}^2$		$\Phi_x = 1.200 \text{ W/m}^2$	
	jour	nuit	jour	nuit	jour	nuit
Pomperie fuel	17	14	27	21	81	34
Pomperie Gazole	17	15	26	21	79	33
Turbine à gaz	16	14	26	20	75	32

#### 4.4. Représentation graphique

##### 4.4.1. Feu de nappe fuel – pomperie

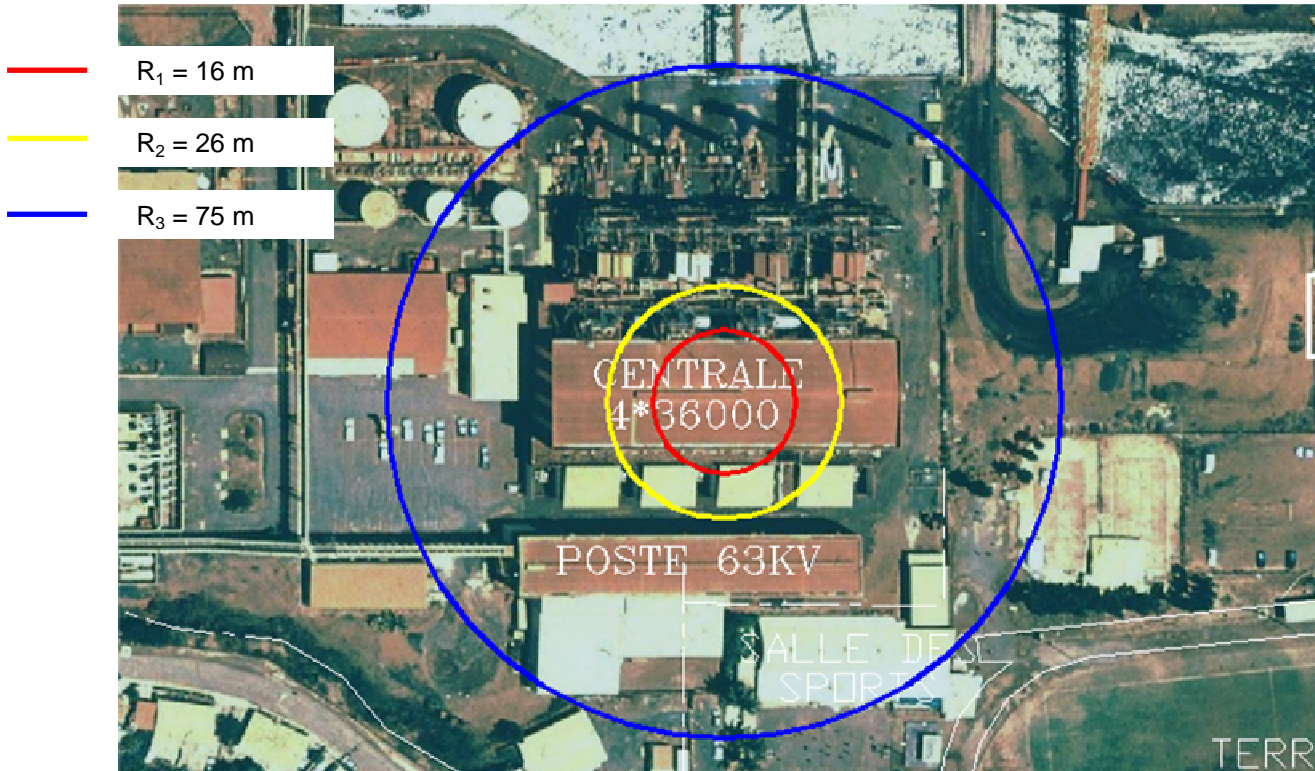


##### 4.4.2. Feu de nappe de gazole – pomperie Gazole





#### 4.4.3. Feu de nappe d'huile – Turbine à vapeur



## 5. Boilover des bacs d'huile des turbines à vapeur et des bacs de Fuel

### 5.1. Rappels sur le phénomène de boilover

Un boilover est un phénomène de moussage de grande ampleur impliquant des réservoirs atmosphériques et résultant de la transformation en vapeur, d'eau liquide (fond d'eau, eau libre, émulsion) contenue dans un réservoir en feu.

#### Conditions nécessaires pour la naissance d'un boilover

Pour qu'un boilover se produise, 4 conditions doivent être réunies :

1. le feu du bac
2. la présence d'eau à transformer en vapeur
3. la création d'une onde de chaleur qui entre en contact avec le fond d'eau situé sous la masse d'hydrocarbures
4. un hydrocarbure suffisamment visqueux que la vapeur ne puisse pas traverser facilement depuis le bas.

Pour l'effet "boule de feu" du BOIL OVER nous considérons des seuils exprimés en terme d'effet de dose reçue par la cible résultant de l'intégrale de l'émittance de radiance IR pendant la durée d'exposition

Risque léthal 1% par brûlures du 3ème degré,

$$I1 = 1.000 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \cdot s \text{ correspondant à la distance ou zone Z1}$$

Effet irréversible par brûlures du 2d degré,

$$I2 = 600 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \cdot s \text{ correspondant à la distance ou zone Z2.}$$

Effet réversible par brûlures du 1er degré,

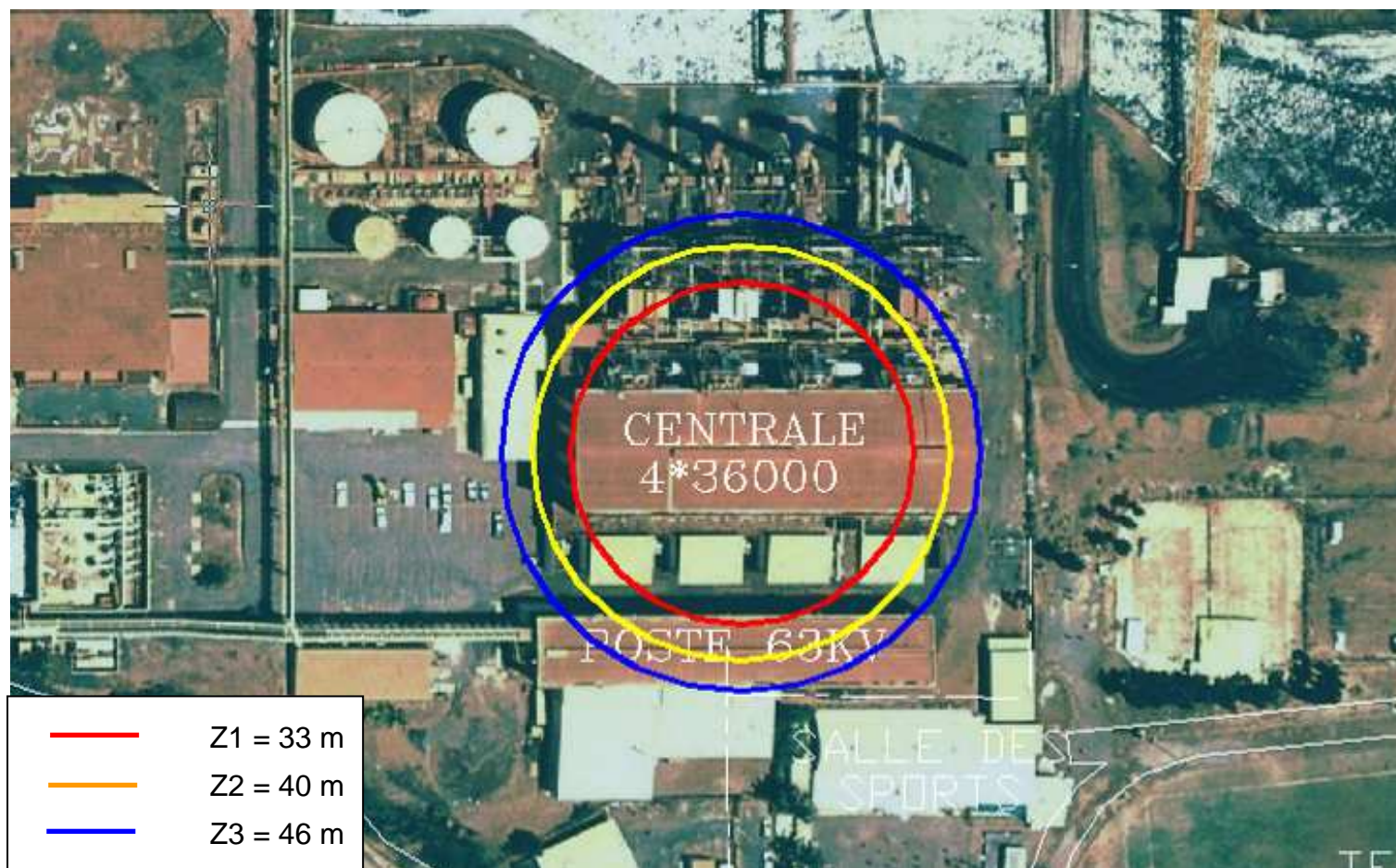
$$I3 = 390.5 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \cdot s \text{ correspondant à la distance ou zone Z3.}$$

### 5.2. Résultats

	Risque léthal 1%	Brûlures 2 <sup>d</sup> degré	Effets réversibles
	Z1 (m)	Z2 (m)	Z3 (m)
Cuve à huile 6,3 m <sup>3</sup> -Turbine 1	33	40	46
Cuve à huile 6,3 m <sup>3</sup> -Turbine 2	33	40	46
Cuve à huile 6,3 m <sup>3</sup> -Turbine 3	33	40	46
Cuve à huile 6,3 m <sup>3</sup> -Turbine 4	33	40	46
Cuves à huile 17 m <sup>3</sup> (réserve)	52	62	72
Cuves à huile 17 m <sup>3</sup> (transfert)	52	62	72
Bac Fuel n°1	259	310	361
Bac fuel n°2	259	310	361

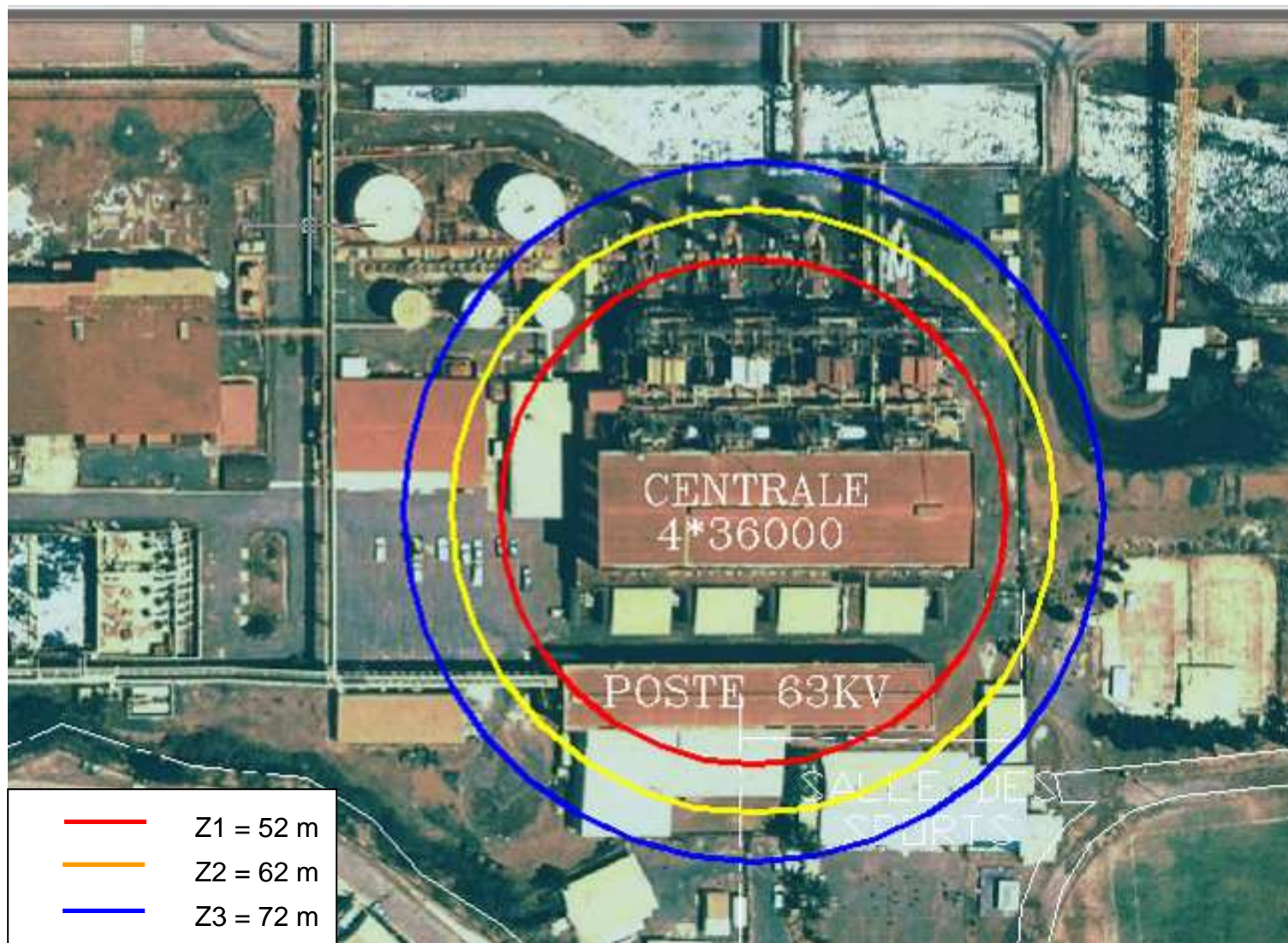
### 5.3. Représentation graphique

#### 5.3.1. Cuve huile 6,3 m<sup>3</sup>



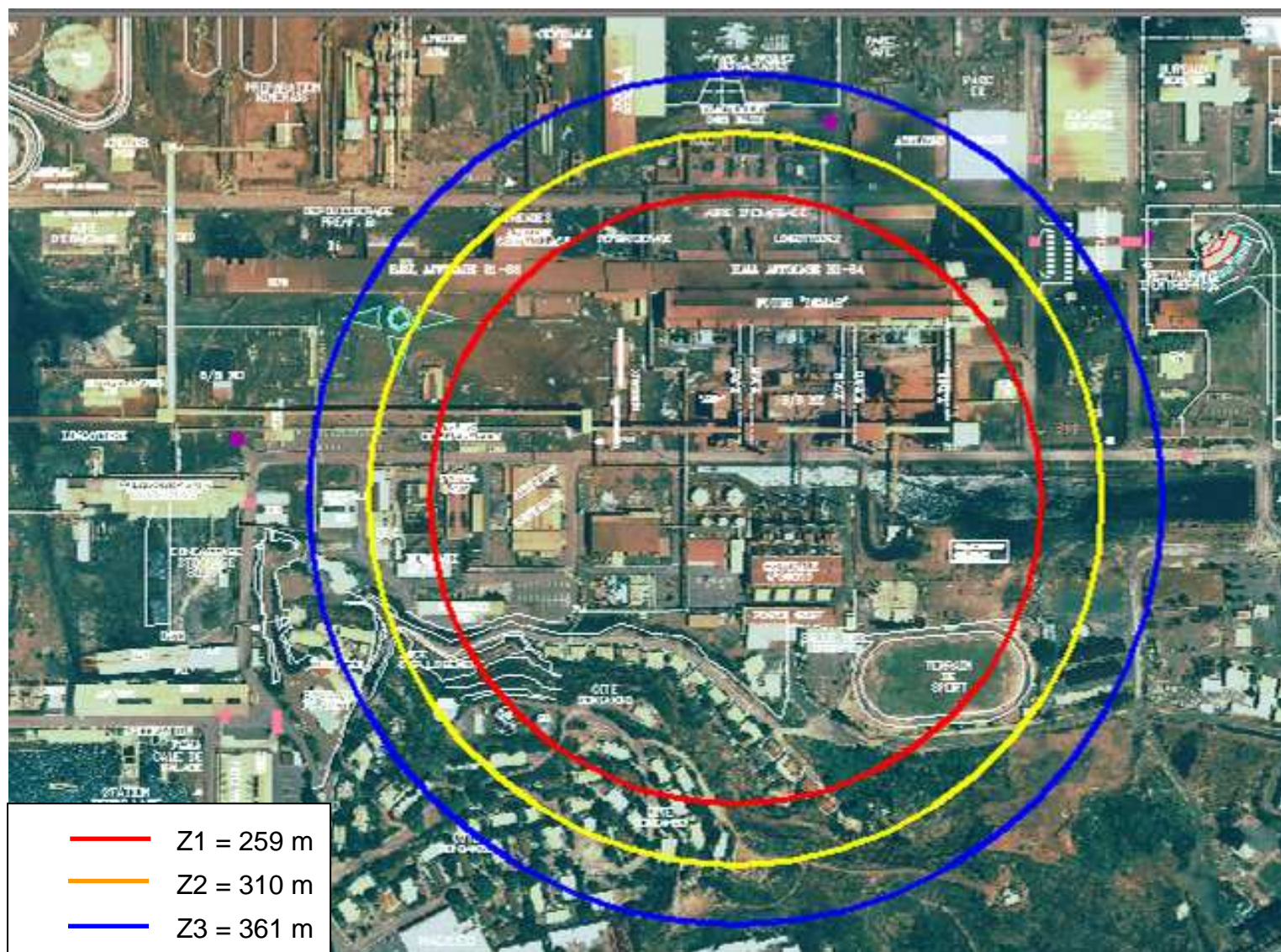


### 5.3.2. Cuve huile 17 m3

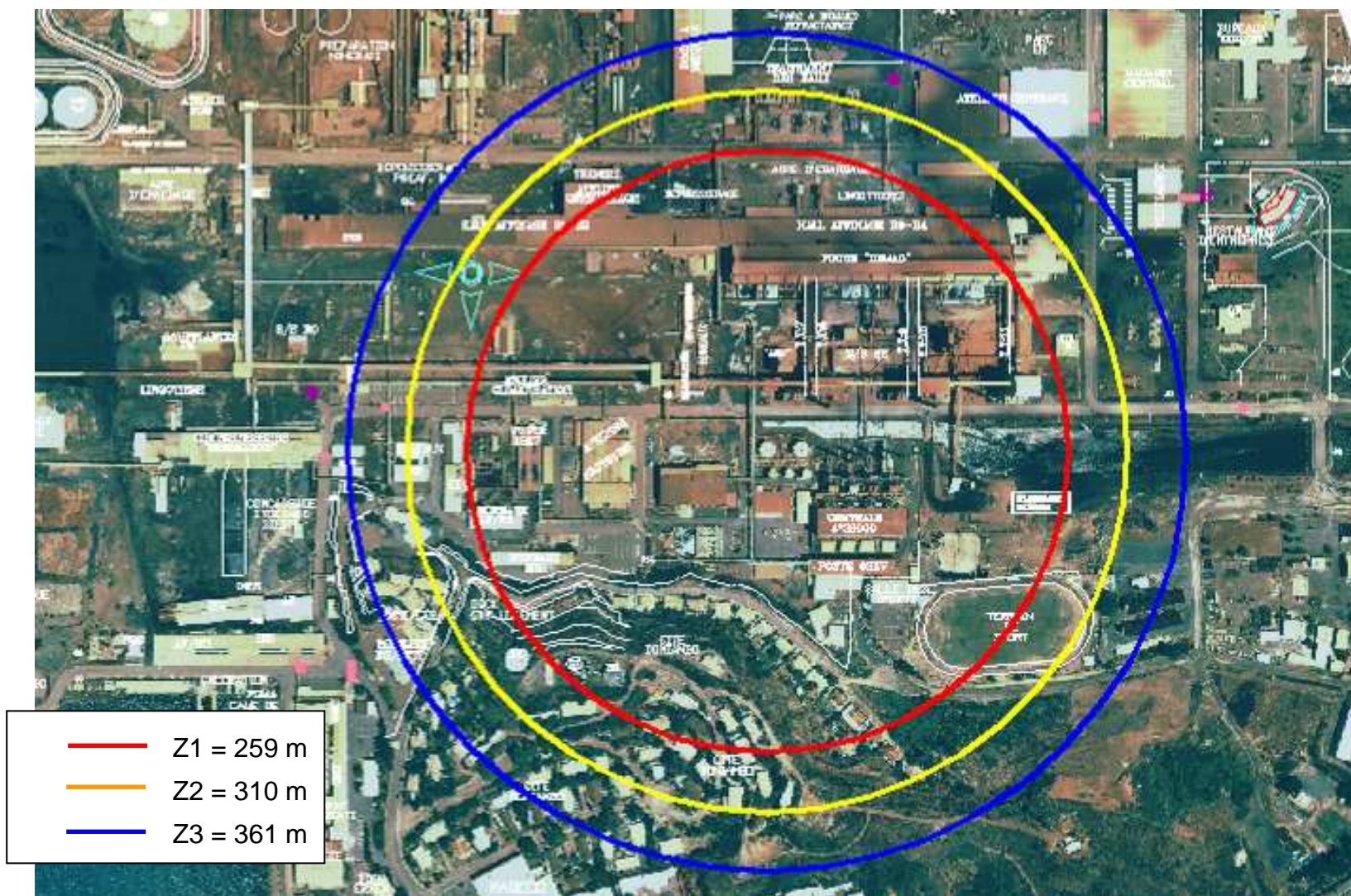




### 5.3.3. Bac fuel n°1







## 6. Boilover en couche mince

### 6.1. Données des bacs

Réservoirs						
N°	Fluide	Volume	Hauteur	Diamètre	Surface	Type de toit
		m <sup>3</sup>	m	m	m <sup>2</sup>	
FO1	Fuel	1.420	9,9	14	153,9	Fixe
FO2	Fuel	1.420	9,9	14	153,9	Fixe
GO1	Gazole	25	3,6	3,1	7,5	Fixe
GO2	Gazole	25	3,6	3,1	7,5	Fixe

### 6.2. Résultats

N°	Fluide	Distance aux effets létaux significatifs	Distance aux premiers effets létaux	Distance aux effets irréversibles	Temps de déclenchement du Boilover
		R <sub>1</sub>	R <sub>2</sub>	R <sub>3</sub>	
		1.800 (kW/m <sup>2</sup> ) <sup>4/3</sup> .s m	1.000 (kW/m <sup>2</sup> ) <sup>4/3</sup> .s m	600 (kW/m <sup>2</sup> ) <sup>4/3</sup> .s m	
FO1	Fuel	22	27	37	41
FO2	Fuel	22	27	37	41
GO1	Gazole	Non atteint	Non atteint	11,6	15
GO2	Gazole	Non atteint	Non atteint	11,6	15

### 6.3. Représentation graphique









## 8. Satellisation des rotors turbine et alternateur des turbines à Vapeur

### 8.1. Satellisation du rotor de turbine

#### 8.1.1. Données turbine

NROT : Vitesse de rotation  
DIA : Diamètre moyen du rotor  
MROT : Masse en rotation  
MMIS : Masse du missile  
 $\alpha$  : Angle de tir

Missile considéré	NROT	DIA	MROT	MMIS	$\alpha$
	Tr/min	m	kg	kg	°
Rotor de l'alternateur	3.000	0,88	10.376	5.200	25

#### 8.1.2. Résultats

Satellisation rotor turbine		
Vitesse d'éjection	50,5	m/s
Apogée de la trajectoire Z1	23,1	m
Temps de parcours trajectoire t2	2,3	s
Distance d'impact RMIS	105,9	m

#### 8.1.3. Représentation graphique



## 8.2. Satellisation du rotor de l'alternateur

### 8.2.1. Données alternateur

NROT : Vitesse de rotation  
DIA : Diamètre moyen du rotor  
MROT : Masse en rotation  
MMIS : Masse du missile  
 $\alpha$  : Angle de tir

Missile considéré	NROT	DIA	MROT	MMIS	$\alpha$
	Tr/min	m	kg	kg	°
Rotor de l'alternateur	3.000	0,88	18.000	9.000	25

### 8.2.2. Résultats

Satellisation rotor alternateur		
Vitesse d'éjection	54,0	m/s
Apogée de la trajectoire Z1	26,5	m
Temps de parcours trajectoire t2	2,5	s
Distance d'impact RMIS	120,6	m

### 8.2.3. Représentation graphique





## 9. Feux alimentés en phase liquide

### 9.1. Rupture du bras de chargement – Cas du fuel

#### 9.1.1. Cas possibles

Un feu alimenté en phase liquide, dans le cas du fuel peut se produire au niveau du poste de dépotage ou au niveau des turbines.

#### 9.1.2. Résultats

Produit	FUEL		
Diamètre de la tuyauterie	DIA	$10^{-1}$	m
Température de service	TSER	300	K
Débit massique de gaz	$\dot{m}$	10,4	kg/s
$F_x = 5200 \text{ W/m}^2$	$R_1$	22,6	m
$F_x = 2800 \text{ W/m}^2$	$R_2$	30,4	m
$F_x = 1200 \text{ W/m}^2$	$R_3$	64,2	m

#### 9.1.3. Représentation graphique (Pomperie fuel)



#### FEU ALIMENTE

Fuel

- $Z1 = 22,6 \text{ m}$  Risque léthal 1%
- $Z2 = 30,4 \text{ m}$  Effets irréversibles
- $Z3 = 64,2 \text{ m}$  Effets réversibles

## 9.2. Rupture du bras de chargement – Cas du Gazole

### 9.2.1. Cas possibles

Un feu alimenté en phase liquide, dans le cas du gazole peut se produire au niveau du poste de dépotage par camion citerne.

### 9.2.2. Résultats

Produit	GAZOLE		
Diamètre de la tuyauterie	DIA	$10^{-1}$	m
Température de service	TSER	300	K
Débit massique de gaz	$\dot{m}$	0,3	kg/s
$F_x = 5200 \text{ W/m}^2$	$R_1$	4,3	m
$F_x = 2800 \text{ W/m}^2$	$R_2$	5,7	m
$F_x = 1200 \text{ W/m}^2$	$R_3$	12,0	m

### 9.2.3. Représentation graphique (Poste de dépotage)



#### FEU ALIMENTÉ

Gazole

- $Z1 = 4,3 \text{ m}$       **Risque léthal 1%**
- $Z2 = 5,7 \text{ m}$       **Effets irréversibles**
- $Z3 = 12,0 \text{ m}$       **Effets réversibles**



### 9.3. Rupture du bras de chargement – Cas de l'huile de lubrification

#### 9.3.1. Cas possibles

Un feu alimenté en phase liquide, dans le cas de l'huile peut se produire au niveau des turbines à vapeur.

#### 9.3.2. Résultats

Produit	HUILE		
Diamètre de la tuyauterie	DIA	$5.10^{-2}$	m
Température de service	TSER	300	K
Débit massique de gaz	$\dot{m}$	0,36	kg/s
$F_x = 5200 \text{ W/m}^2$	$R_1$	4,6	m
$F_x = 2800 \text{ W/m}^2$	$R_2$	6,2	m
$F_x = 1200 \text{ W/m}^2$	$R_3$	13,1	m

#### 9.3.3. Représentation graphique



#### FEU ALIMENTÉ

Huile

<span style="color: red;">■</span>	$Z1 = 4,6 \text{ m}$	Risque léthal 1%
<span style="color: yellow;">■</span>	$Z2 = 6,2 \text{ m}$	Effets irréversibles
<span style="color: blue;">■</span>	$Z3 = 13,1 \text{ m}$	Effets réversibles

## 10. BLEVE du générateur de vapeur

### 10.1. Effet missile

#### 10.1.1. Calculs

##### Cas 50% phase liquide

##### Données

Caractéristiques		valeur	unité
- Masse volumique de l'acier	$\rho_{\text{acier}}$	7.800	kg/m <sup>3</sup>
- Volume du cylindre	VEQU	12,1	m <sup>3</sup>
- Diamètre du cylindre	DEQU	1,4	m
- longueur du cylindre	LEQU	15,33	m
- Epaisseur du cylindre	ep	42	mm
- Température ambiante	TAMB	300	K
- Masse volumique de l'air	$\rho_{\text{air}}$	1,2	kg/m <sup>3</sup>
- Pression atmosphérique	PATM	101.325	Pa
- Pourcentage volumétrique de liquide dans le réservoir	XX	75	% vol
- Pression de tarage des soupapes	PTAR = P1	77,5.10 <sup>5</sup>	Pa
- Taux d'élongation du matériau	e <sub>fr</sub>	0,38	
- Rapport des chaleurs spécifiques	$\gamma$	1,334	
- angle initial	a	0,17	rad
- Flèche	f	0,35	m

##### Résultats

Caractéristiques		valeur	unité
- Volume en phase vapeur dans le réservoir avant rupture	VGAZ	6,05	m <sup>3</sup>
- Volume en phase liquide dans le réservoir avant rupture	VLIQ	6,05	m <sup>3</sup>
- Température de surchauffe	T <sub>s</sub>	566,6	K
- Pression de tarage en mm Hg	VP	5,81.10 <sup>4</sup>	mm Hg
- Différentiel de pression	DELTAP	7,65.10 <sup>6</sup>	Pa
- Energie disponible	ENER1	1,39.10 <sup>8</sup>	J
- Energie de fragmentation (effet missile)	EMIS	2,77.10 <sup>7</sup>	J
- Energie d'onde de choc	ECHO	1,11.10 <sup>8</sup>	J
- Masse totale	MTOT	29.415	kg
- Vitesse d'éjection	VMIS	43,4	m/s
- Rayon de portée	RMIS	114	m
- Apogée	Z1	17,7	m
- Temps de vol	t2	2,7	s

### 10.1.2. Résultats

SCENARIO : BLEVE

EFFET QUANTIFIÉ : MISSILE

CONSEQUENCE : **RISQUE LETAL ET DEGATS LOURDS**

**Cas 50% phase liquide**

RESERVOIR SOUS PRESSION				
Identification	Volume	$\alpha$	Distance	MORTS
Cylindre B 1506	12,1 m <sup>3</sup>	10°	114	1

### 10.1.3. Représentation graphique

Tranche 4



BLEVE – Générateur de vapeur - 12,1 m<sup>3</sup>

EFFET MISSILE



**XX = 50%**     $RMIS_{50\%} = 114m$

**XX :** Pourcentage volumétrique de liquide dans le réservoir



Tranche 1



BLEVE – Générateur de vapeur - 12,1 m<sup>3</sup>

EFFET MISSILE

**XX = 50%**     $RMIS_{50\%} = 114m$

**XX :** Pourcentage volumétrique de liquide dans le réservoir



## 10.2. Effet de surpression

### 10.2.1. Calculs

#### Données

Caractéristiques		valeur	unité
- Volume du cylindre	VEQU	12,1	m <sup>3</sup>
- Pression atmosphérique	PATM	101.325	Pa
- Pression de tarage des soupapes	PTAR = P1	77,5.10 <sup>5</sup>	Pa
- Surpression (Risque léthal direct)	DP <sup>+</sup> <sub>70000</sub>	70.000	Pa
- Surpression (Destruction et dégâts lourds)	DP <sup>+</sup> <sub>30000</sub>	30.000	Pa
- Surpression (Risque léthal indirect)	DP <sup>+</sup> <sub>17000</sub>	17.000	Pa
- Surpression (Blessures et dégâts réparables)	DP <sup>+</sup> <sub>5000</sub>	5.000	Pa
- Surpression (Seuil réversible)	DP <sup>+</sup> <sub>2000</sub>	2.000	Pa

#### Résultats

Caractéristiques		valeur	unité
- Surpression adimensionnelle (70 000 Pa)	PSBAR <sub>70 000</sub>	0,69	NA
- Distance adimensionnelle (70 000 Pa)	RBAR <sub>70 000</sub>	0,7	NA
- Surpression adimensionnelle (30 000 Pa)	PSBAR <sub>30 000</sub>	0,30	NA
- Distance adimensionnelle (30 000 Pa)	RBAR <sub>30 000</sub>	1,05	NA
- Surpression adimensionnelle (17 000 Pa)	PSBAR <sub>17 000</sub>	0,17	NA
- Distance adimensionnelle (17 000 Pa)	RBAR <sub>17 000</sub>	1,7	NA
- Surpression adimensionnelle (5 000 Pa)	PSBAR <sub>5 000</sub>	0,05	NA
- Distance adimensionnelle (5 000 Pa)	RBAR <sub>5 000</sub>	4	NA
- Surpression adimensionnelle (2 000 Pa)	PSBAR <sub>2 000</sub>	0,02	NA
- Distance adimensionnelle (2 000 Pa)	RBAR <sub>2 000</sub>	9	NA
XX = 50%			
FLASH ISENTROPIQUE DE LA PHASE LIQUIDE			
- Pourcentage de liquide qui vaporise	X	88,87	
- Energie disponible	ENER2	8,28.10 <sup>10</sup>	J
DETENTE ADIABATIQUE DE LA PHASE VAPEUR			
- Volume en phase vapeur dans le réservoir avant rupture	V	6,05	m <sup>3</sup>
- Energie d'onde de choc	ECH	1,108.10 <sup>8</sup>	J

## 10.2.2. Résultats

SCENARIO : EFFET DE SOUFFLE  
EFFET QUANTIFIE : SURPRESSION POSITIVE INCIDENTE

CONSEQUENCE : **DESTRUCTION**  $\Delta p^+ = 70\,000\text{ Pa}$  (Risque létal direct – Distance  $R_{11}$ )

EFFET DE SOUFFLE DU AU FLASH ISENTROPIQUE

Cas 50% phase liquide

RESERVOIR SOUS PRESSION		
Identification	Volume	Distance
Générateur de vapeur	12,1 m <sup>3</sup>	98,9 m

EFFET DE SOUFFLE DU A LA DETENTE ADIABATIQUE

Cas 50% phase liquide

RESERVOIR SOUS PRESSION		
Identification	Volume	Distance
Générateur de vapeur	12,1 m <sup>3</sup>	10,9 m

CONSEQUENCE : **DESTRUCTION**  $\Delta p^+ = 30\,000\text{ Pa}$  (Destruction et dégâts lourds – Distance  $R_{21}$ )

EFFET DE SOUFFLE DU AU FLASH ISENTROPIQUE

Cas 50% phase liquide

RESERVOIR SOUS PRESSION		
Identification	Volume	Distance
Générateur de vapeur	12,1 m <sup>3</sup>	158,8 m

EFFET DE SOUFFLE DU A LA DETENTE ADIABATIQUE

Cas 50% phase liquide

RESERVOIR SOUS PRESSION		
Identification	Volume	Distance
Générateur de vapeur	12,1 m <sup>3</sup>	17,5 m

CONSEQUENCE : **RISQUE LETAL 1%**  $\Delta p^+ = 17\,000\text{ Pa}$  (Risque létal indirect - Distance  $Z1$ )

EFFET DE SOUFFLE DU AU FLASH ISENTROPIQUE

Cas 50% phase liquide

RESERVOIR SOUS PRESSION		
Identification	Volume	Distance
Générateur de vapeur	12,1 m <sup>33</sup>	203,9 m

## EFFET DE SOUFFLE DU A LA DETENTE ADIABATIQUE

Cas 50% phase liquide

RESERVOIR SOUS PRESSION		
Identification	Volume	Distance
Générateur de vapeur	12,1 m <sup>3</sup>	22,5 m

CONSEQUENCE : **EFFET IRREVERSIBLE  $\Delta p^+ = 5\,000\text{ Pa}$  (Blessures et dégâts réparables - Distance Z2)**

## EFFET DE SOUFFLE DU AU FLASH ISENTROPIQUE

Cas 50% phase liquide

RESERVOIR SOUS PRESSION		
Identification	Volume	Distance
Générateur de vapeur	12,1 m <sup>3</sup>	663,4 m

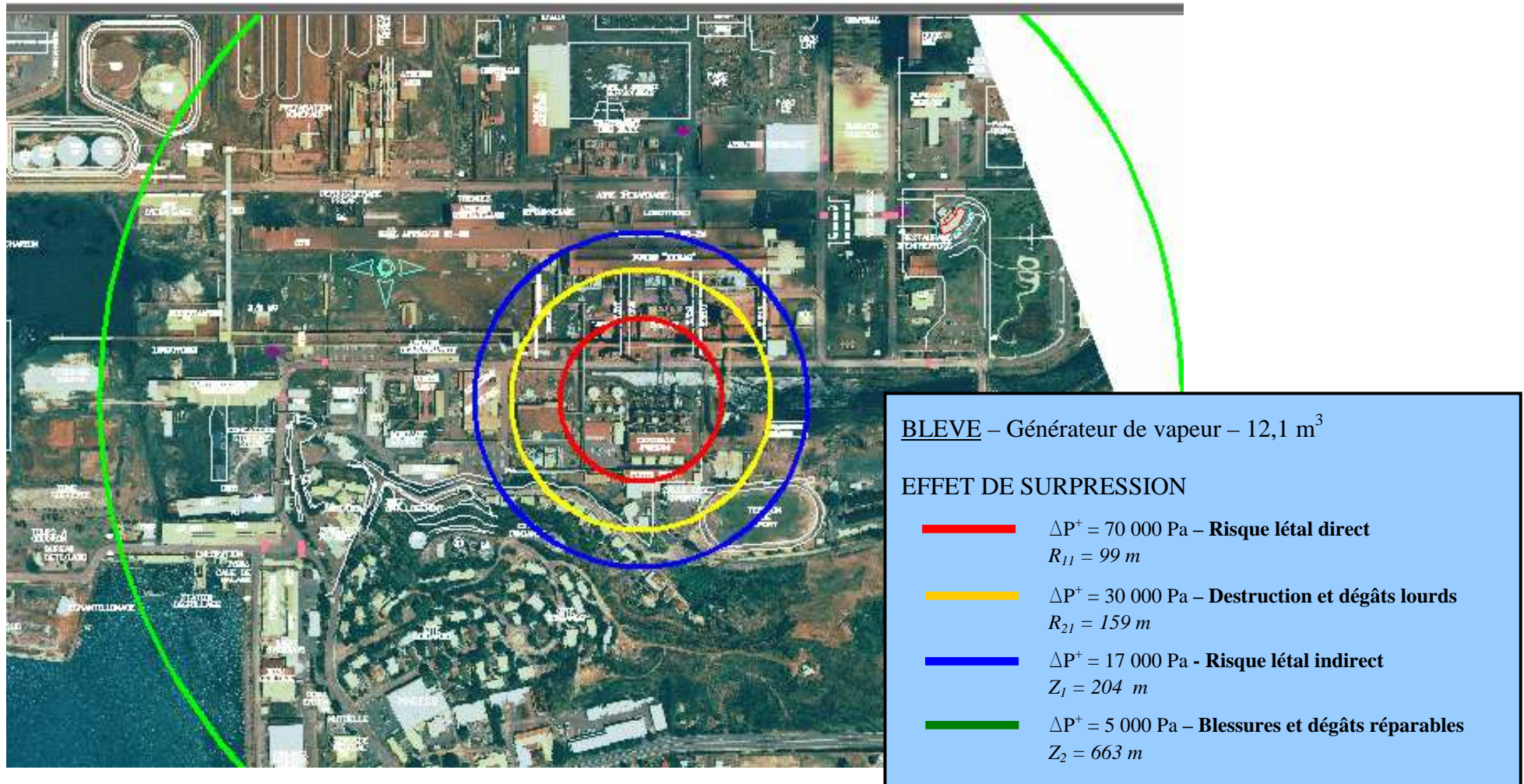
## EFFET DE SOUFFLE DU A LA DETENTE ADIABATIQUE

Cas 50% phase liquide

RESERVOIR SOUS PRESSION		
Identification	Volume	Distance
Générateur de vapeur	12,1 m <sup>3</sup>	73,1 m

### 10.2.3. Représentation graphique

Cas XX = 50%





## 11. Feux de transformateurs

### 11.1. Données

	Fonction	Nb	Puissance (kVA)	Tension (kV)	Huile	Capacité huile (kg)
TRANCHE	Auxiliaire 400 V	4	630	5.500/400	Isovoltine II	314
	Auxiliaire 5.500 V	4	5.000	15.000/5.500	Isovoltine II	1.935
	Sortie Groupe	4	45.000	15.000/63.000	Isovoltine II	15.100
AXG	Aux . Génér 400 V	2	1.000	5.500/400	Isovoltine II	569
	Eclairage	1	160	380/220	Diélectrique	
	Prises	1	100	380/400	Diélectrique	
	AN	1	50	380/220	Diélectrique	
Poste 150 kV DBO	Ducos 1	1	75.000	150.000/15.000	Isovoltine II	22.200
	Ducos 2	3	25.000	150.000/15.000	Isovoltine II	9.000

### 11.2. Résultats

	MEQU	ECC	VGAZ	P	ENER
	kg	J	m <sup>3</sup>	Pa	J
Auxiliaire 400 V	176,3	286	0,01	$1,3 \cdot 10^8$	$3,8 \cdot 10^8$
Auxiliaire 5.500 V	592,6	4160	0,24	$5,4 \cdot 10^6$	$3,8 \cdot 10^8$
Sortie Groupe	2.331,3	74.258	1,17	$1,1 \cdot 10^6$	$3,5 \cdot 10^8$
Aux . Génér 400 V	262,0	553	0,03	$4,3 \cdot 10^7$	$3,8 \cdot 10^8$
Ducos 1	3.014,2	140.730	1,43	$8,9 \cdot 10^5$	$3,4 \cdot 10^8$
Ducos 2	1.651,1	34.719	0,87	$1,5 \cdot 10^6$	$3,6 \cdot 10^8$

Avec :

MEQU : Masse de la carcasse du transformateur  
 ECC : Energie de court-circuit  
 VGAZ : Volume de gaz produit par l'arc de court-circuit  
 P : Pression de la phase gazeuse  
 ENER : Energie de la phase gazeuse

## **Effet de surpression d'éclatement de la carcasse du transformateur**

	R <sub>70.000</sub>	R <sub>30.000</sub>	R <sub>14.000</sub>	R <sub>5.000</sub>	R <sub>2.500</sub>
	m	m	m	m	m
Auxiliaire 400 V	3,3	5,2	8,7	16,7	34,2
Auxiliaire 5.500 V	3,3	5,2	8,7	16,6	34,0
Sortie Groupe	3,2	5,1	8,4	16,2	33,2
Aux . Génér 400 V	3,3	5,2	8,7	16,7	34,2
Ducos 1	3,2	5,0	8,4	16,1	32,9
Ducos 2	3,2	5,1	8,5	16,3	33,4

Avec :

R<sub>70.000</sub> : Distance correspondant à une surpression de 70.000 Pa (Risque léthal direct)  
R<sub>30.000</sub> : Distance correspondant à une surpression de 30.000 Pa (Destruction et dégâts lourds)  
R<sub>14.000</sub> : Distance correspondant à une surpression de 14.000 Pa (Risque léthal indirect)  
R<sub>5.000</sub> : Distance correspondant à une surpression de 5.000 Pa (Blessures et dégâts réparables)  
R<sub>2.500</sub> : Distance correspondant à une surpression de 2.500 Pa (Limite des effets réversibles)

## **Effet missile**

	VMIS	RMIS
	m/s	m
Auxiliaire 400 V	55,8	317,8
Auxiliaire 5.500 V	24,4	60,5
Sortie Groupe	8,9	8,1
Aux . Génér 400 V	42,9	187,2
Ducos 1	7,3	5,5
Ducos 2	11,6	13,6

Avec :

VMIS : Vitesse initiale du missile  
RMIS : Distance atteinte par le missile

## Explosion des gaz craqués

	R <sub>70.000</sub>	R <sub>30.000</sub>	R <sub>14.000</sub>	R <sub>5.000</sub>	R <sub>2.500</sub>
	m	m	m	m	m
Auxiliaire 400 V	0,4	0,7	1,2	2,6	4,2
Auxiliaire 5.500 V	1,6	2,6	4,6	9,9	15,9
Sortie Groupe	3,1	5,0	8,9	19,4	31,0
Aux . Génér 400 V	0,7	1,1	1,9	4,2	6,6
Ducos 1	3,4	5,5	9,7	21,1	33,8
Ducos 2	2,7	4,4	7,9	17,1	27,4

Avec :

R<sub>70.000</sub> : Distance correspondant à une surpression de 70.000 Pa (Risque léthal direct)  
R<sub>30.000</sub> : Distance correspondant à une surpression de 30.000 Pa (Destruction et dégâts lourds)  
R<sub>14.000</sub> : Distance correspondant à une surpression de 14.000 Pa (Risque léthal indirect)  
R<sub>5.000</sub> : Distance correspondant à une surpression de 5.000 Pa (Blessures et dégâts réparables)  
R<sub>2.500</sub> : Distance correspondant à une surpression de 2.500 Pa (Limite des effets réversibles)

## Boule de feu de gaz craqués

	X <sub>1.800</sub>	X <sub>1.000</sub>	X <sub>600</sub>	X <sub>390,5</sub>
	(W/m <sup>2</sup> ) <sup>2/3</sup> .s	(W/m <sup>2</sup> ) <sup>2/3</sup> .s	(W/m <sup>2</sup> ) <sup>2/3</sup> .s	(W/m <sup>2</sup> ) <sup>2/3</sup> .s
Auxiliaire 400 V	< 1	< 1	< 1	< 1
Auxiliaire 5.500 V	< 1	1,6	2,6	3,4
Sortie Groupe	3,3	5,3	7,3	9,0
Aux . Génér 400 V	< 1	< 1	< 1	< 1
Ducos 1	3,4	5,9	8,1	10,1
Ducos 2	2,7	4,5	6,1	7,7

## Feu de nappes d'huile

	R <sub>1</sub>	R <sub>2</sub>	R <sub>3</sub>
	5.200 W/m <sup>2</sup>	2.800 W/m <sup>2</sup>	1.200 W/m <sup>2</sup>
Auxiliaire 400 V	20	31	49
Auxiliaire 5.500 V	28	46	75
Sortie Groupe	68	109	175
Aux . Génér 400 V	22	34	55
Ducos 1	82	129	205
Ducos 2	54	87	140







### 11.3.3. Explosion des gaz craqués

Cas Ducos 1



### 11.3.4. Explosion des gaz craqués

Cas Ducos 1





## 12. Accident au poste de déchargement camions citernes

L'événement de référence ou la quantité la plus grande de produit est susceptible d'être relâchée est constitué par un débordement de citerneau débit maximum de remplissage par la pompe de chargement.

Type d'accident retenu dans la cas du Gazole : Feu de nappe

### 12.1. Données d'entrée

Gazole Atmosphérique

TBUL :	590,5	K	GAMMA :	1,005	
TKR :	768,5	K	CSPE :	$1,8250 \cdot 10^3$	J/kg.K
PKR :	$1,483 \cdot 10^6$	Pa	CVAP :	$1,9678 \cdot 10^5$	J/kg
DENSL :	850,400	kg/m <sup>3</sup>	QFLU :	$4,268 \cdot 10^7$	J/kg
DENSG :	10,972	kg/m <sup>3</sup>	PE :	-	K
MOLE :	270,047	kg/kmole	LII :	0,005	
TAUTO :	611	K	LSI :	0,135	
T15 :	523	K			
T85 :	673	K			

Avec :

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/m<sup>3</sup>

DENSG, masse spécifique gazeuse en kg/m<sup>3</sup>

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

### Données météo

TAMB, température ambiante en K

HR, humidité relative en %

u, vitesse du vent en m/s

$\rho_{\text{air}}$ , masse spécifique de l'air à la température TAMB en kg/m<sup>3</sup>

TAMB = 300 °C

HR = 75 %

u < 1 m/s

$\rho_{\text{air}} = 1,161 \text{ kg/m}^3$

### Données Nappe

RNAP Rayon maximum considéré de l'épandage (m)

EP Epaisseur minimum de l'épandage (m)

SNAP Surface de l'épandage (m<sup>2</sup>).

La théorie relative aux résultats listés ci après est consultable dans le fascicule « ANNEXES » remis avec le présent rapport



## 12.2. Résultats

### GEOMETRIE DES FOYERS

#### Calcul du débit massique de combustible

$$\Rightarrow \text{Gazole} \quad : \dot{m} = 0,0610 \text{ kg/m}^2$$

#### Calcul de la hauteur de flamme (LFLA)

Lieu	Fluide	SNAP	LFLA
		m <sup>2</sup>	m
Poste de déchargement Gazole	gazole	150	21,5

### RADIANCE DES FOYERS

Lieu	Fluide	SNAP	$\Phi_0$
		m <sup>2</sup>	(W/m <sup>2</sup> )
Poste de déchargement Gazole	gazole	150	42.908

### FACTEUR DE VUE – ATTENUATION DANS L'AIR – FLUX RECU

$R_{\Phi_{x \max}}$  : Rayon pour lequel le flux est maximum

$R_1$  : Rayon pour lequel le flux  $\Phi_x$  est égal à 5 200 W/m<sup>2</sup> correspondant au risque létal 1%

$R_2$  : Rayon pour lequel le flux  $\Phi_x$  est égal à 2 800 W/m<sup>2</sup> correspondant à des brûlures du second degré

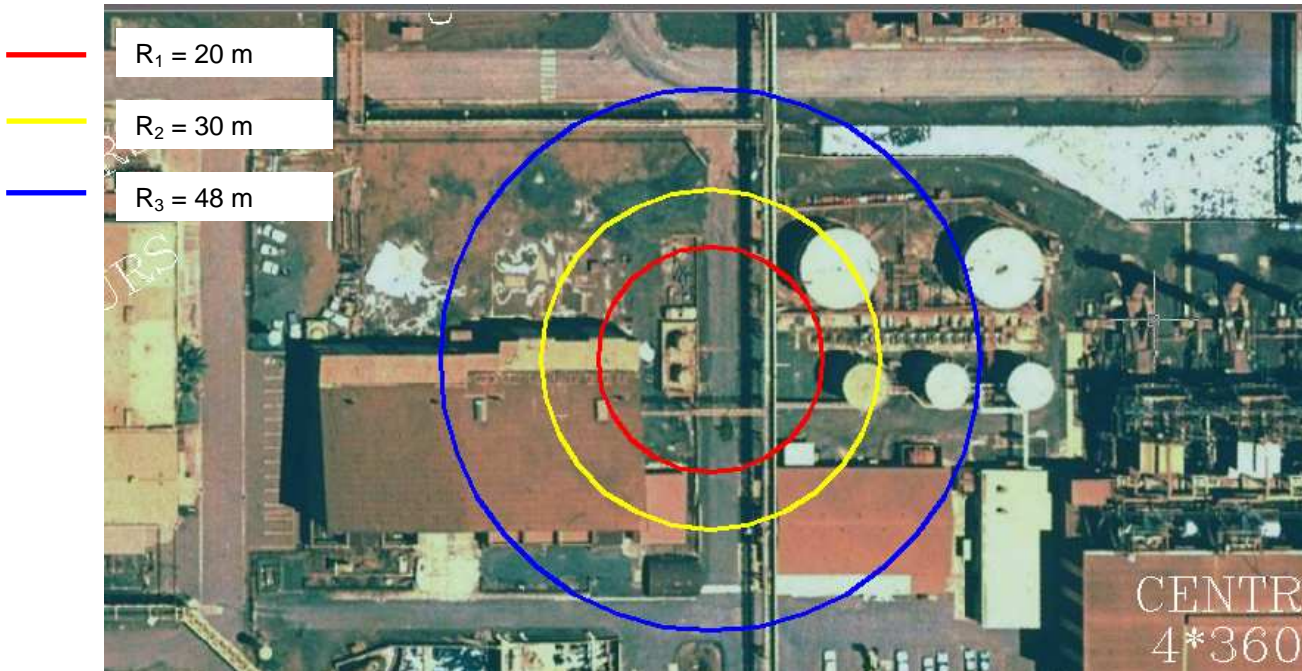
$R_3$  : Rayon pour lequel le flux  $\Phi_x$  est égal à 1 200 W/m<sup>2</sup> correspondant à des brûlures de premier degré

La valeur du flux  $\Phi_x$  pris la journée tient compte du flux émis par le soleil (soit 1 000 W/m<sup>2</sup>)

	$R_1$ (m) $\Phi_x = 5.200 \text{ W/m}^2$	$R_2$ (m) $\Phi_x = 2.800 \text{ W/m}^2$	$R_3$ (m) $\Phi_x = 1.200 \text{ W/m}^2$
Poste de déchargement Gazole	20	30	48



### 12.3. Représentation graphique



## **SECTION 5**

# **ETUDES DES EFFETS DOMINOS**



<b>7.</b>	<b>ETUDE DES EFFETS DOMINOS</b>	<b>5</b>
7.1.	GENERALITES	5
7.2.	ELEMENTS CRITIQUES	6
7.3.	CIBLES POTENTIELLES ET SCENARIOS ENVISAGEABLES	7





## 7. Etude des effets dominos

### 7.1. Généralités

Dans le cadre de notre étude de danger, certains scénarios ont été retenus (cf. section 3 : sélection des scénarios) afin d'évaluer s'ils sont susceptibles de présenter des zones d'effets dominos à l'intérieur du site d'une part (et notamment sur les équipements critiques) et l'extérieur (installations industrielles voisines, habitations, écoles...) d'autre part.

Les équipements critiques sont les suivants :

- ⇒ Le bâtiment usines et chaudières incluant :
  - les cheminées
  - les chaudières vapeur
  - la salle de contrôle
  - les tableaux électriques
  - les diesels de secours
  - la salle machine
  - ....
- ⇒ Les stockages d'hydrocarbures et les installations annexes incluant :
  - les cuves de fuel
  - les cuves de gazole
  - les cuves d'eau
  - la pomperie fuel
  - les cuves acide chlorhydrique et soude
  - ...
- ⇒ Le poste 150 kV

Ces équipements sont représentés au § 7.2 de la présente section

L'EFFET DOMINO est une succession d'accidents ou les conséquences de l'accident précédent sont accrues par les accidents suivants, ce qui entraîne un ou plusieurs accidents majeurs.

Un scénario engendre un effet domino si les deux conditions suivantes sont vérifiées :

- ⇒ Si les effets du scénario engendrent une zone d'effets dominos (surpression, rayonnement, missiles)
- ⇒ Si un équipement critique se trouve inscrit dans le cercle d'effets dominos afférent au scénario étudié

L'effet domino s'applique à l'équipement critique inscrit dans le cercle d'effets domino pour lequel les conséquences quantifiées sont les plus contraignantes.

Les seuils d'effets domino sont :

- ⇒ 30.000 Pa pour les effets de surpression
- ⇒ 8 kW/m<sup>2</sup> pour les effets thermiques
- ⇒ Tous les effets missiles

Le tableau suivant (§ 7.2 de la présente section) :

- ⇒ liste l'ensemble des scénarios étudiés en section 4
- ⇒ Rappelle les effets engendrés avec les distances les plus contraignantes
- ⇒ Enumère la liste des équipements critiques (internes et externes au site) inscrits dans les cercles d'effets
- ⇒ Donne les scénarios envisageables par effets domino.



### 7.3. Cibles potentielles et scénarios envisageables

Scénario analysé		Effets engendrés	Distance (m)	Cibles internes au site	Cibles externes au site	Conséquences possibles
1	FEUX DE BACS	Thermique	NA	-	-	Aucune
2	FEUX DE CUVETTES	Thermique	16	x	-	Dégradation bac de fuel – Feu de bac
3	ECLATEMENT DES BACS	Surpression	25	x	-	Dégradation bacs de gazole - Epanchage
		Missile	84	x	x	Risque d'impact de projectiles sur les électro-filtres de fours rotatifs, du convoyeur d'alimentation des FR, sur les réservoirs d'eau de la centrale, la centrale. Feux alimentés Dégâts possibles sur habitations
4	FEUX DE NAPPES	Thermique	17	x	-	Risque d'impact de projectiles sur les réservoirs de fuel.
5	BOILOVER	Thermique	259	x	x	Incendie généralisé possible de l'installation ainsi que la zone d'alimentation et électro-filtres de FR.
6	BOILOVER EN COUCHE MINCE	Thermique	22	x	-	Feux de cuvettes fuel et gazole
7	EFFET DE VAGUE	Déversement	286	x	x	Pollution et incendie généralisé si rencontre point chaud



8	SATELLISATION DES ROTORS	Missile	121	x	x	Destruction réservoirs fuel et gazole Feux de bacs Feux de cuvettes Feux alimentés Dégât possibles sur habitations et terrain de sport
9	FEUX ALIMENTES	Thermique	23	x	-	Impact sur réservoirs de fuel Epanchage Feux de bacs
10	BLEVE GENERATEUR DE VAPEUR	Missile	114	x	x	Destruction réservoirs fuel Feux de bacs Feux de cuvettes Feux alimentés Dégâts possibles sur habitations et terrain de sport
		Surpression	159	x	x	Destruction réservoirs fuel et gazole Feux de bacs Feux de cuvettes Feux alimentés Impacts sur salle des machines Dégât possibles sur habitations et terrain de sport
11	FEUX DE TRANSFORMATEURS	Surpression (carcasse)	5	-	-	Pas d'effet notable
		Missile	318			Destruction réservoirs fuel Feux de bacs Feux de cuvettes Feux alimentés Dégâts sur centrale et installations SLN Dégâts possibles sur habitations et terrain de sport
		Surpression (gaz craqués)	-	-	-	Pas d'effet notable
		Boule de feu (gaz craqués)	4	-	-	Pas d'effet notable
		Thermique (nappe d'huile)	82	x	-	Destruction poste 150 kV
12	ACCIDENTS AU POSTE DE DECHARGEMENT	Thermique	17	x	-	Risque d'impact de projectiles sur les réservoirs de gazole

## **SECTION 6**

# **QUANTIFICATION PROBABILISTE ET APPLICATION DE CRITERES**



1.	QUANTIFICATION PROBABILISTE ET APPLICATION DES CRITERES	4
2.	CRITERES ET MATRICES DE TOLERABILITE	5
3.	DIAGRAMME CAUSE CONSEQUENCE	8
4.	APPROCHE PAR ARBRES DES EVENEMENTS	12
5.	ARBRES DES CAUSES STOCKAGE DE GO ET FO2	21
6.	CALCUL DES PROBABILITES D'OCCURRENCE PAR ARBRES DES EVENEMENTS	31



## 1. Quantification probabiliste et application des critères

### ① Les probabilités s'appliquent à un scénario accidentel précis, unique et non pas un scénario générique, provenant de la libération d'un potentiel de danger précis suivant un enchaînement unique de causes et de circonstances :

- Il en est de même pour les tuyauteries de grande longueur : un scénario correspond à une agression en un point particulier (tronçon exposé : passage de route, ...)
- On se réfère à l'extension des zones d'effets létaux et irréversibles tels que définis en réglementation française
- Compte tenu de la répartition fréquentielle des situations météorologiques (80/20 entre D5 et F2) on décote d'une classe de probabilité les conséquences obtenues en stabilité F.

### ② A l'intérieur du site, on prend en compte:

- La probabilité de présence de personnes dans la zone d'effet, en tenant compte des circonstances parfois spécifiques dans lesquelles le scénario peut se produire (démarrage d'une machine, ...)
- Les possibilités de retrait et/ou de mise à l'abri, en particulier du fait de la cinétique de l'événement (incendie, ...)
- La protection par les équipements de protection individuels ou collectifs (locaux de confinement, ...)

### ③ A l'extérieur de l'établissement on distingue:

- Les zones habituellement occupées par des personnes (habitat, commerces,...) ou à occupation épisodique par un nombre significatif de personnes (terrains de sports, ...)
- Les zones habituellement non occupées (terrains vagues, terrains agricoles,...)
- Les zones dont l'accès est physiquement interdit
- Pour les voies de communication, le calcul de probabilité prend en compte la fréquence de passage ou la densité du trafic et le nombre total de personnes exposées.

Les matrices proposées **occurrence/probabilité** et **acceptabilité/tolérabilité**, font référence à des probabilités quantifiées ; il est donc de juste aloi de proposer des approches stochastiques permettant une quantification des probabilités d'occurrence des accidents, effets conséquences et événements indésirables traités et quantifiés dans nos études de danger.

Plusieurs approches sont possibles et souvent la combinaison de plusieurs d'entre elles s'avère nécessaire.

Parmi les approches élémentaires sans entrer dans le jargon des approches fiabilistes, des lois classiques de distribution des grandeurs aléatoires ou des théorèmes de BAYES et de Boole, nous considérons quatre concepts qui peuvent nous servir, et dont des exemples sont traités dans les divers chapitres suivants :

- **L'approche statistique** basée sur l'accidentologie et les banques de données afférentes.
- Le tracé de **l'arbre d'événements simplifié** proposé par la majorité des ingénieries, car ne traitant en règle générale que cinq à six paramètres ou variables.
- L'utilisation du **diagramme causes/conséquences** plus évolué et ayant la faveur de l'INERIS ;
- Le développement des **arbres des causes** avec usage de banques de données fiabilistes et de banques de données d'accidentologie.
- Une approche paramétrique telle celle développée dans la section 1 du Blue Book de l'UFIP.

## 2. Critères et matrices de tolérabilité

### Définitions : conséquences – gravité

CONSEQUENCE	ENVIRONNEMENT	HUMAIN	EQUIPEMENT
<b>Modéré</b>	Dépassement limité et passager d'une norme de rejet sans exigence de déclaration	Pas d'effets irréversibles: Accident déclaré sans arrêt. Traitement médical	< 200 K€
<b>Sérieux</b>	Dépassement d'une norme de rejet exigeant déclaration aux autorités, mais sans conséquences pour l'environnement	Interne: effets irréversibles sur une personne: Accident déclaré avec arrêt (blessure) Externe: effets réversibles	200 K€ - 2 M€
<b>Grave</b>	Pollution modérée, limitée au site Mise en cause d'un produit	Interne: Effet léthal sur une personne- Plusieurs invalidités permanentes ou un décès Externe: effets irréversibles	2 M€ - 10 M€
<b>Majeur</b>	Pollution significative externe au site Évacuation de personnes	Interne: effet léthal sur plusieurs personnes plusieurs décès Externe: effet léthal - un décès - nombreux dommages corporels avec hospitalisation	10 M€ - 100€
<b>Catastro- phique</b>	Pollution majeure avec Conséquences environnementales durables Externes au site	Interne: nombreux décès Externe: Effets létaux englobant largement des zones habitées - plusieurs décès	100 M€

### Définitions : Occurrence / Probabilité

Évènement: occurrence d'un ensemble particulier de circonstances relatives à un équipement identifié qui abouti à des conséquences quantifiables

PROBABILITE	FREQUENCE (PAR AN)	DEFINITION	Commentaires
<b>Occasionnel</b>	Sup à $10^{-2}$	Qui peut se produire plusieurs fois dans la vie d'une installation	1- 3 sur 30 ans $10^{-1}$ à $3 \cdot 10^{-2}$
<b>Possible</b>	De $10^{-2}$ à $10^{-3}$	Qui peut se produire une fois pour 10 à 20 installations similaires sur 20 à 30 ans de durée de vie	$1/10/20 = 5 \cdot 10^{-3}$ $1/20/30 = 1.7 \cdot 10^{-3}$
<b>Rare</b>	De $10^{-3}$ à $10^{-4}$	Une fois par an pour au moins 1000 unités. Une fois sur 20 à 30 ans de durée de vie pour 100 à 200 installations existant dans le monde Qui s'est déjà produit dans notre compagnie mais a fait l'objet de mesures correctives	Explosion Hydrocrac: $2 \cdot 10^{-3}$ CDU: $1 \cdot 10^{-4}$
<b>Extrêmement rare</b>	De $10^{-4}$ à $10^{-5}$	Qui s'est déjà produit dans notre industrie mais a fait l'objet de mesures correctives	
<b>Improbable</b>	Inf. à $10^{-5}$	Évènement physiquement vraisemblable mais qui ne s'est jamais produit	

## Matrice de criticité – Analyse qualitative de tous les scénarios

### Probabilité de l'évènement

Probabilité de l'évènement	Modéré	Sérieux	Grave	Majeur	Catastrophique
Occasionnel				<b>Scénarios critiques à étudier</b>	
Possible					
Rare			<b>Scénarios à améliorer</b>		
Extrêmement rare					
Improbable	<b>Scénarios à risque tolérable</b>				
	Modéré	Sérieux	Grave	Majeur	Catastrophique

**Conséquences**

### Matrice d'acceptabilité/tolérabilité

Probabilité de l'évènement			Fréquence (/an)			
Occasionnel						$>10^{-2}$
Possible						$10^{-2}$
Rare						$10^{-3}$
Extrêmement rare						$10^{-4}$
Improbable						$10^{-5}$
						$<10^{-5}$
	Modéré	Sérieux	Grave	Majeur	Catastro- phique	
Conséquences						

**Echelle de probabilité quantitative**

Echelle de probabilité qualitative		Niveau de probabilité	
Echelle de probabilité quantitative	Echelle de probabilité qualitative	Niveau de probabilité	
$> 10^{-2}$	Evénement courant sur le site considéré	Occasionnel	A
$10^{-3} < P < 10^{-2}$	Evénement s'étant déjà produit sur le site	Peu fréquent	B
$10^{-4} < P < 10^{-3}$	Evénement similaire déjà rencontré dans le secteur d'activité	Rare	C
$10^{-5} < P < 10^{-4}$	Evénement s'étant déjà produit mais ayant fait l'objet de mesures correctives significatives	Extrêmement rare	D
$< 10^{-5}$	Evénement non rencontré au niveau mondial, mais non impossible au vu des connaissances actuelles	Rarissime	E

1	2	3	4	5
<b>Modéré</b>	<b>Sérieux</b>	<b>Important</b>	<b>Catastrophique</b>	<b>Désastreux</b>
Néant	Aucune personne exposée	Au plus 1 personne exposée	Moins de 10 personnes exposées	Plus de 10 personnes exposées
Néant	Au plus 1 personne exposée	Entre 1 et 10 personnes exposées	Entre 10 et 100 personnes exposées	Plus de 100 personnes exposées
Moins d'"1" personne exposée	Moins de 10 personnes exposées	Entre 10 et 100 personnes exposées	Entre 100 et 1000 personnes exposées	Plus de 1000 personnes exposées

**MMR: Mesure de Maîtrise des Risques**

**RA : Risque acceptable**



Classe de probabilité Type d'appréciation	E	D	C	B	A
qualitative <sup>1</sup> (les définitions entre guillemets ne sont valables que si le nombre d'installations et le retour d'expérience sont suffisants) <sup>2</sup>	« événement possible mais extrêmement peu probable » : <i>n'est pas impossible au vu des connaissances actuelles, mais non rencontré au niveau mondial sur un très grand nombre d'années installations..</i>	« événement très improbable » : <i>s'est déjà produit dans ce secteur d'activité mais a fait l'objet de mesures correctives réduisant significativement sa probabilité.</i>	« événement improbable » : <i>un événement similaire déjà rencontré dans le secteur d'activité ou dans ce type d'organisation au niveau mondial, sans que les éventuelles corrections intervenues depuis apportent une garantie de réduction significative de sa probabilité.</i>	« événement probable » : <i>s'est produit et/ou peut se produire pendant la durée de vie de l'installation.</i>	« événement courant » : <i>s'est produit sur le site considéré et/ou peut se produire à plusieurs reprises pendant la durée de vie de l'installation, malgré d'éventuelles mesures correctives.</i>
semi-quantitative	Cette échelle est intermédiaire entre les échelles qualitative et quantitative, et permet de tenir compte des mesures de maîtrise des risques mises en place, conformément à l'article 4 du présent arrêté				
Quantitative (par unité et par an)	10 <sup>-5</sup>	10 <sup>-4</sup>	10 <sup>-3</sup>	10 <sup>-2</sup>	

(1) Ces définitions sont conventionnelles et servent d'ordre de grandeur de la probabilité moyenne d'occurrence observable sur un grand nombre d'installations × années. Elles sont inappropriées pour qualifier des événements très rares dans des installations peu nombreuses ou faisant l'objet de modifications techniques ou organisationnelles. En outre, elles ne préjugent pas l'attribution d'une classe de probabilité pour un événement dans une installation particulière, qui découle de l'analyse de risque et peut être différent de l'ordre de grandeur moyen, pour tenir compte du contexte particulier ou de l'historique des installations ou de leur mode de gestion.

(2) Un retour d'expérience mesuré en nombre d'années × installations est dit suffisant s'il est statistiquement représentatif de la fréquence du phénomène (et pas seulement des événements ayant réellement conduit à des dommages) étudié dans le contexte de l'installation considérée, à condition que cette dernière soit semblable aux installations composant l'échantillon sur lequel ont été observées les données de retour d'expérience. Si le retour d'expérience est limité, les détails figurant en italique ne sont en général pas représentatifs de la probabilité réelle. L'évaluation de la probabilité doit être effectuée par d'autres moyens (études, expertises, essais) que le seul examen du retour d'expérience.

### 3. Diagramme cause conséquence

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  $Pint(A)$ , 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  $Pint(B)$ , la probabilité de non intervention en cas de fiabilité d'un quelconque dispositif du terme B.

Figure C - 7

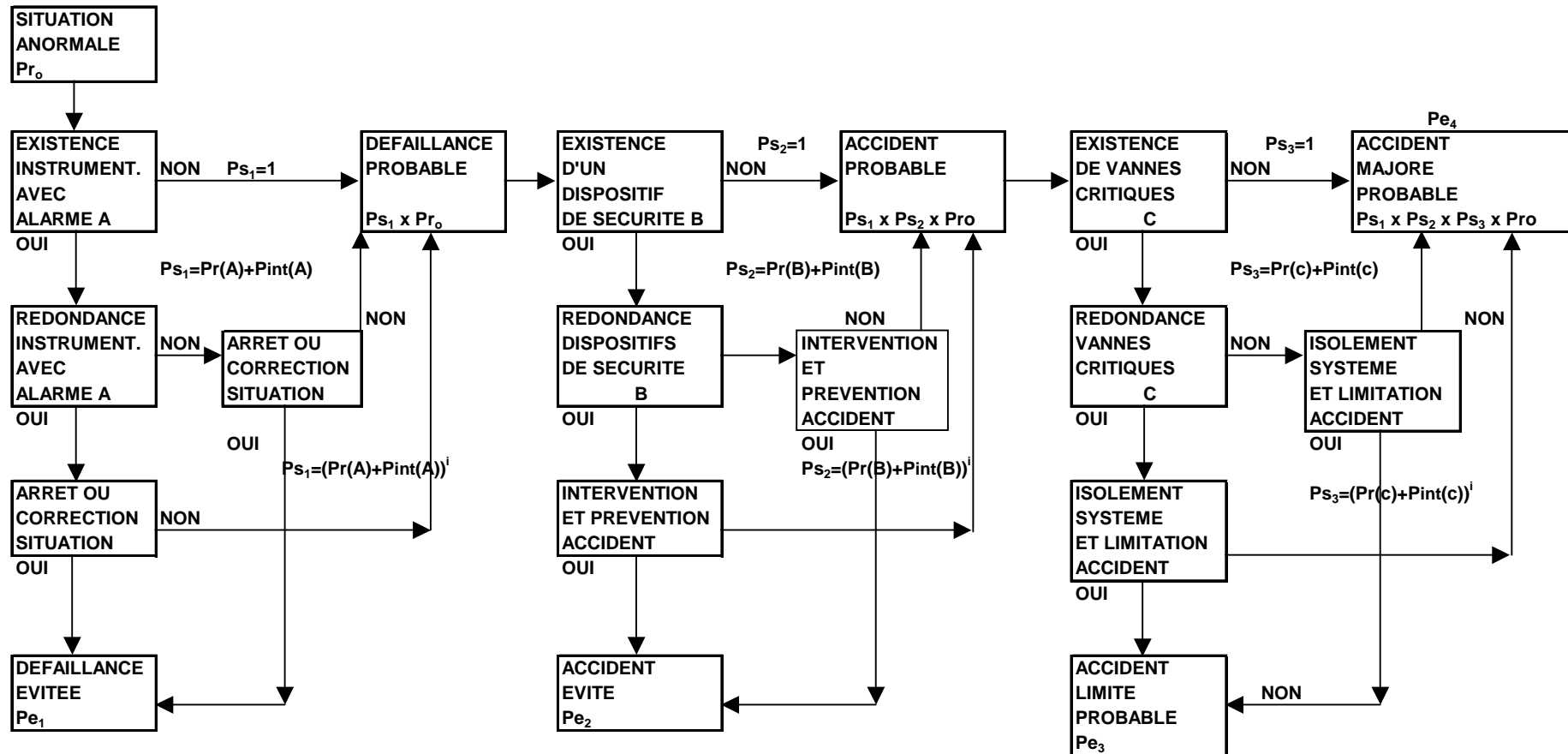
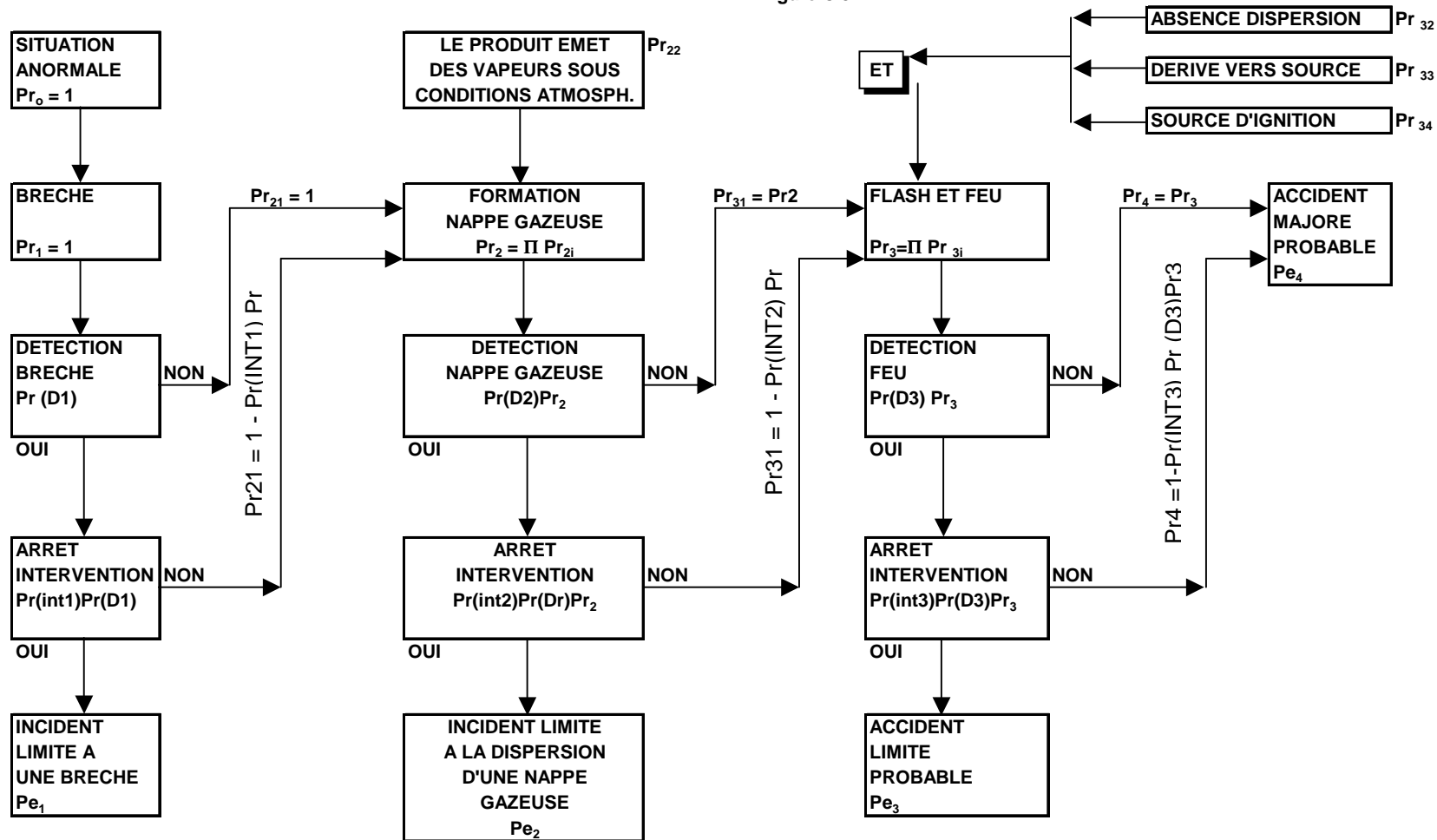


Figure C.9



**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  $Pint(C)$ , 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 :  $Pe_4 = Pr_0 \times Ps_1 \times Ps_2 \times Ps_3$  (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

$$Ps_1 = (Pr(A) + Pint(A))^k \quad 0 \leq k \leq i \quad (\text{eq.C.9.})$$

$$Ps_2 = (Pr(B) + Pint(B))^l \quad 0 \leq l \leq i \quad (\text{eq.C.10.})$$

$$Ps_3 = (Pr(C) + Pint(C))^m \quad 0 \leq m \leq i \quad (\text{eq.C.11.})$$

On peut dès lors écrire :

$$P14 = K Pr_0 (Pr(A) + Pint(A))^k (Pr(B) + Pint(B))^l (Pr(C) + Pint(C))^m \quad (\text{eq.C.12.})$$

#### 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  $H_2S$ .

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...

- protection :

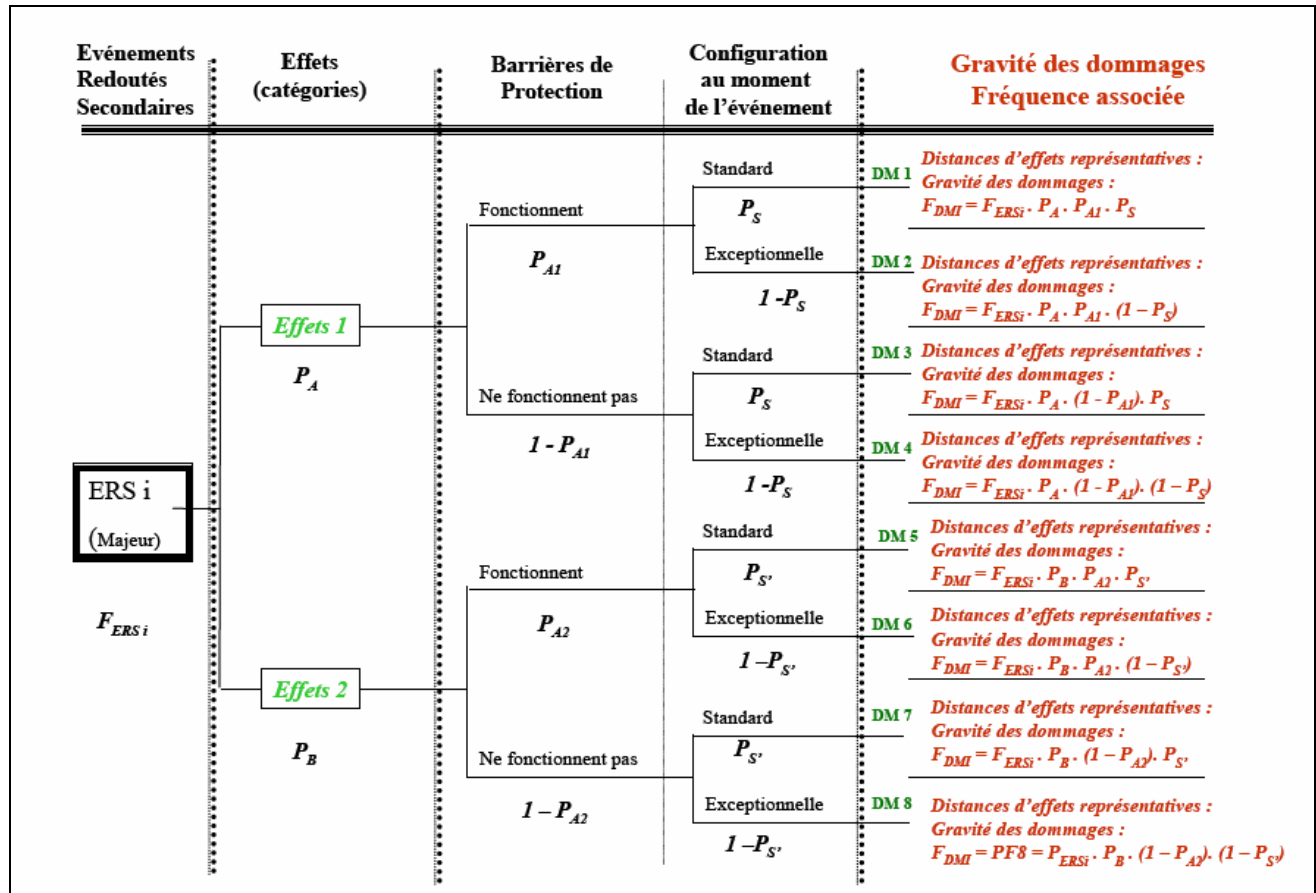
- système d'injection de mousse à la base des réservoirs,
- rideaux d'eau.
- systèmes deluge sur réservoirs ou capacités.

- 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.



#### 4. Approche par arbres des événements



La fréquence des dommages FDM est obtenue par la relation :

$$FDM = FER \times PA \times PM \times PP \times PC$$

avec :

PA = probabilité d'allumage, le cas échéant (sinon = 1),.

PM = probabilité de défaillance de mesure de mitigation (cette valeur n'est utilisée que si l'on suppose que la mesure de mitigation est défaillante).

PP = probabilité de défaillance de mesure de protection.

PC = probabilité liée au contexte (météorologie, présence de personnel,...).

##### Probabilité de défaillance des mesures de mitigation

On rappelle que par mesure de mitigation sont désignées les mesures actives ou passives du type :

- ☐ détection/isollement,
- ☐ dépressurisation,
- ☐ confinement/neutralisation,
- ☐ rideau d'eau,
- ☐ mur fort (à proximité de la source de risques),
- ☐ ...

Dans le cas de mesures actives, il convient d'estimer une probabilité de défaillance PM. Si on ne dispose pas d'analyse précise évaluant cette probabilité, il peut être intéressant de faire appel à un niveau de confiance semi-quantifié :

- ☐ un niveau de confiance de 1 signifie que la mesure est défaillante une fois sur 10 (PM = 0,1),
- ☐ un niveau de confiance de 2 signifie que la mesure est défaillante une fois sur 100 (PM = 0,01).

## calcul de la probabilité d'occurrence de la perte de confinement d'un générateur de la centrale de Doniambo

Cette approche s'applique aux "BLEVE froids".

La procédure de calcul de la probabilité d'occurrence de perte de confinement d'une capacité sous pression fait appel à cinq familles de données, chaque famille de données nécessitant un à plusieurs paramètres.

Les familles de données et paramètres utilisés sont les suivants:

### 1) Le type de capacité sous pression, à savoir:

- réacteurs, séparateurs HP et BP (type 1)
- colonnes (type 2)
- ballons de charge, ballons de reflux (type 3)
- échangeurs (type 4)

### 2) Le type de perte de confinement:

- ruine totale
- perte de confinement relâchant l'inventaire en moins de 600 secondes
- trou dans la capacité sous pression

A ce niveau on peut introduire une matrice donnant en fonction du type de capacité sous pression et du type de perte de confinement, les valeurs de fréquence d'occurrence par année et par équipement de l'événement indésirable, sachant que cette valeur ne retient que le risque inhérent au procédé. Ne sont donc pas retenus dans cette fréquence les événements de défauts métallurgiques, de corrosion, de phénomènes vibratoires, d'erreur d'exploitation ou autres événements extérieurs.

Type de capacité	Ruine totale FR1	Perte d'inventaire en moins de 600 secondes FR2	Trou de 10 mm de diamètre FR3
Réacteurs, séparateurs HP, BP	$5 \times 10^{-6}$ /an	$5 \times 10^{-6}$ /an	$1 \times 10^{-4}$ /an
Colonnes	$5 \times 10^{-6}$ /an	$5 \times 10^{-6}$ /an	$1 \times 10^{-4}$ /an
Ballons de charge et de reflux, réservoirs de GPL, <b>générateurs de vapeur</b>	$5 \times 10^{-7}$ /an	$5 \times 10^{-7}$ /an	$1 \times 10^{-5}$ /an
Echangeurs	$5 \times 10^{-5}$ /an	$5 \times 10^{-5}$ /an	$1 \times 10^{-3}$ /an

Les valeurs mentionnées dans cette matrice proviennent du TNO "Purple Book" dernière révision.

### 3) Le type de cause première:

- corrosion, défaut de métallurgie, vibrations
- risques propres au procédé
- erreur d'exploitation
- effet externe

### 4) Les paramètres de vie de l'équipement :

- âge de l'équipement
- durée de vie de l'équipement

Pour les aspects défauts métallurgiques, corrosion et tensions de rupture des matériaux et spécifiquement des aciers, l'ingénieur suédois Waloddi WEIBULL a développé une distribution de caractère probabiliste basée sur un nombre très important de ruptures de matériaux métalliques. C'est bien entendu la distribution dite de WEIBULL que nous appliquons pour les capacités sous pression.

La flexibilité de cette distribution provient du fait de sa caractérisation par trois paramètres, ce qui signifie que de nombreuses courbes peuvent être adaptées à cette distribution. Les trois paramètres en question sont :

- 1)  $\delta$ , la vie minimale du système impliqué (une capacité sous pression) sans rupture par défaut métallurgique ou corrosion ; dans notre cas  $\delta = 0$ .
- 2)  $\theta$ , la durée de vie du système impliqué ; dans notre cas nous prenons  $\theta = 50$  ans.
- 3)  $\beta$ , un facteur de forme, avec la condition  $\beta \leq 3$   
Nous prenons  $\beta = 2$ , correspondant à une distribution de Rayleigh

La fréquence de rupture métallographique s'exprime par la fonction :

$FR4 = FR2 \times (1 - \exp(-(t-\delta)/(\theta-\delta))^\beta)$   
ou plus simplement :

$$FR4 = FR2 \times (1 - \exp(-(t/50)^2))$$

avec  $t$ , l'âge du système concerné ; nous recommandons de prendre systématiquement l'âge que la capacité aura lors de la prochaine révision de l'étude de danger. Dans notre étude l'âge de la centrale est pris égal à 42 ans pour les tranches 1 à 3, et 40 ans pour la tranche 4..

Pour les erreurs d'exploitation et les impacts extérieurs la fréquence annuelle d'occurrence suivante sera ajoutée :

$$FR5 = 5 \times 10^{-6} / \text{an}$$

#### 5) Les paramètres de construction et de renforcement:

- codes de base
- moyens supplémentaires de prévention et/ou de protection

Dans ce cas ils peuvent être calculés par un facteur  $FR6$  pour la ruine instantanée d'une capacité, ou par un facteur  $FR7$  pour une perte de l'inventaire en moins de 600 secondes, avec la condition suivante devant être respectée :

$$(FR6 + FR7) \geq 10^{-7}$$

Des solutions de renforcement pouvant être quantifiées de façon probabiliste sont par exemple :

- des surépaisseurs de corrosion
- des surépaisseurs de tenue à la pression\*
- des doubles enveloppes
- des classes (schedules) de piètement surdimensionnées

**Finalement pour un éclatement de capacité conforme aux codes et sans surdimensionnement, assimilé à la ruine instantanée de l'équipement avec relâchement concomitant de tout l'inventaire, la formule à utiliser s'exprime par :**

$$FR = FR1 + FR4 + FR5 \text{ (Fr/an)}$$

avec,

- FR1 = fonction( type de capacité)
- FR4 = fonction( type de capacité, âge de la capacité)
- FR5 =  $5 \times 10^{-6} / \text{an}$

## RESULTATS POUR LES GENERATEURS DE VAPEUR DE LA CENTRALE DE DONIAMBO :

Pour les générateurs de vapeur des tranches 1 à 3, la fréquence annuelle d'éclatement (BLEVE) est :

$$FR(1-3) = 5,75309 \cdot 10^{-6}$$

Pour le générateurs de vapeur de la tranche 4, la fréquence annuelle d'éclatement (BLEVE) est :

$$FR(4) = 5,7363 \cdot 10^{-6}$$

La fréquence annuelle de voir un générateur de vapeur éclater est :

$$FR = (3 \times FR(1-3)) + FR(4) = 2,2995 \cdot 10^{-5}$$

## Calcul de la probabilité de satellisation de composants du rotor de la turbine a vapeur

La fréquence annuelle du phénomène de satellisation d'une ailette d'une turbine à vapeur est notée  $F_1$ . Cette fréquence dépend de la probabilité d'occurrence des causes menant à la rupture d'une ailette de turbine.

La fréquence annuelle du phénomène de satellisation d'une frette du rotor d'une turbine à vapeur est notée  $F_2$ . Cette fréquence dépend de la probabilité d'occurrence d'une survitesse dangereuse du rotor, ou d'une dislocation du rotor due à un défaut métallurgique.

La probabilité  $P_1$  d'accumulation d'impuretés solides sur les ailettes est liée à la défaillance de 2 capteurs redondants permettant le contrôle de la composition chimique de l'eau déminéralisée, probabilité de défaillance unitaire estimée à  $10^{-2}$ , et la défaillance de la qualité de l'eau produite dans l'unité de déminéralisation, estimée à 1.

La probabilité  $P_2$  d'usure d'une ailette par répétition de chocs thermiques est estimée par la défaillance des capteurs de températures (2) régulant l'entrée de vapeur dans la turbine, soit  $10^{-2}$  par capteur.

La probabilité  $P_3$  du phénomène de corrosion d'une ailette est liée à un défaut d'inspection (estimée à  $10^{-2}$ ) et à une défaillance de la qualité de l'eau produite dans l'unité de déminéralisation, la défaillance de chacune de ces barrières étant estimée à 1.

La probabilité  $P_4$  de présence d'un défaut d'origine est estimée à  $10^{-3}$ .

La probabilité  $P_5$  d'occurrence de vibrations excessives est estimée par la probabilité de défaillance de deux capteurs vibratoires ( $10^{-2}$  par capteur), et par un défaut lors des mesures d'analyses vibratoires faites par un opérateur spécialisé ( $P_6 = 10^{-3}$ ).

La probabilité  $P_7$  d'occurrence d'une survitesse dangereuse du rotor peut être estimée par la défaillance de deux capteurs de vitesses entraînant le non fonctionnement des inter verrouillages de sécurité ( $10^{-2}$  par capteur).

La fréquence annuelle du phénomène de satellisation d'une ailette d'une turbine à vapeur peut s'exprimer sous la forme :

$$F_1 = (P_1 \times 1) + P_2 + (P_3 \times 1) + P_4 + (P_5 \times P_6) = (10^{-4} \times 1) + (10^{-2})^2 + (10^{-3} \times 1) + 10^{-3} + ((10^{-2})^2 \times 10^{-3})$$

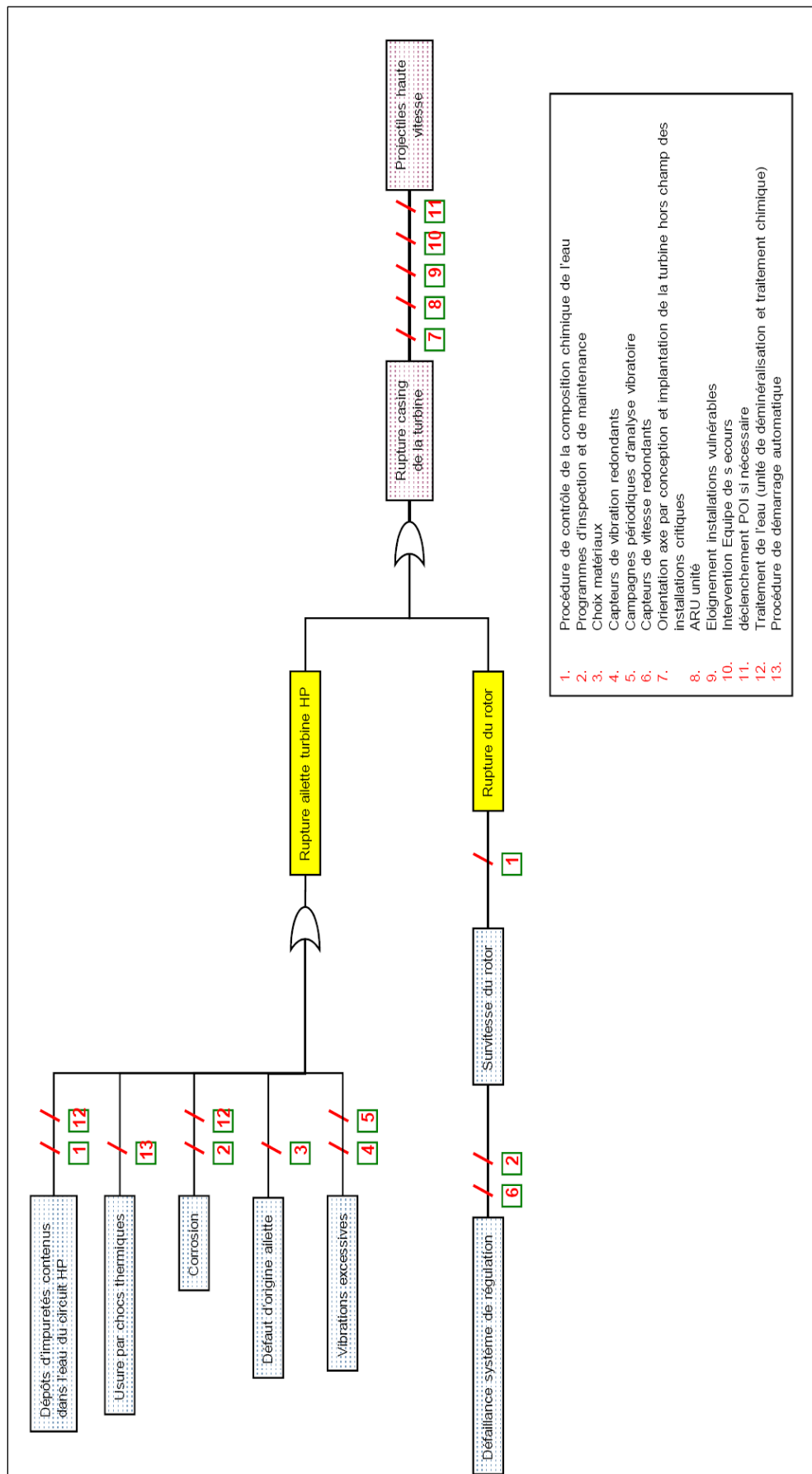
$$\text{Soit } F_1 = 2,2 \times 10^{-3}$$

La fréquence annuelle du phénomène de satellisation d'une frette du rotor d'une turbine à vapeur peut s'exprimer sous la forme :

$$F_2 = P_7 = 10^{-2} \times 10^{-2}$$

$$\text{Soit } F_2 = 10^{-4}$$





## **Probabilité d'occurrence des ruptures de tuyauteries**

Que pouvons-nous dire aujourd'hui sur les calculs de probabilités et les statistiques de ruptures de lignes dans les unités pétrolières ?

❶ Il existe des statistiques et corrélations permettant d'estimer les probabilités d'occurrence ou fréquences de rupture des canalisations d'usine.

Ces statistiques et corrélations font le distinguo entre rupture "guillotine", rupture 20%, et rupture 50% ; elles sont également fonction du diamètre de la ligne, de la longueur de la ligne, et du domaine d'activité industrielle, à savoir pétrochimie, centrales conventionnelles et centrales nucléaires.

Citons les sources suivantes :

- les données GULF
  - les données "CREMER & WARNER"
  - le Canadian Atomic Energy
  - le US Federal Power Commission
  - le rapport "RASMUSSEN"
  - le UKAEA Safety and Reliability Directorate
- Ces données datent des années quatre-vingts!

❷ Il existe des statistiques de ruptures des oléoducs et gazoducs, fonction du diamètre du pipe et de la pression de service, statistiques qui ne distinguent pas le type de rupture.

❸ Notons également le CPR 18E du TNO "Guidelines for quantitative risk assessment" qui peut dans certains cas être utilisé.

Pour répondre à une demande de calcul probabiliste en fait de rupture de tuyauteries, une première approche qui a le mérite d'être disponible est la suivante : elle consiste à analyser un nombre élevé de ruptures de canalisations en établissements, et de positionner dans un diagramme diamètre de ligne/nombre de cas, des nuages de points regroupés par taille de brèche ; on fait dès lors passer des droites partageant les nuages en deux (moyenne barycentrique) dans une représentation népérienne ; l'équation d'une droite est ainsi rendue aisée et les valeurs recherchées facilement extrapolables par la fonction inverse "exponentielle".

Ce processus est utilisé ci-dessous et nous le recommandons et l'appliquons pour tous nos systèmes GPL :

❶ Tout d'abord en utilisant les statistiques et données de "CREMER & WARNER" et de GULF, publiées dans l'étude de COLLINS & MONACK, basées sur l'étude de 685 ruptures de lignes, on peut extrapoler des courbes fournies et des points statistiques recueillis, des corrélations donnant les probabilités de rupture 50% et de rupture guillotine, en fonction du diamètre de la ligne impliquée et de sa longueur.

### **→ Pour une rupture guillotine DIA ≤ 6"**

Soit :  $P_{ROBA} = 3,28 \exp [ A \ln DIA + B ]$  ( Fréquence/ an/ mètre de canalisation )  
Avec  $A = -3,3219$   
 $B = -12,468$

### **→ Pour une rupture guillotine DIA > 6"**

Soit :  $P_{ROBA} = 3,28 \exp [ A \ln DIA + B ]$  ( Fréquence/ an/ mètre de canalisation )  
Avec  $A = -0,4134$

1.1.1.1.1  $B = -16,5813$

### **→ Pour une rupture 50% $1'' \leq DIA \leq 30''$**

Soit :  $P_{ROBA} = 3,28 \exp [ A \ln DIA + B ]$  ( Fréquence/ an/ mètre de canalisation )

Avec :

**A = -- 0,3383**

**B = --15,478**

DIA, le diamètre de la ligne exprimé en pouces

Nous avons tabulé ces corrélations et voici ce que cela donne :

	1"	2"	3"	4"	6"	8"	10"	12"	14"	16"	18"	20"
<b>50%</b>	6,22 $10^{-7}$	4,92 $10^{-7}$	4,28 $10^{-7}$	3,89 $10^{-7}$	3,39 $10^{-7}$	3,07 $10^{-7}$	2,85 $10^{-7}$	2,68 $10^{-7}$	2,54 $10^{-7}$	2,43 $10^{-7}$	2,33 $10^{-7}$	2,25 $10^{-7}$
<b>GUILLOT.</b>	1,262 $10^{-5}$	1,262 $10^{-6}$	3,28 $10^{-7}$	2 $10^{-7}$	9,84 $10^{-8}$	8,7 $10^{-8}$	7,9 $10^{-8}$	7,3 $10^{-8}$	6,9 $10^{-8}$	6,49 $10^{-8}$	6,2 $10^{-8}$	5,9 $10^{-8}$

**De façon pratique si on considère une canalisation de 16" de 150 mètres de longueur, cette ligne a une probabilité de se rompre par une rupture guillotine une fois tous les 102722 ans ! Par contre cette même canalisation aura une probabilité de se rompre avec une rupture de section 50%, une fois tous les 27435 ans, soit une fréquence 3,744 fois plus élevée.**

② Si on considère les statistiques extrapolées de l'accident de La Mède survenu en 1992, on peut mettre en exergue deux faits probabilistes :

1/ L'explosion première a été la conséquence d'une brèche longitudinale sur le by-pass 8" de l'échangeur de l'absorbeur strippeur du gas plant du FCC.  
La section observée de cette brèche est de 0,0625 m<sup>2</sup>, pour une section de ligne de 0,0324 m<sup>2</sup>, ce qui nous donne une brèche de 193 % condition supérieure à celle d'une brèche guillotine.

2/ Dans la succession des événements de cette explosion première, quelques 59 autres lignes se sont ouvertes, dont 14 présentaient un faciès de rupture guillotine :

- huit de ces lignes avaient un diamètre inférieur ou égal à deux pouces ;
- on en extrapole donc un rapport rupture non guillotine sur rupture guillotine pour des lignes de plus de deux pouces de 23/6 , soit 3,83 une valeur statistique très proche des 3,744 obtenu ci-dessus.

③ Sur les vingt dernières années quatre accidents importants pour certains, majeurs pour d'autres, ont fait l'objet d'une rupture guillotine double pour trois d'entre eux, et simple pour un. Notons :

- l'UVCE suivi d'incendie du FCC de la raffinerie TEXACO de Milford Haven le 24 juillet 1994 ; origine une rupture guillotine double sur une ligne de 30"
- l'UVCE suivi d'incendie du réformeur de la raffinerie LOR en janvier 1997 ; origine une rupture guillotine double sur une ligne de 16" d'effluent réacteur ;
- l'éclatement d'une ligne de bitume à la raffinerie de Normandie avec rupture guillotine double d'une ligne de 8" projetée à 300 mètres (effet missile) ; les détails sont chez vous ;
- l'origine première de l'incendie du craqueur 7 survenu en septembre 2000 à la raffinerie de Normandie est également une rupture guillotine simple d'un piquage de 1/2".

**Nous mentionnons également une corrélation issue des données du CPR 18E du TNO pour des trous en tuyauterie n'excédant pas 1/10 du diamètre de la ligne :**

- diamètre de ligne inférieur à 75 mm : PROBA =  $5 \times 10^{-6}$  (an/ mètre de canalisation)
- diamètre de ligne de 75 à 150 mm : PROBA =  $2 \times 10^{-6}$  an/ mètre de canalisation)
- diamètre de ligne supérieur à 150 mm: PROBA =  $5 \times 10^{-7}$  an/ mètre de canalisation)

## **Probabilité d'une explosion de gazole dans une chaudière**

La fréquence annuelle de l'explosion de vapeurs de gazole dans la chambre à combustion est notée F. Cette fréquence dépend de la présence de vapeur de gazole dans la chambre de combustion et la présence d'un point chaud.

La probabilité  $P_1$  de présence d'un point chaud comme source d'ignition, compte tenu du fait de la localisation du phénomène dangereux dans une chambre de combustion, est égale à 1. La présence d'une source d'ignition est considérée comme permanente.

La présence de vapeurs de gazole dans la chambre de combustion peut être la conséquence de la perte de flamme d'allumage et de l'injection de gazole dans la chambre de combustion ou à une combustion incomplète due à une température trop basse dans la chambre de combustion.

La probabilité  $P_2$  de défaillance de l'interverrouillage de sécurité commandant l'arrêt de l'injection de gazole sur perte de la flamme d'allumage peut être estimée à  $10^{-5}$ .

La probabilité  $P_3$  de défaillance du système de régulation amenant à une mauvaise combustion dépend de la défaillance des capteurs en redondance permettant d'assurer la régulation automatique de la température dans la chambre de combustion et d'une erreur humaine de contrôle de procédé.

La probabilité  $P_4$  de défaillance d'un capteur de température peut être estimée à  $10^{-1}$ .

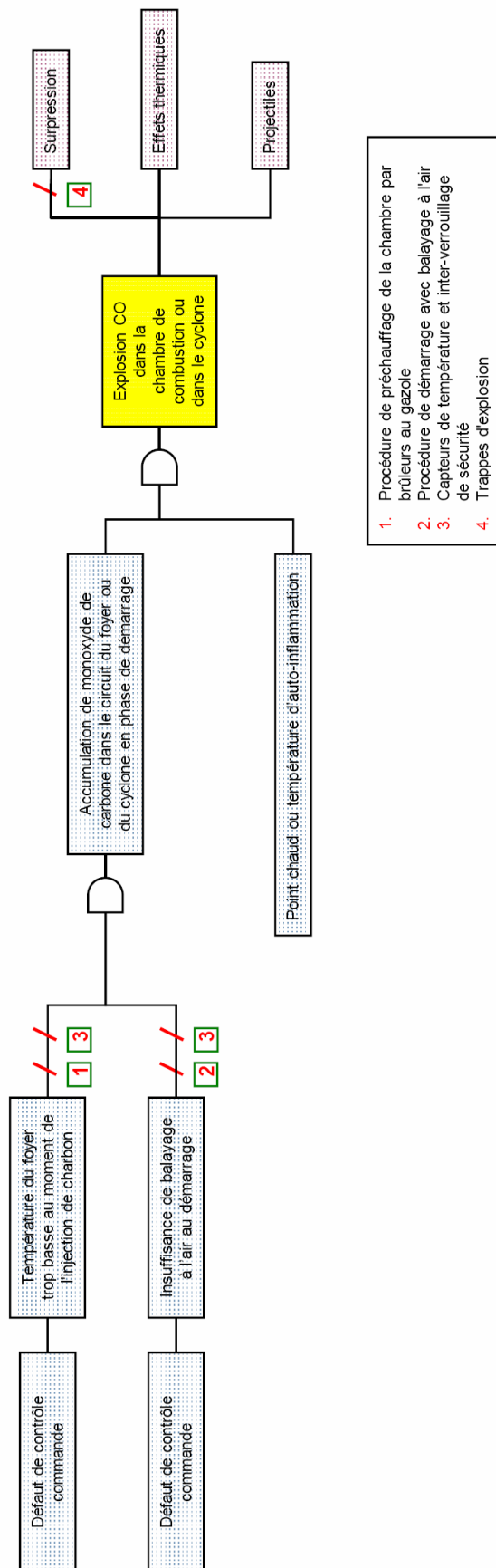
La probabilité  $P_5$  de défaillance de contrôle du procédé par un opérateur expérimenté peut être estimée à  $10^{-3}$ .

La fréquence annuelle d'explosion de vapeurs de gazole dans la chambre de combustion peut s'exprimer sous la forme :

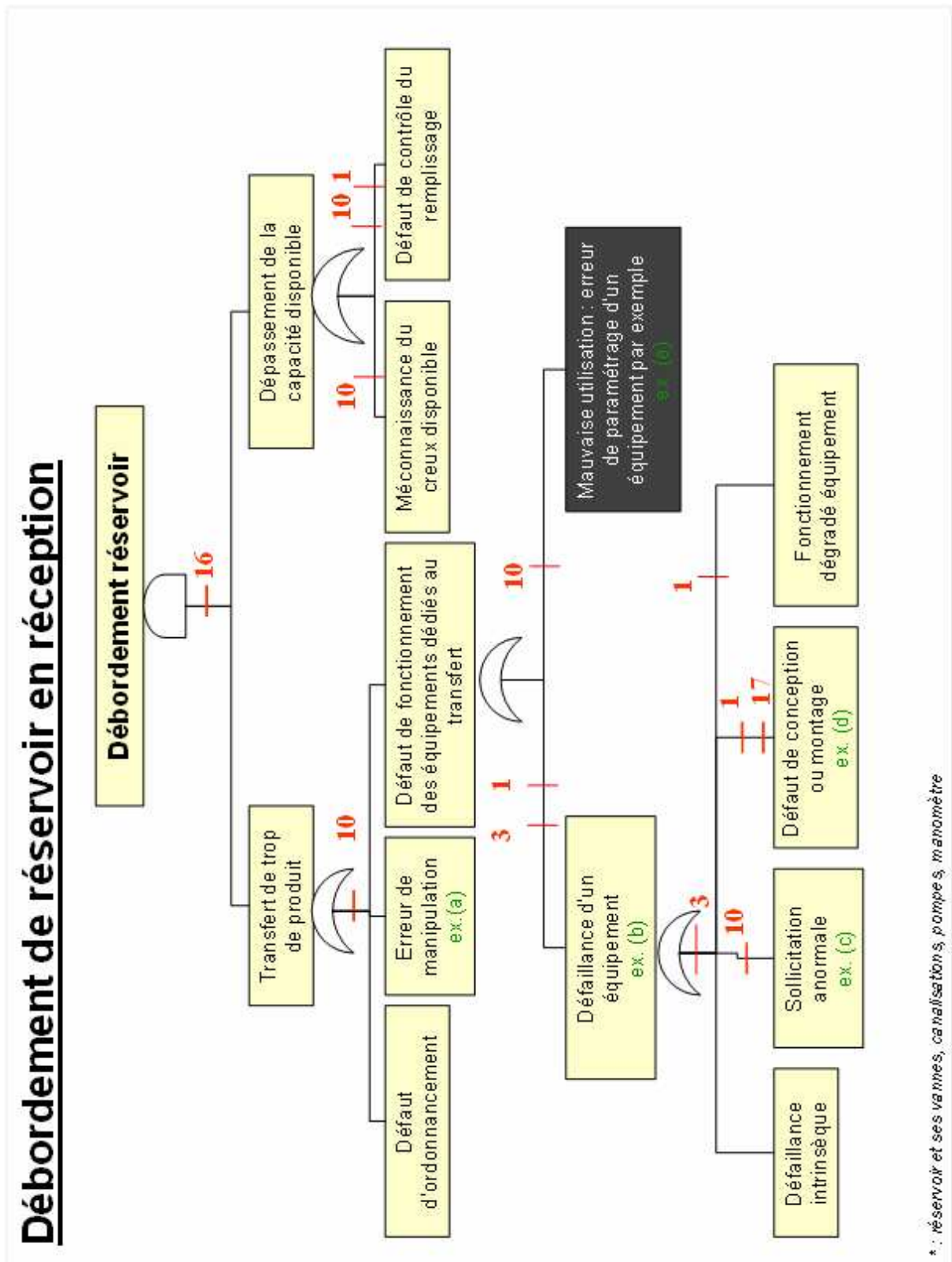
$$F = P_1 \times (P_2 + P_3) = P_1 \times (P_2 + (P_4)^2 \times P_5) = 1 \times (10^{-5} + (10^{-1})^2 \times 10^{-3})$$

**Soit  $F = 2.10^{-5}$**

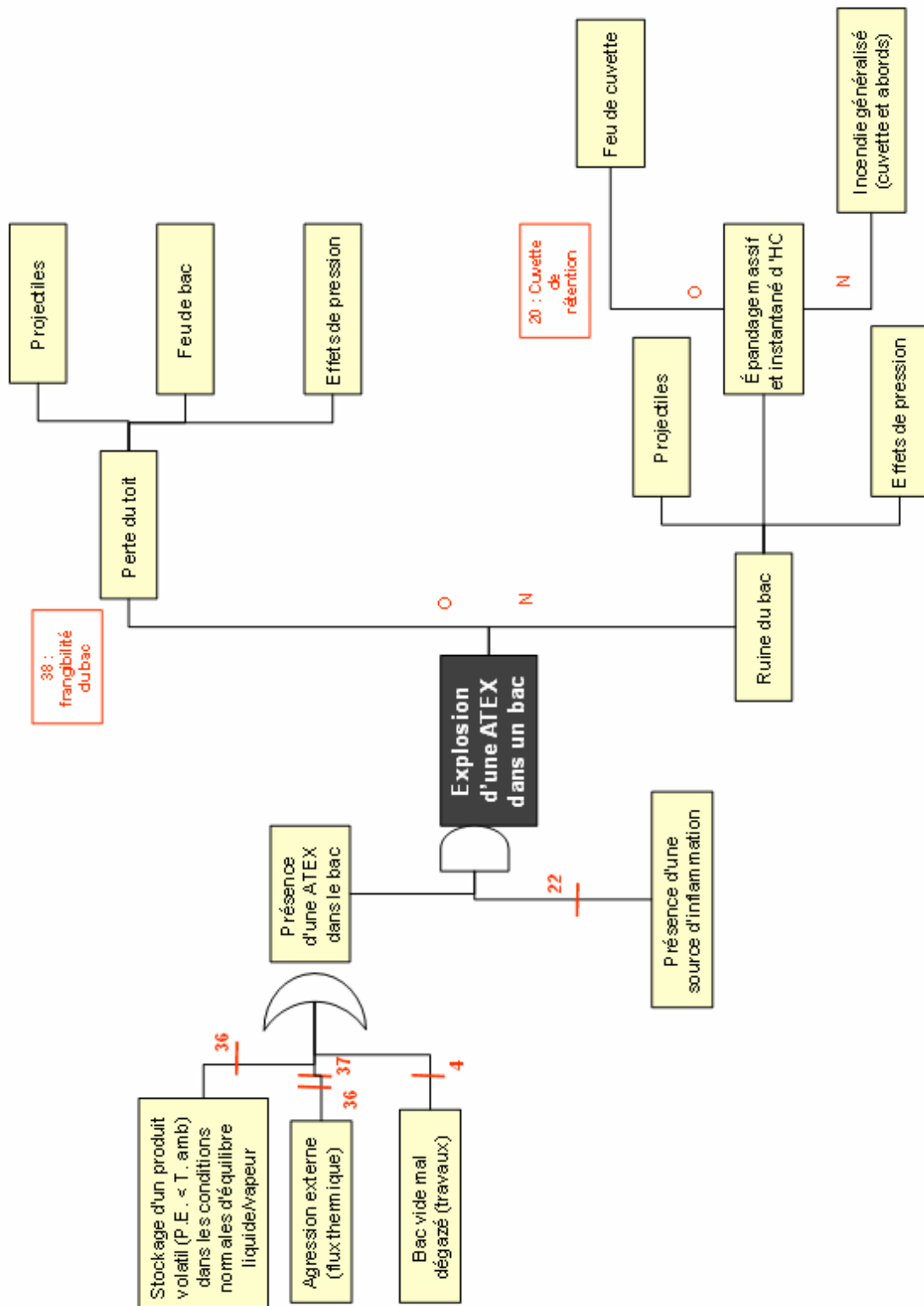




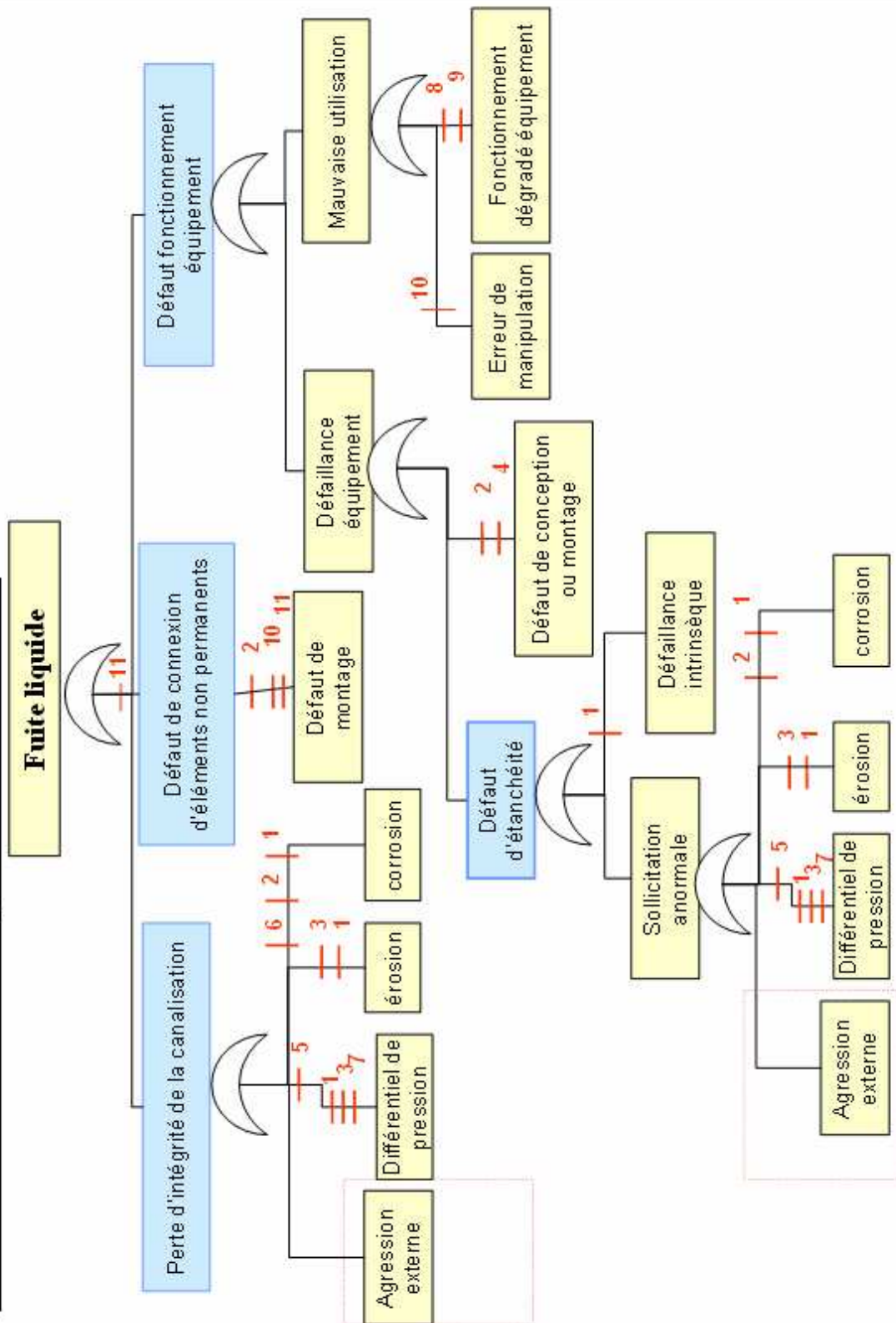
## 5. Arbres des causes stockage de GO et FO2



## Explosion de bac

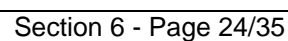


## Fuite sur transfert par canalisation

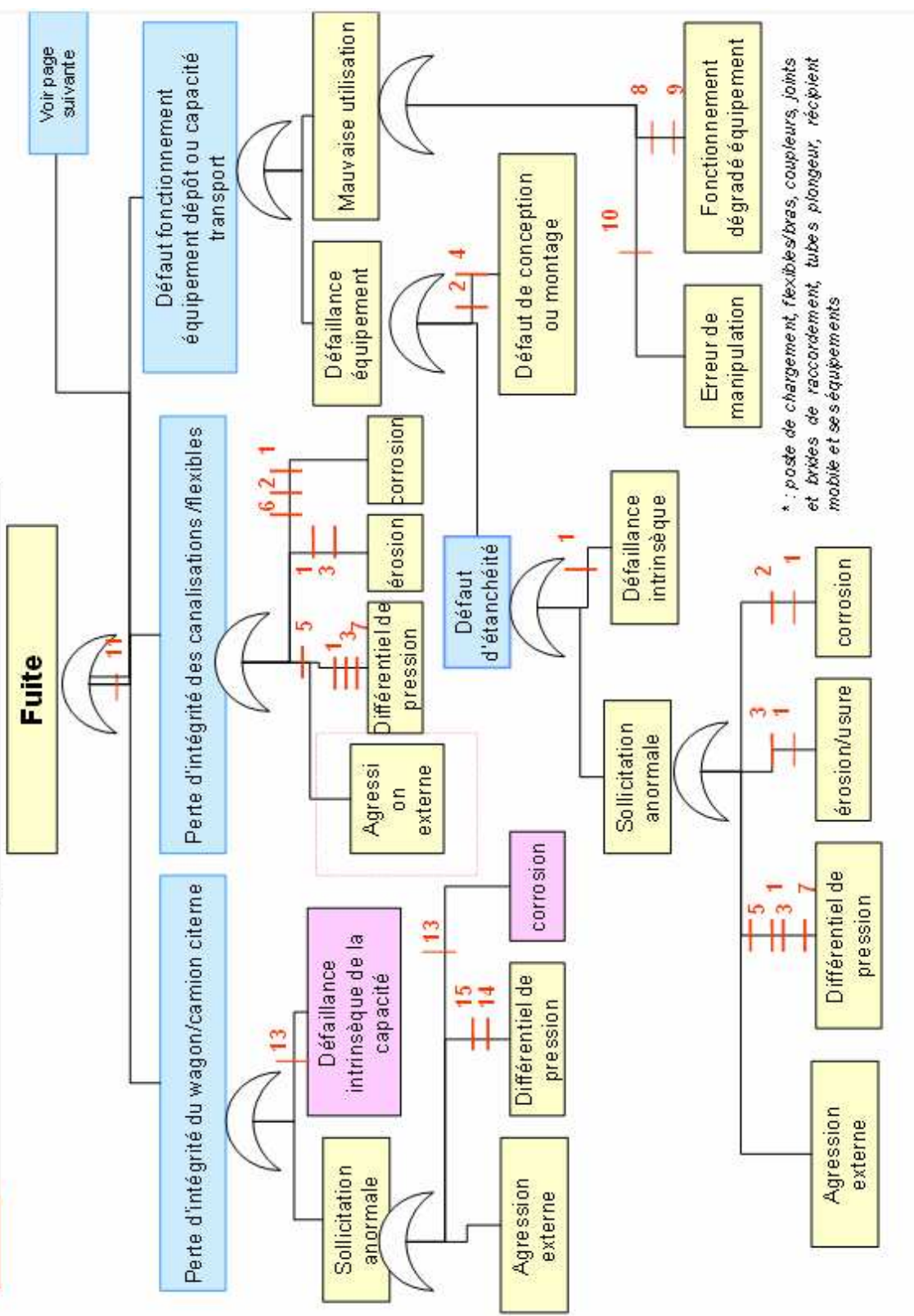


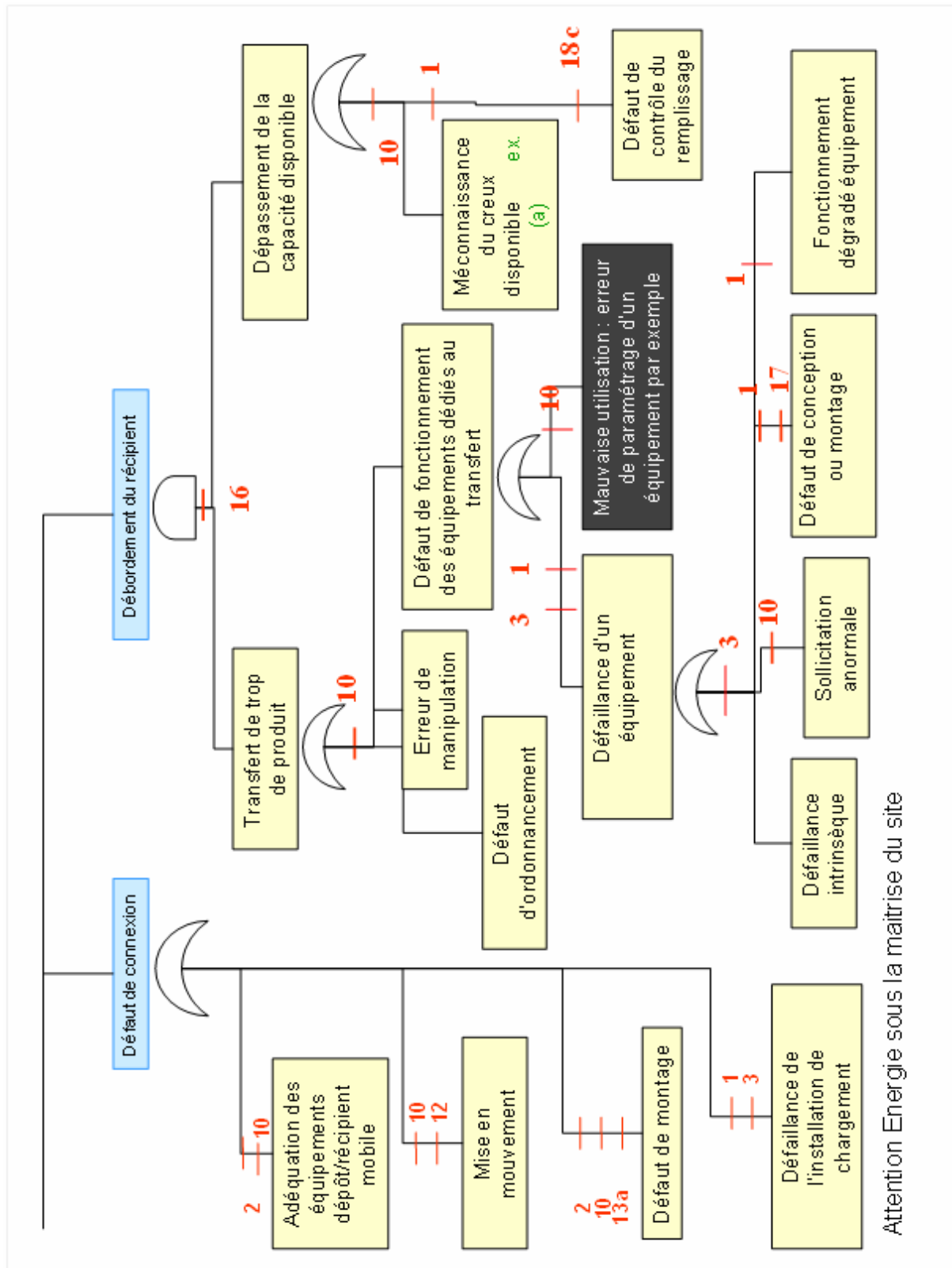
\*: « canalisation » : tuyauterie (flexibles inclus) + clapets+couppes+vanne+ brides+ supportage + dispositif de traçage





## Fuite



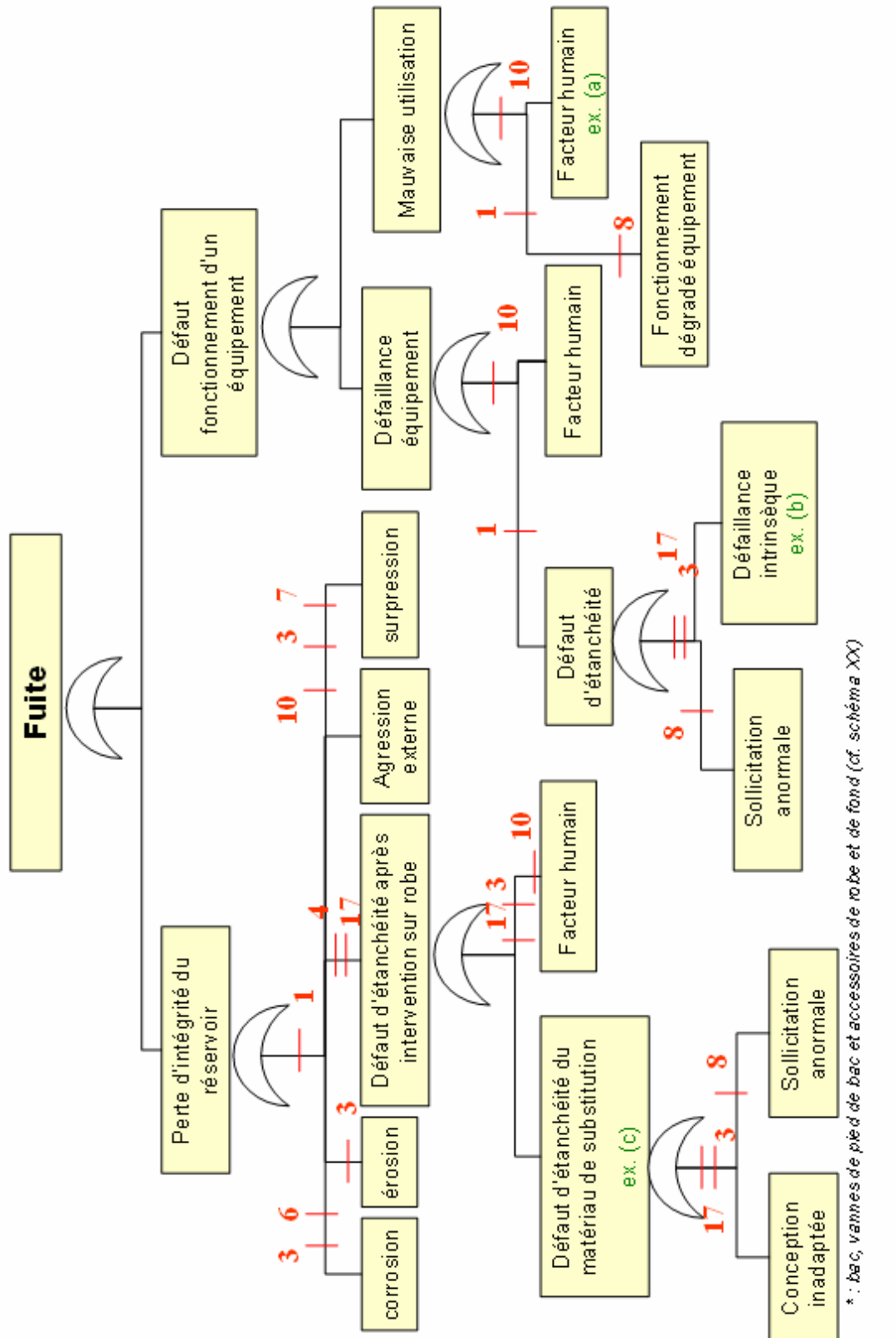


## LISTE DES BARRIERES PASSIVES ET ACTIVES RELATIVES AUX STOCKAGES DE GO ET DE FO

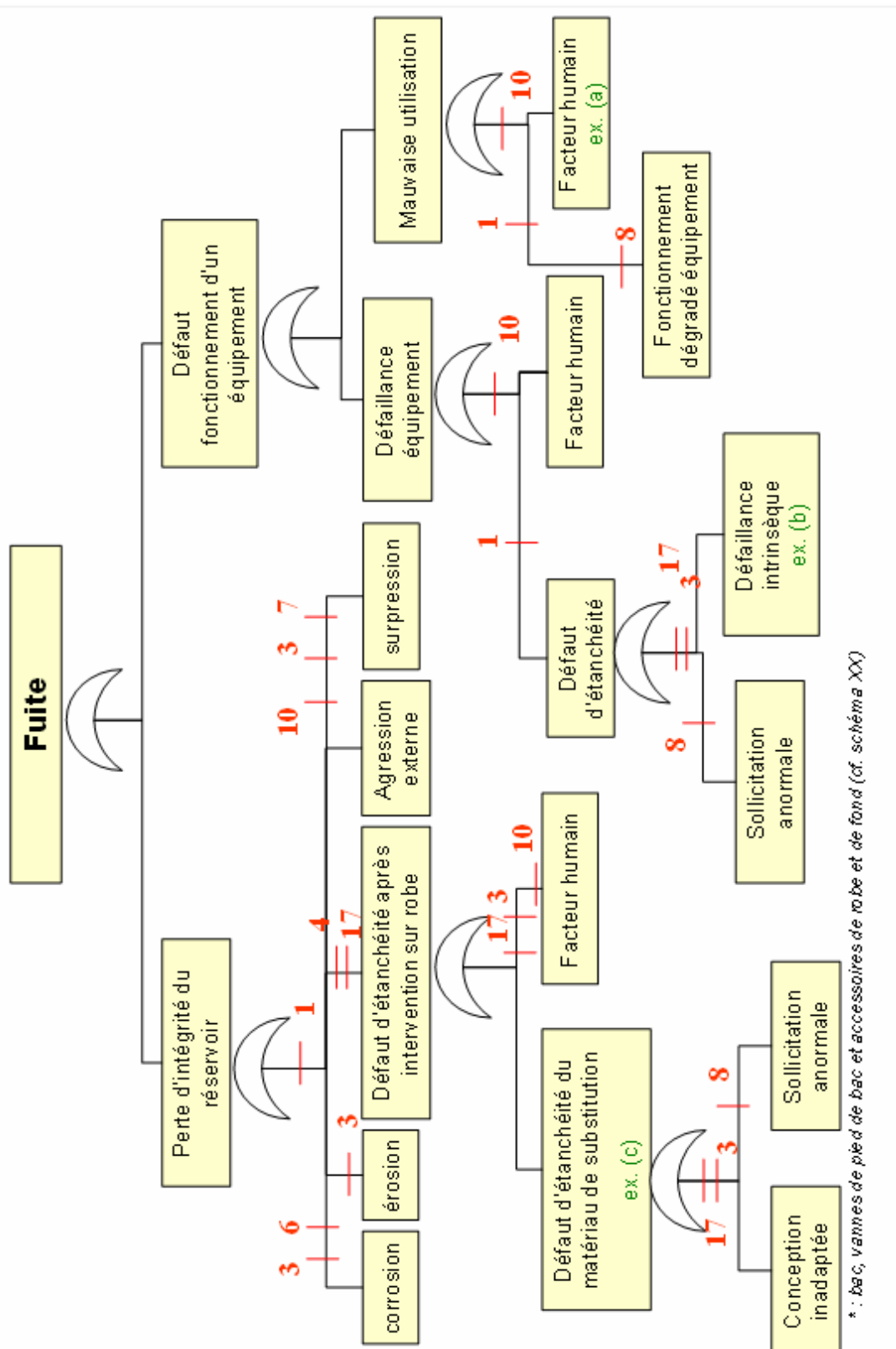
- **1** : plan de maintenance, inspection
- **2** : spécifications de l'équipement (y compris revêtement pour canalisation et protection cathodique passive)
- **3** : conception
- **4** : procédure liée aux interventions – formation/habilitation des intervenants – contrôles
- **5** : spécifications du transporteur
- **6** : protection cathodique « active » (canalisation enterrée)
- **7** : dispositif de décharge ou d'équilibrage de la pression (soupapes, ...)
- **8** : vérification de l'adéquation équipement–produit : procédure gestion des modifications
- **9** : barrière pour éviter l'introduction d'un corps étranger
- **10** : procédure – formation – ergonomie/repérage de l'équipement
- **11** : tests d'étanchéité (liquide, gaz...)
- **12** : Cales, frein à main, sabot, amarrage
- **13a** : Procédure de vérification du respect de la réglementation ADR
- **13b** : Procédure spécifique de connexion sur capacité mobile
- **14** : Procédures (par exemple : fermeture vanne de retour; arrêt d'urgence pompage)
- **15** : Limiteurs de pression
- **16** : Alarme et arrêt sur niveau haut
- **17** : Test réception travaux
- **18a** : Arrêt sur débit nul
- **18b** arrêt d'urgence (\*)
- **18c** dispositif homme-mort sur PCC dôme
- **19** : tests de réglage de la pré-série
- **20** : rétention (cuvette ou aire)
- **21** : dispositifs/consignes/procédure d'arrêt alimentation ou de fermeture organes de sectionnement en amont de la fuite
- **22** : barrières sources d'ignition (cf. fichier profession)
  - 22a : sources d'ignition à proximité directe de la fuite
  - 22b : sources d'ignition lointaines ou différées
- **23** : détection incendie
- **24** : moyens d'extinction fixes : déversoirs mousse, couronnes d'arrosage, ...
- **24bis** : moyens d'extinction mobiles
- **25** : détection liquide
- **26** : détection gaz
- **27** : confinement limité (limitation des zones encombrées - rangement du dépôt...)
- **28** : étanchéité du sol dans les zones comprenant des équipements
- **29** : réseaux de collecte des hydrocarbures (maillage) et CPI
- **30** : alarme, évacuation, POI,...
- **31** : Gestion optimisée de la permutation des colonnes (évite le point chaud dû à une régénération excessive)
- **32** : Sondes de température dans les colonnes d'adsorption et alarme sur température haute
- **33** : Arrête flammes
- **34** : Raccords spécifiques
- **35** : Définition des conditions d'utilisation de l'URV
- **36** : écran flottant ou toit flottant
- **37** : Suivi de la température dans les bacs
- **38** : Bac frangible

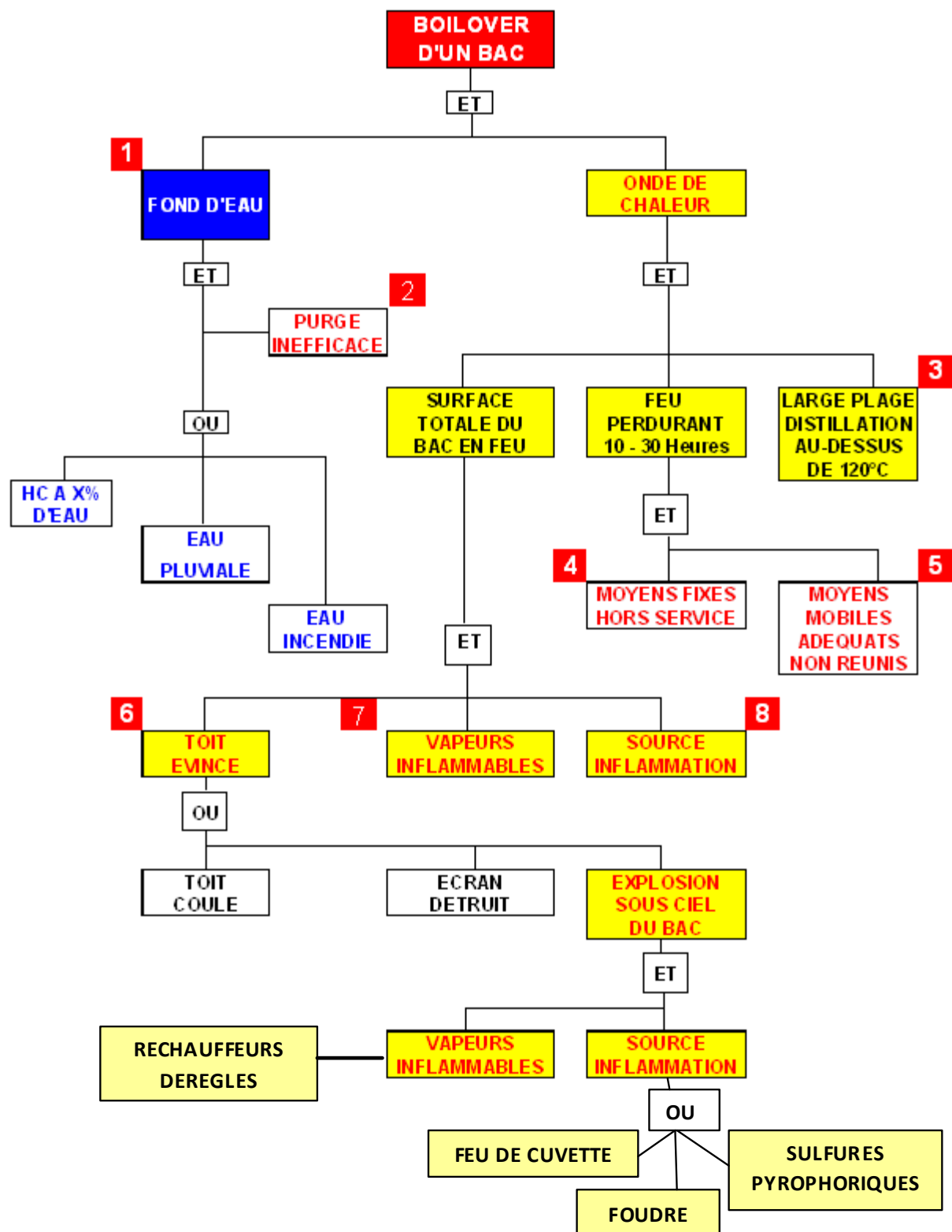


## Fuite sur réservoir aérien

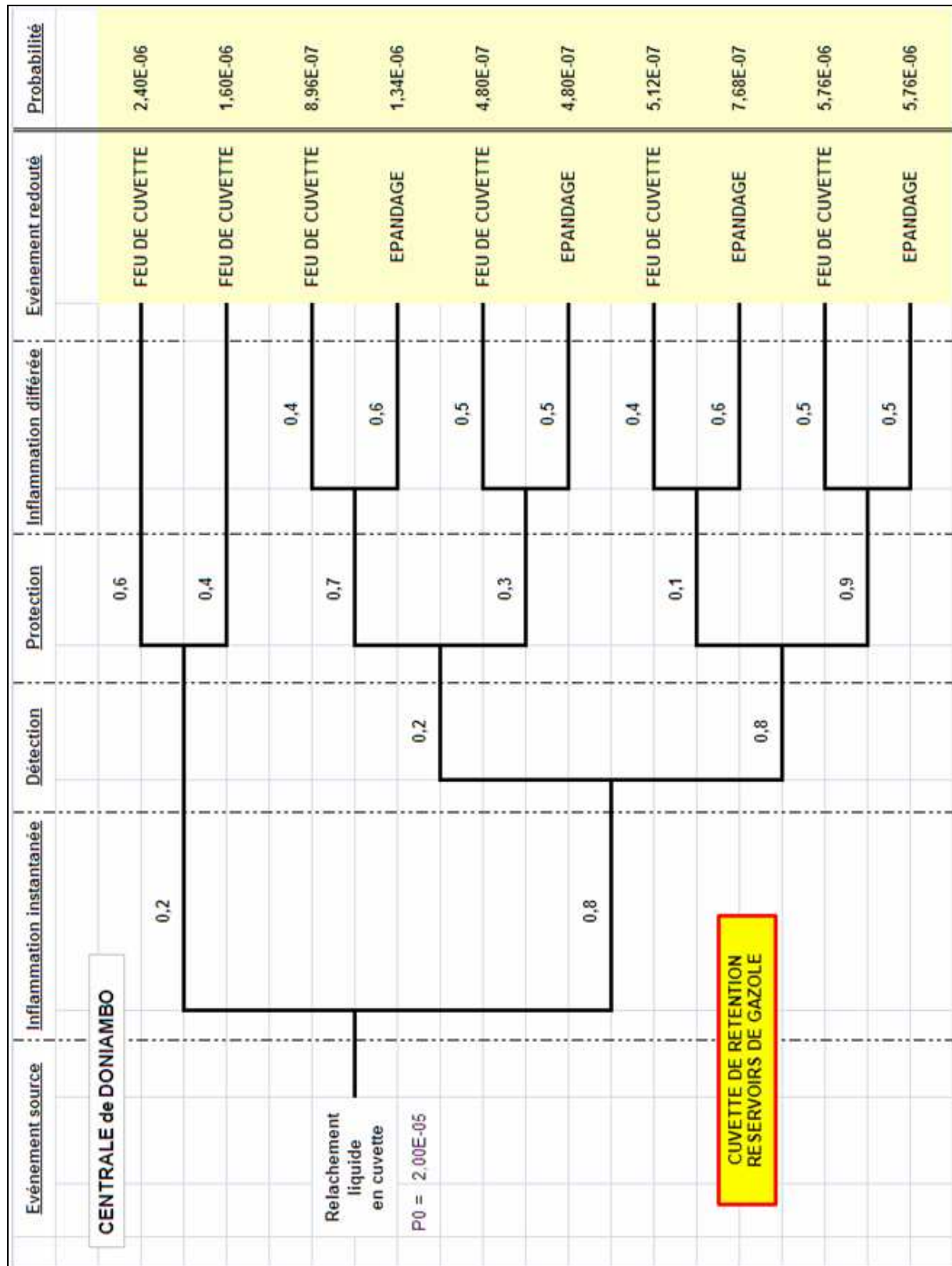


## Fuite sur réservoir aérien

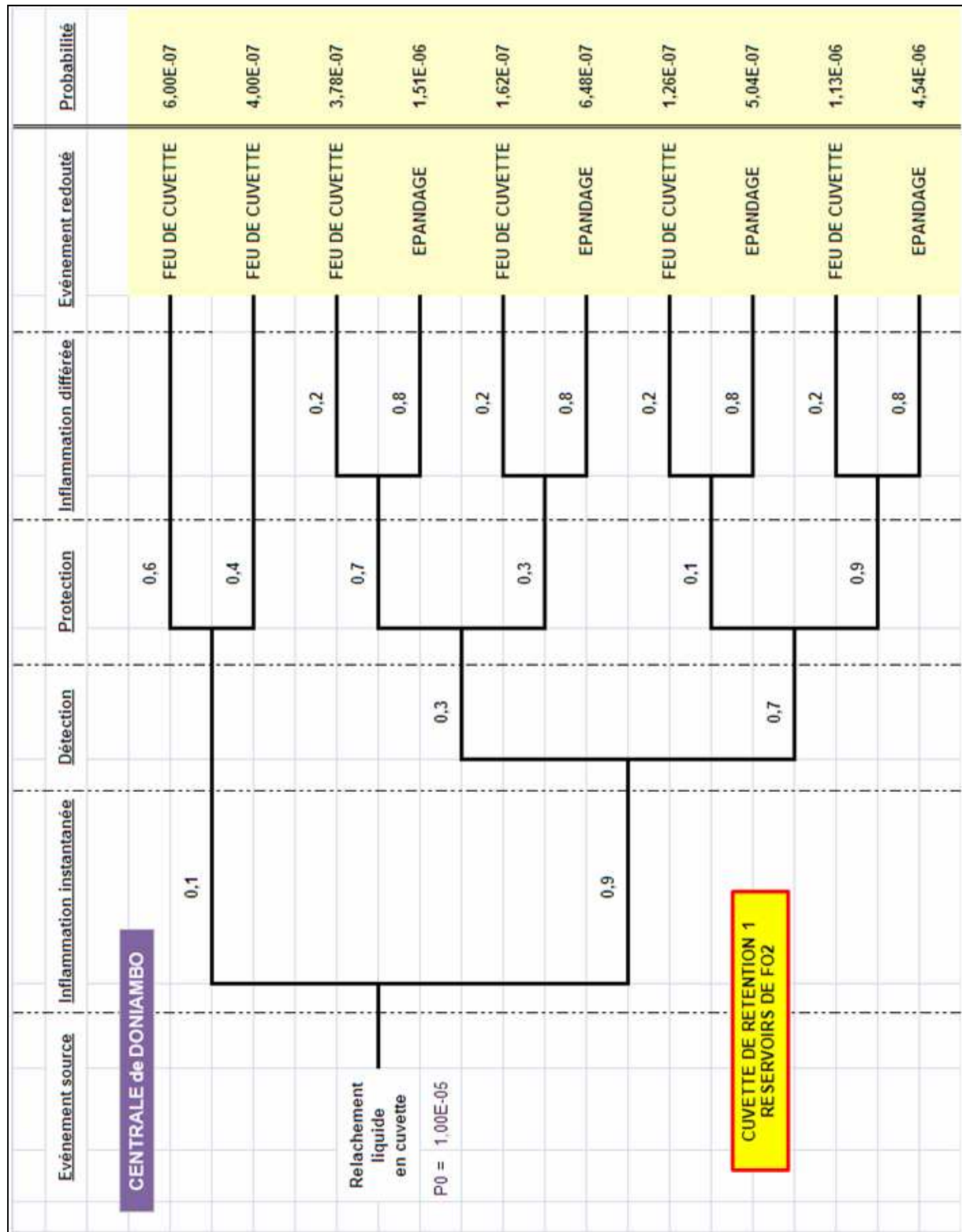


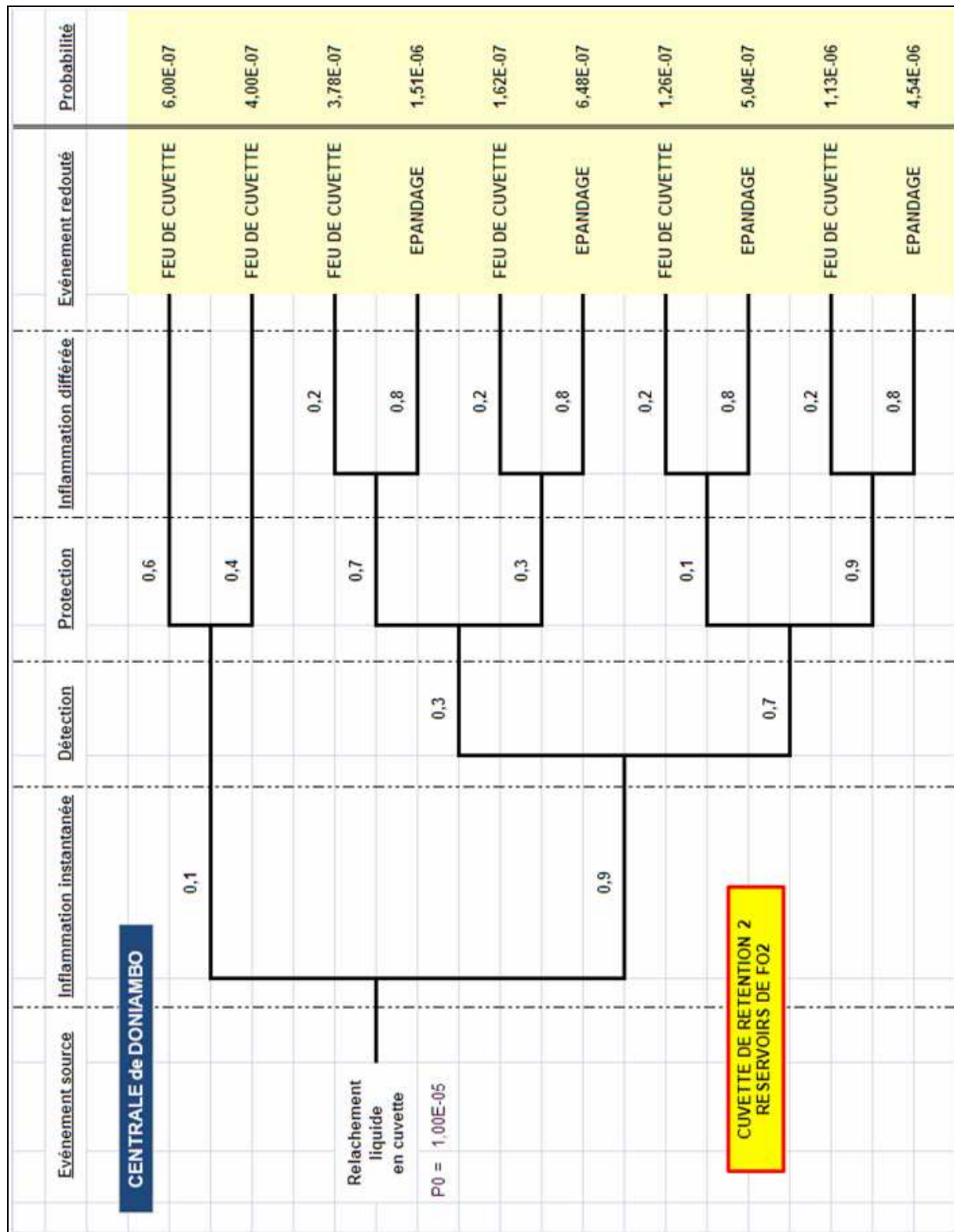


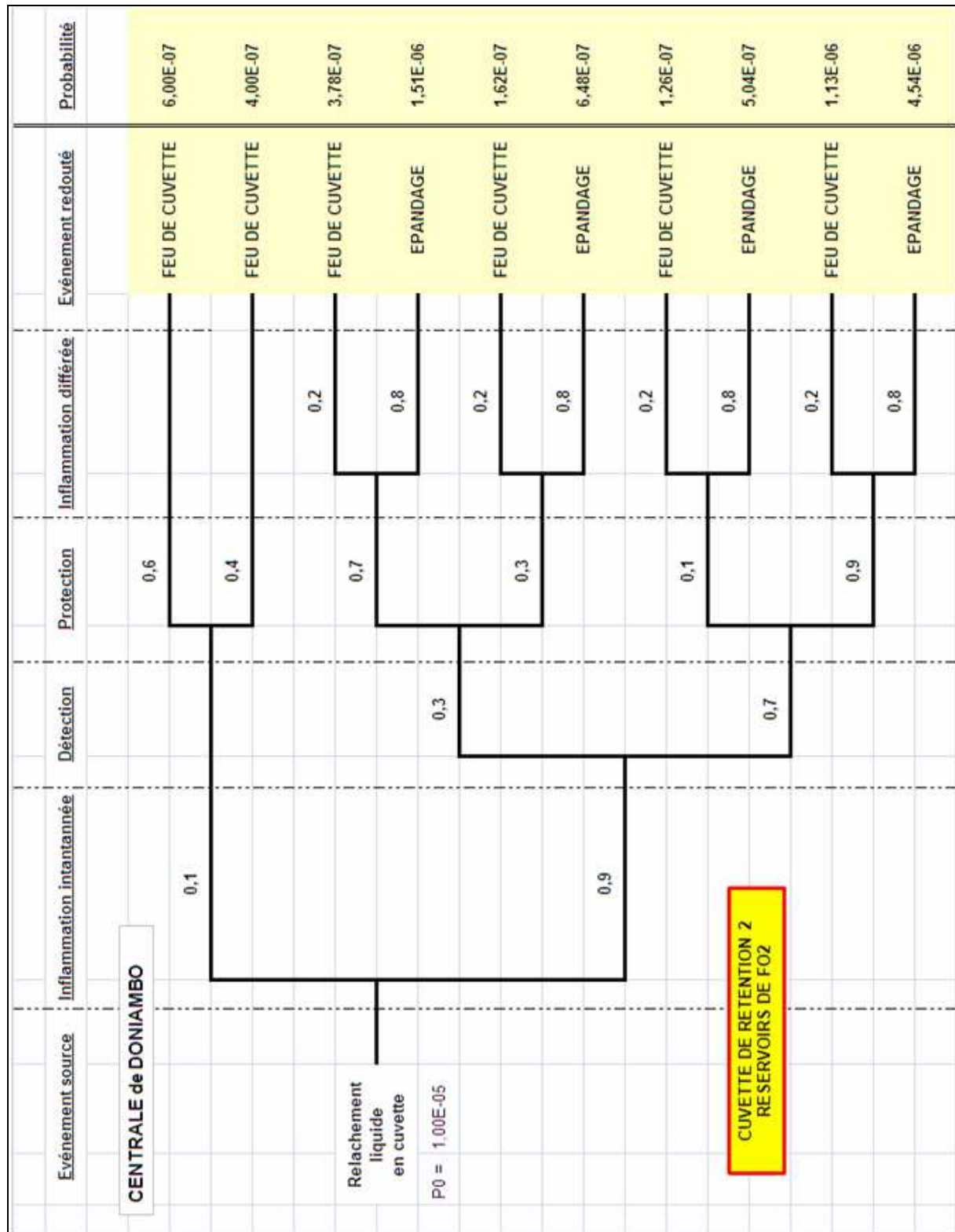
## 6. Calcul des probabilités d'occurrence par arbres des événements







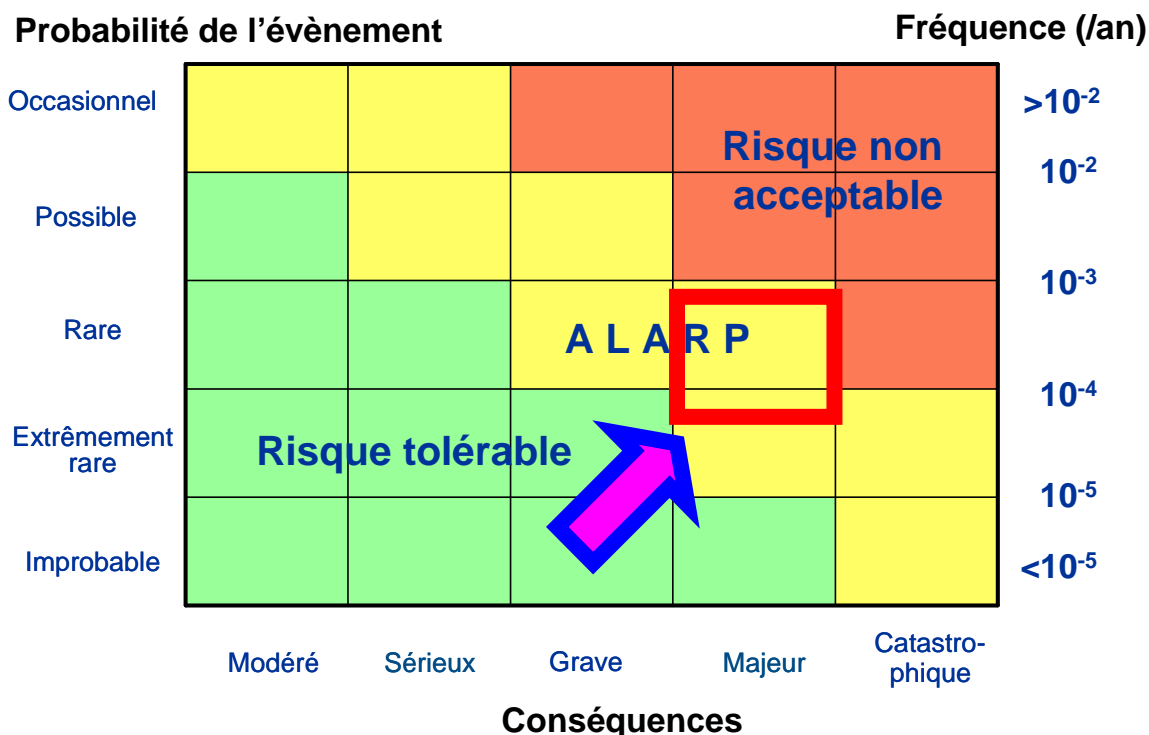




## RESULTATS DE L'ANALYSE PROBABILISTE

1. BLEVE d'un Générateur de vapeur :  $2,2995 \cdot 10^{-5}/\text{an}$
2. Eclatement d'un rotor de turbo alternateur :  $8,00 \cdot 10^{-4}/\text{an}$
3. Rupture ligne d'huile :  $3,155 \cdot 10^{-4}/\text{an}$
4. Rupture ligne de GO :  $2,334 \cdot 10^{-4}/\text{an}$
5. Rupture ligne de FO2 :  $1,695 \cdot 10^{-4}/\text{an}$
6. Feu alimenté d'huile :  $2,208 \cdot 10^{-4}/\text{an}$
7. Feu alimenté de GO :  $1,167 \cdot 10^{-4}/\text{an}$
8. Feu alimenté de FO2 :  $5,085 \cdot 10^{-5}/\text{an}$
9. Epanchage GO dans cuvette de rétention :  $5,76 \cdot 10^{-6}/\text{an}$
10. Epanchage FO2 dans cuvette de rétention bac FUEL 1 :  $4,54 \cdot 10^{-6}/\text{an}$
11. Epanchage FO2 dans cuvette de rétention bac FUEL 2 :  $4,54 \cdot 10^{-6}/\text{an}$
12. Epanchage FO2 dans cuvettes de rétention bac FUEL1 + bac FUEL 2 :  $4,54 \cdot 10^{-6}/\text{an}$
13. Feu de cuvette de rétention GO :  $5,76 \cdot 10^{-6}/\text{an}$
14. Feu de cuvette de rétention bac FUEL 1 :  $1,13 \cdot 10^{-6}/\text{an}$
15. Feu de cuvette de rétention bac FUEL 2 :  $1,13 \cdot 10^{-6}/\text{an}$
16. Feu des cuvettes de rétention bac FUEL1 + bac FUEL 2 :  $1,13 \cdot 10^{-6}/\text{an}$
17. Explosion de GO dans les chaudières :  $8 \cdot 10^{-5}/\text{an}$

## Matrice d'acceptabilité/tolérabilité





## **SECTION 7**

# **ELEMENTS IMPORTANTS POUR LA SECURITE ( E.I.P.S.) CENTRALE DE DONIAMBO**



1.	NOTIONS D'ELEMENTS IPS	5
2.	NOTION DE DERIVE	5
3.	NOTION DE SCENARIO D'ACCIDENT MAJEUR	5
4.	DETERMINATION DES ELEMENTS IPS	7
5.	ATTENDUS DES ELEMENTS IPS ET ACTIONS A MENER	9
5.1.	ATTENDUS DES ELEMENTS IPS	9
5.2.	GESTION DES IPS	10
5.3.	LIENS ENTRE IPS ET SGS	10
6.	LISTE DES IPS RELATIFS AUX EQUIPEMENTS IMPLIQUES SUR DONIAMBO	11
7.	PROTECTION INCENDIE DE LA CENTRALE DE DONIAMBO	33
7.1.	LOCAL INCENDIE ET SES INSTALLATIONS	33
7.2.	RESEAU D'EAU	34
7.3.	PRODUCTION DE MOUSSE	34
7.4.	MATERIELS	34
7.4.1.	<i>Pulvérisateurs</i>	34
7.4.2.	<i>Proportionneurs</i>	34
7.4.3.	<i>Déversoirs</i>	35
7.4.4.	<i>Chambre à mousse</i>	36
7.4.5.	<i>CO2</i>	36
7.5.	DISTRIBUTION GEOGRAPHIQUE DES MOYENS DE DETECTION ET DE PROTECTION	36
7.6.	LES MOYENS HUMAINS	46





## 1. Notions d'éléments IPS

Parti de la notion d'équipements et de paramètres IPS, on a préféré s'orienter vers la notion d'Eléments IPS ou EIPS pour les raisons suivantes :

- Un élément peut être un équipement, dispositif de sécurité ou groupe de dispositifs de sécurité, ou bien une tâche ou une opération réalisée par un individu.
- En ce qui concerne les paramètres, ce ne sont pas les paramètres qui sont IPS, mais leur dérive, d'où l'importance au cours de l'analyse des risques de définir les plages de fonctionnement normales et les seuils de sécurité à ne pas dépasser pour un fonctionnement sûr de l'installation.

## 2. Notion de dérive

Lorsqu'une **dérive** survient, elle peut conduire à une évolution du paramètre de fonctionnement telle que ce dernier franchisse plusieurs seuils, à titre d'illustration, identifiés comme suit :

1. Un premier seuil bas et un premier seuil haut, qualifiés **d'alerte** ou d'exploitation, qui définissent la plage de fonctionnement normal ou habituel d'un appareil pour un paramètre donné. Ce seuil correspond à la limite entre la zone de régulation (fonctionnement normal) et la zone d'urgence (dérive du système).
2. Eventuellement un deuxième seuil bas et seuil haut, qualifiés **d'alarme**, qui alarment l'opérateur d'une dérive du paramètre suivi. La plage entre le seuil d'alerte et le seuil d'alarme doit être définie judicieusement pour laisser le temps à l'opérateur de ramener le système dérivant dans la plage de fonctionnement normal.
3. Enfin, un dernier seuil bas et seuil haut, qualifiés **d'urgence** ou **de danger**, au-delà duquel le risque est révélé. Le franchissement de ce seuil caractérise l'imminence de l'accident (qui se produit dans la zone de danger). On lui associe généralement des moyens d'actions automatiques, car, en cas de dépassement, l'action de rattrapage doit être très rapide.

### Deux exemples de la notion de dérive sur un site de centrale thermique à flammes :

- ❶ La gestion des niveaux des bacs de FO2 pour éviter un surremplissage.
  - alarme de niveau haut
  - alarme de niveau très haut
- ❷ Le suivi du niveau de vibrations sur les paliers turbine, avec trois seuils de dérive :
  - seuil bas : les amplitudes vibratoires sont à la limite du tolérable ; une alarme de prise de connaissance par l'opérateur s'allume en salle de contrôle, avec acquittement par l'opérateur, et enregistrement sur le cahier d'exploitation.
  - Seuil d'alerte : un entretien doit être programmé à moyen terme, 4 mois par exemple
  - Seuil de danger : le groupe doit être arrêté sans délai, pour maintenance.
- ❸ La mesure de température dans un transformateur avec
  - un seuil d'alarme à 80°C
  - un seuil de déclenchement à 100°C

## 3. Notion de scénario d'accident majeur

Les scénarios sont constitués d'une succession d'événements qui s'enchaînent, en général de la façon suivante :

- un type de rupture accidentelle, une défaillance ;

- conduisant au rejet d'un produit donné, ou de fragments métalliques animés d'une énergie cinétique importante ; ;
- qui peut être impliqué dans un phénomène tel que 'explosion, l'incendie ou un effet domino majeur.

Ainsi, il est proposé d'adopter le vocabulaire présenté ci-après :

- **Evènement courant EC** : défaillance, panne d'équipement, dérive de paramètre prévisible et pris en compte dans le fonctionnement normal de l'installation ;
- **Evènement indésirable EI** : agression, défaillance, panne d'équipement, dérive de paramètre ;
- **Evènement redouté ER** : perte de confinement de produit, perte de l'intégrité de l'installation, rupture d'équipement ;
- **Evènement majeur EM** : aboutissant à des conséquences finales lourdes, par exemple incendie, BLEVE de générateur de vapeur, éclatement de rotor, explosion transformateur.

Dans le contexte de la réglementation des Installations Classées pour la Protection de l'Environnement, il peut être rappelé que l'accident majeur est un enchaînement d'événements qui aboutit à des conséquences qui portent gravement atteinte aux intérêts visés à l'article 1<sup>er</sup> de la loi du 19 juillet 1976.

L'arrêté du 10 Mai 2000 mentionné au paragraphe 1.1. définit l'accident majeur. Cette définition, rappelée ci-dessous, est identique à celle mentionnée dans la directive 96/82/CE dite SEVESO II.

**Accident majeur :** *un événement tel qu'une émission, un incendie ou une explosion d'importance majeure résultant de développements incontrôlés survenus au cours de l'exploitation d'un établissement couvert par la directive, entraînant pour la santé humaine, à l'intérieur ou à l'extérieur de l'établissement, et/ou pour l'environnement un danger grave, immédiat ou différé, et faisant intervenir une ou plusieurs substances dangereuses.*

Dans ce document, le scénario d'accident majeur est défini comme l'enchaînement d'événements indésirables, aboutissant à un événement redouté conduisant à des conséquences lourdes (événement avec des effets majeurs). Plus précisément, les effets majeurs sont définis comme ceux susceptibles d'engendrer **des effets irréversibles pour la santé de l'homme ou pour l'environnement au-delà des limites du site.**

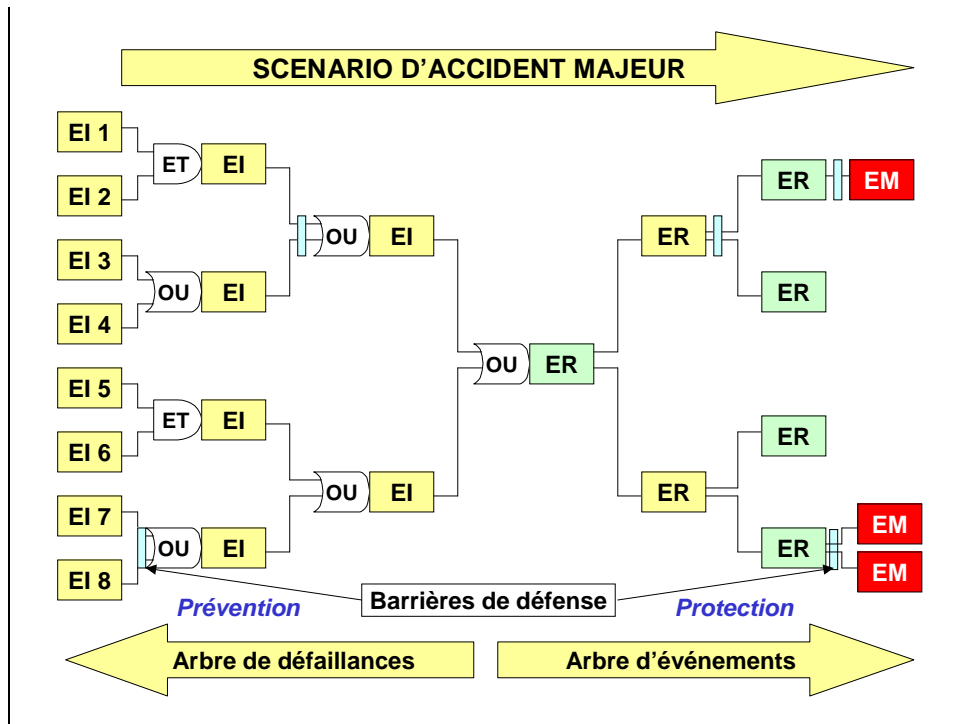
L'accident majeur est le résultat de la conjonction d'événements indésirables, conduisant à un événement redouté et aboutissant à des événements majeurs en termes de conséquences.

Trois méthodologies ont été appliquées pour représenter les liaisons logiques entre spectres des causes et des modes de défaillance, le spectre des conséquences, et la prise en compte de barrières de défense actives et passives, de prévention et de protection.

Il s'agit :

- du diagramme causes-conséquences pour les événements impliquant les cuvettes de rétention des réservoirs de combustible, et le poste de dépotage GO.
- de l'arbre des causes ou des défaillances pour les événements impliquant les réservoirs de FO2 et de GO
- de l'arbre des événements pour l'explosion de chaudière, le BLEVE des générateurs de vapeur, et la satellisation des masses tournantes.

L'application de cette logique, peut être illustrée par le schéma suivant :



*Schéma explicatif général de la démarche « SCENARIO ».*

A titre d'exemple, pour un transformateur, on peut définir :

- L'événement redouté ER central, tel qu'une explosion suite à un court-circuit interne
- Les événements indésirables EI, qui aboutissent à l'événement redouté central peuvent être : une rupture d'isolant, une contamination de l'huile, une surcharge dépassant les valeurs limites de dimensionnement, sautes de courant en ligne, inondation, mauvais raccordement, foudroiement, humidité...
- Les événements majeurs EM consécutifs à l'enchaînement d'événements redoutés succédant à l'événement redouté central sont constitués par exemple, d'une onde de pression susceptible d'affecter des tiers, d'une boule de feu due à la combustion d'hydrogène, d'éthylène, d'acétylène, de méthane résultant d'un phénomène de craquage de l'huile au contact de l'arc électrique, de la fragmentation de l'enveloppe du transformateur et de la projection de pièces métallique, et d'un feu de nappe d'huile..

Le schéma permet en outre d'introduire la notion de barrières de défense ou de sécurité. Une barrière de défense est constituée d'un équipement de sécurité ou d'une opération réalisée par un opérateur qui s'oppose à l'enchaînement d'événements susceptibles d'aboutir à un accident majeur.

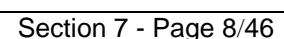
On définit des **barrières de prévention**, qui préviennent l'occurrence de l'événement redouté, et des **barrières de protection** qui diminuent les conséquences de l'événement redouté par atténuation ou par intervention.

**Nota** : si l'événement considéré est l'événement majeur EM, alors toutes les barrières deviennent des barrières de prévention (de cet événement majeur).

#### 4. Détermination des éléments IPS

Pour être qualifié **d'important pour la sécurité (IPS)**, un élément (**tâche ou dispositif**) doit être choisi parmi les **barrières de défense** destinées à prévenir l'occurrence ou à limiter les conséquences d'un événement redouté susceptible de conduire à un accident majeur. Les éléments IPS ne sont pas forcément des barrières ultimes.

Le processus de détermination est illustré par le logigramme suivant :





## 5. Attendus des éléments IPS et actions à mener

Il est important de ne pas confondre la détermination des éléments IPS (EIPS) avec les attendus de ces éléments IPS.

Au regard de l'analyse des risques on a défini les attendus des EIPS et les actions à mener pour garantir leur bon fonctionnement en accord avec les attendus. La détermination des attendus des EIPS permet ensuite de définir des caractéristiques que devront remplir les éléments IPS.

### 5.1. Attendus des éléments IPS

En général, les attendus se déclinent principalement en termes d'efficacité et de disponibilité, deux caractéristiques prépondérantes et indissociables. Ces caractéristiques regroupent notamment les notions de : fiabilité, de rapidité de réponse...,

#### → **Efficacité**

**L'efficacité peut être définie comme la capacité d'un élément à réaliser correctement la tâche ou la fonction pour laquelle il a été choisi, lorsque les conditions de fonctionnement sont nominales.**

L'efficacité doit être abordée avant la fiabilité. Pour atteindre l'efficacité requise, des éléments IPS peuvent être combinés entre eux ou non : il n'y a pas de démarche systématique.

#### → **Disponibilité (fonction de la fiabilité)**

**La disponibilité et la fiabilité des équipements sont difficilement quantifiables sur la base de données chiffrées.**

La notion d'efficacité et de fiabilité est appréciée à travers les éléments suivants :

- Principe de concept éprouvé
- Principe de sécurité positive
- Principe de tolérance à la première défaillance
- Principe de résistance aux contraintes spécifiques
- Principe de testabilité
- Principe d'inspection – maintenance spécifique.

L'efficacité et la fiabilité (disponibilité) sont, basées sur la notion de concept éprouvé qui renvoie au retour d'expérience acquis dans l'industrie pour des dispositifs employés avec des produits donnés, dans un environnement donné.

Dans le cas des équipements ou dispositifs IPS, le critère de disponibilité apparaît comme fondamental, dès lors que l'exploitant choisit le(s) dispositif(s) dont la performance permet d'assurer au mieux la fonction importante pour la sécurité.

Partant de ce principe, la fonction de sécurité du système devant rester disponible en cas de défaillance unique d'un des éléments assurant la fonction, le principe de sécurité positive ou la redondance peuvent être un moyen de garantir la fonction de sécurité.

#### → **Testabilité**

**En ce qui concerne la testabilité, il convient de privilégier le test de la chaîne complète des équipements de sécurité (détecteur, transmetteur, automate, actionneur...) et de préférence in situ. Si des équipements ne sont pas testables, il convient alors de rassembler des informations provenant des constructeurs pour évaluer leur fiabilité.**

#### → **Maintenance – disponibilité**

**Si des éléments IPS sont en maintenance ou non disponibles, l'exploitant doit avoir prévu le mode de fonctionnement dégradé. Il peut soit, préciser quels sont les éléments qui se substituent aux éléments IPS prévus initialement (autres équipements ou tâches particulières), ou bien il peut définir un mode de fonctionnement de repli sûr.**

Barrière de sécurité :

- Une barrière est **active** si elle nécessite une source d'énergie ou une sollicitation (action automatique ou manuelle) pour remplir sa fonction.

- Une barrière est **passive** si elle n'a pas besoin de source d'énergie ou de sollicitation pour remplir sa fonction.

Il convient de préciser qu'une barrière passive peut être aussi indisponible ou défaillante.

## 5.2. Gestion des IPS

Les attendus sont traduits en caractéristiques de conception, d'exploitation, de maintenance, de contrôle... qui constituent des actions à mener par l'exploitant. L'objectif final est d'assurer un niveau d'efficacité et de fiabilité des EIPS compatible avec le risque d'accident majeur.

Généralement, pour les équipements, les actions à mener peuvent se décliner en :

- Définition d'exigences, sur les caractéristiques intrinsèques des éléments,
- Plan de maintenance,
- Plan de contrôle et de tests périodiques.

Le parallèle peut être fait sur les opérations importantes pour la sécurité :

- Définition d'exigences, sur les tâches à réaliser : aptitudes et compétences, ;
- Définition des rôles et des attributions, modes opératoires,
- Plan de formation, exercices.

## 5.3. Liens entre IPS et SGS

Une articulation entre l'identification et les actions sur les éléments IPS et le Système de Gestion de la Sécurité (SGS) doit être établie par les établissements.

Le SGS doit comporter, en particulier, une identification formelle des éléments importants pour la sécurité, et une description formelle de ce qui est mis en œuvre pour son application.

Le traitement des EIPS est décliné dans le SGS au niveau du chapitre Maîtrise des procédés, maîtrise de l'exploitation (annexe III à l'arrêté du 10 Mai).

La procédure de gestion des modifications du SGS prend en compte la notion d'IPS. Plus précisément, une modification sur les installations ou sur l'organisation des opérations menées dans une installation peut conduire à la mise à jour de la liste des éléments IPS.

Enfin, le SGS doit permettre de vérifier que les éléments IPS choisis répondent aux attendus.

## 6. Liste des IPS relatifs aux équipements impliqués sur Doniambo

Nous distinguons 6 types de systèmes ou équipements :

- Stockages : réservoirs de GO et de FO2
- Pomperies combustible : pompes centrifuges
- Groupes turbo-alternateurs
- Chaudières
- Transformateurs
- Poste de dépotage camions citernes de GO

Pour chaque famille de système ou équipement nous établissons le bilan des barrières applicables qui existent actuellement ou qui serait mises en place.

### 1 STOCKAGES DE FO2

Sécurité intrinsèque /site	1	Distance de sécurité aux cibles critiques	2	2
	2	Distance de sécurité entre réservoirs	1	1
	3	Clôture/gardiennage	1	1
	4	Panneaux de sécurité	1	0
Sécurité intrinsèque /lignes bacs	5	Points fixes d'ancrage des tuyauteries	1	1
	6	Goussets renforts sur piquages	1	0
	7	Toits flottants ou toits fixes + écran flottant pour HC classe B	2	NA
	8	Réservoirs à double enveloppe	1	0
	9	Bras de chargement route+fer	2	NA
	10	Soupapes d'expansion thermique avec by-pass	1	NA
Sécurité intrinsèque/ cuvette rétention	11	Cuvettes de rétention compartimentées	2	2
	12	Cuvette de rétention déportée	1	0
	13	Cuvettes de rétention avec déflecteurs anti-effet de vague	1	0
	14	Volume de cuvette conforme à la réglementation locale	2	2
	15	Volume de cuvette conforme aux standards pétroliers	2	2
	16	Etanchéité fond de cuvette	1	1
	17	Etanchéité traversée des lignes au travers des merlons	2	2
Isolation systèmes	18	Vannes motorisées sur lignes d'appro réservoirs	1	0
	19	Vannes motorisées sur lignes de soutirage réservoirs	1	0
	20	Vannes motorisées sur lignes de transfert produits	2	0
	21	Clapets de non retour	2	2
	22	Alarme niveau très haut + arrêt transfert	2	0
Barrières confinement/ protection	23	Vannes résistantes au feu	2	2
	24	Collecteur de récupération égouttures et fuites au PCC	2	2
	25	Murs de protection anti feu	1	1
	26	Recouvrement de protection thermique	1	0
	27	Bassin de décantation API	2	2
	28	Protection anti-corrosion	1	0
Alarmes	29	Système de gestion automatique des alarmes	2	0
	30	Boutons d'arrêt d'urgence locaux	2	0
	31	Bouton d'arrêt d'urgence général	2	0
	32	Système d'alarme niveau très haut	2	2
	33	Système d'alarme niveau très bas	1	0

Protection électrique	34	Equipements électriques anti-déflagrants	1	1
	35	Mise à la terre de tous les équipements	1	1
	36	Protection de survoltage	1	0
	37	Protection contre les effets de la foudre	1	0
Detection et mesures	38	Mesure en continu du niveau	2	2
	39	Alarme de niveau très haut redondante	2	0
	40	Détection fuite liquide	1	0
	41	Détecteurs de gaz ou vapeurs	1	0
	42	position des vannes	1	0
	43	Mesure de pression au refoulement des pompes	1	1
Inspection	44	Inspection périodique des bacs	1	1
	45	Inspection et essai périodiques des moyens incendie	1	1
	46	Procédures de contrôle	1	1
	47	Procédures de maintenance	2	2
	48	check list camions citernes	2	NA
Procédures exploitation	49	Gestion du contrôle des niveaux	2	2
	50	Procédures de chargement fer/route	1	NA
	51	Indications de sens d'écoulement sur les lignes	1	0
	52	Vêtements anti-statiques	1	0
	53	Permis de travail	1	1
Intervention	54	Refroidissement robe de réservoir	2	2
	55	Le fluide de refroidissement peut être du prémélange	1	0
	56	Déversoirs à mousse dans les cuvettes	2	2
	57	La mousse est Moyen Foisonnement	1	0
	58	Chambres à mousse extérieures sur réservoir	2	2
	59	Système d'injection de mousse à la base	2	0
	60	Source d'eau incendie pour durée de 3 heures	2	2
	61	Débit eau incendie calculé pour la plus grande surface en feu	2	0
	62	Quantité d'émulseur: 1 heure sur plus grande surface en feu	2	0
	63	Canons eau/mousse fixes et mobiles	2	0
	64	Point de rassemblement du personnel	1	1
	65	information / exercices	2	2
	66	Système d'alarme interne	1	1
	67	Système d'alarme des populations	1	0
	68	Plan d'opération interne	2	2
	69	Préparation des pompiers de la ville	1	1

<b>TOTAL</b>	<b>91</b>	<b>53</b>
<b>RESULTAT</b>	<b>R = 58,24 %</b>	

L'interprétation de la valeur du pourcentage du contrôle du risque est comme suit :

<b>R ≤ 40</b>	<b>insuffisant</b>
<b>40 &lt; R ≤ 50</b>	<b>en-dessous de la moyenne</b>
<b>50 &lt; R ≤ 70</b>	<b>moyenne</b>
<b>70 &lt; R ≤ 80</b>	<b>au-dessus de la moyenne</b>
<b>80 &lt; R ≤ 90</b>	<b>bon</b>
<b>90 &lt; R ≤ 100</b>	<b>excellent</b>



## 2 STOCKAGES DE GO

Sécurité intrinsèque /site	1	Distance de sécurité aux cibles critiques	2	2
	2	Distance de sécurité entre réservoirs	1	1
	3	Clôture/gardiennage	1	1
	4	Panneaux de sécurité	1	0
Sécurité intrinsèque /lignes bacs	5	Points fixes d'ancrage des tuyauteries	1	1
	6	Goussets renforts sur piquages	1	0
	7	Toits flottants ou toits fixes + écran flottant pour HC classe B	2	0
	8	Réservoirs à double enveloppe	1	0
	9	Bras de chargement route+fer	2	0
	10	Soupapes d'expansion thermique avec by-pass	1	NA
Sécurité intrinsèque/ cuvette rétention	11	Cuvettes de rétention compartimentées	2	0
	12	Cuvette de rétention déportée	1	0
	13	Cuvettes de rétention avec déflecteurs anti-effet de vague	1	0
	14	Volume de cuvette conforme à la réglementation locale	2	2
	15	Volume de cuvette conforme aux standards pétroliers	2	2
	16	Etanchéité fond de cuvette	1	1
	17	Etanchéité traversée des lignes au travers des merlons	2	2
Isolation systèmes	18	Vannes motorisées sur lignes d'appro réservoirs	1	0
	19	Vannes motorisées sur lignes de soutirage réservoirs	1	0
	20	Vannes motorisées sur lignes de transfert produits	2	0
	21	Clapets de non retour	2	2
	22	Alarme niveau très haut + arrêt transfert	2	0
Barrières confinement/ protection	23	Vannes résistantes au feu	2	2
	24	Collecteur de récupération égouttures et fuites au PCC	2	2
	25	Murs de protection anti feu	1	0
	26	Recouvrement de protection thermique	1	0
	27	Bassin de décantation API	2	2
	28	Protection anti-corrosion	1	0
Alarmes	29	Système de gestion automatique des alarmes	2	0
	30	Boutons d'arrêt d'urgence locaux	2	0
	31	Bouton d'arrêt d'urgence général	2	0
	32	Système d'alarme niveau très haut	2	2
	33	Système d'alarme niveau très bas	1	0
Protection électrique	34	Equipements électriques anti-déflagrants	1	1
	35	Mise à la terre de tous les équipements	1	1
	36	Protection de survolage	1	0
	37	Protection contre les effets de la foudre	1	0
Detection et mesures	38	Mesure en continu du niveau	2	2
	39	Alarme de niveau très haut redondante	2	0
	40	Détection fuite liquide	1	0
	41	Détecteurs de gaz ou vapeurs	1	0
	42	position des vannes	1	0
	43	Mesure de pression au refoulement des pompes	1	1

Inspection	44	Inspection périodique des bacs	1	1
	45	Inspection et essai périodiques des moyens incendie	1	1
	46	Procédures de contrôle	1	1
	47	Procédures de maintenance	2	2
	48	check list camions citernes	2	0
Procédures exploitation	49	Gestion du contrôle des niveaux	2	2
	50	Procédures de chargement fer/route	1	1
	51	Indications de sens d'écoulement sur les lignes	1	0
	52	Vêtements anti-statiques	1	0
	53	Permis de travail	1	1
Intervention	54	Refroidissement robe de réservoir	2	2
	55	Le fluide de refroidissement peut être du prémélange	1	0
	56	Déversoirs à mousse dans les cuvettes	2	2
	57	La mousse est Moyen Foisonnement	1	0
	58	Chambres à mousse extérieures sur réservoir	2	2
	59	Système d'injection de mousse à la base	2	0
	60	Source d'eau incendie pour durée de 3 heures	2	2
	61	Débit eau incendie calculé pour la plus grande surface en feu	2	2
	62	Quantité d'émulseur: 1 heure sur plus grande surface en feu	2	2
	63	Canons eau/mousse fixes et mobiles	2	0
	64	Point de rassemblement du personnel	1	1
	65	information / exercices	2	2
	66	Système d'alarme interne	1	1
	67	Système d'alarme des populations	1	0
	68	Plan d'opération interne	2	2
	69	Préparation des pompiers de la ville	1	1

<b>TOTAL</b>	<b>100</b>	<b>55</b>
<b>RESULTAT</b>	<b>R = 55%</b>	

L'interprétation de la valeur du pourcentage du contrôle du risque est comme suit :

<b>R ≤ 40</b>	<b>insuffisant</b>
<b>40 &lt; R ≤ 50</b>	<b>en-dessous de la moyenne</b>
<b>50 &lt; R ≤ 70</b>	<b>moyenne</b>
<b>70 &lt; R ≤ 80</b>	<b>au-dessus de la moyenne</b>
<b>80 &lt; R ≤ 90</b>	<b>bon</b>
<b>90 &lt; R ≤ 100</b>	<b>excellent</b>

### 3 POSTE DE DEPOTAGE GAZOLE

Sécurité intrinsèque /site	1	Distance de sécurité aux cibles critiques	2	2
	2	Clôture/gardiennage	1	1
	3	Panneaux de sécurité	1	0
Sécurité intrinsèque /lignes	4	Points fixes d'ancrage des tuyauteries	1	1
	5	Goussets renforts sur piquages	1	0
	6	Bras de chargement route+fer	2	0
	7	Soupapes d'expansion thermique avec by-pass	1	NA
Isolation systèmes	8	Vanne de fermeture sur ligne de transfert produit	1	1
	9	Vannes motorisées sur lignes de transfert produits	2	0
	10	Clapets de non retour	2	2
Barrières confinement/ protection	11	Vannes résistantes au feu	2	2
	12	Collecteur de récupération égouttures et fuites au PCC	2	2
	13	Murs de protection anti feu	1	0
	14	Recouvrement de protection thermique	1	0
	15	Bassin de décantation API	2	2
	16	Protection anti-corrosion	1	0
Alarmes	17	Système de gestion automatique des alarmes	2	0
	18	Boutons d'arrêt d'urgence locaux	2	0
	19	Bouton d'arrêt d'urgence général	2	0
	20	Système d'alarme niveau très haut	2	0
Protection électrique	21	Equipements électriques anti-déflagrants	1	1
	22	Mise à la terre de tous les équipements	1	1
	23	Protection de survolage	1	0
	24	Protection contre les effets de la foudre	1	0
Détections et Mesures	25	Détection fuite liquide	1	0
	26	Détecteurs de gaz ou vapeurs	1	0
	27	Détecteur de flamme	1	0
	28	position des vannes	1	0
	29	Mesure de pression au refoulement des pompes	1	1
Inspection	30	Inspection et essai périodiques des moyens incendie	1	1
	31	Procédures de contrôle	1	1
	32	Procédures de maintenance	2	2
	33	check list camions citernes	2	0
Procédures exploitation	34	Gestion du contrôle des niveaux	2	2
	35	Procédures de chargement fer/route	1	1
	36	Systèmes d'arrêt des transferts par non mise à la terre	2	0
	37	Indications de sens d'écoulement sur les lignes	1	0
	38	Vêtements anti-statiques	1	0
	39	Permis de travail	1	1

Intervention	40	Refroidissement citerne de camion	2	0
	41	Le fluide de refroidissement peut être du prémélange	1	NA
	42	Matériel de lutte contre l'incendie (lances incendie, monitors, extincteurs...)	2	2
	43	Source d'eau incendie pour durée de 3 heures	2	2
	44	Canons eau/mousse fixes et mobiles	2	0
	45	Point de rassemblement du personnel	1	1
	46	information / exercices	2	2
	47	Système d'alarme interne	1	1
	48	Système d'alarme des populations	1	0
	49	Plan d'opération interne	2	2
	50	Préparation des pompiers de la ville	1	1

TOTAL	96	53
RESULT	R = 55,20 %	

L'interprétation de la valeur du pourcentage du contrôle du risque est comme suit :

$R \leq 40$	insuffisant
$40 < R \leq 50$	en-dessous de la moyenne
$50 < R \leq 70$	moyenne
$70 < R \leq 80$	au-dessus de la moyenne
$80 < R \leq 90$	bon
$90 < R \leq 100$	excellent

#### 4 POMPES GO ET FO2

Sécurité intrinsèque /site	1	Distance de sécurité aux cibles critiques	2	2
	2	Clôture/gardiennage	1	1
	3	Panneaux de sécurité	1	0
Sécurité intrinsèque /lignes	4	Points fixes d'ancrage des tuyauteries	1	1
	5	Goussets renforts sur piquages	1	0
	6	Bras de chargement route+fer	2	0
	7	Soupapes d'expansion thermique avec by-pass	1	NA
Isolation systèmes	8	Vanne de fermeture sur ligne de transfert produit	1	1
	9	Vannes motorisées sur lignes de transfert produits	2	0
	10	Clapets de non retour	2	2
Barrières confinement/ protection	11	Vannes résistantes au feu	2	2
	12	Collecteur de récupération égouttures et fuites au PCC	2	2
	13	Murs de protection anti feu	1	0
	14	Recouvrement de protection thermique	1	0
	15	Bassin de décantation API	2	2
	16	Protection anti-corrosion	1	0
Alarmes	17	Système de gestion automatique des alarmes	2	0
	18	Boutons d'arrêt d'urgence locaux	2	0
	19	Bouton d'arrêt d'urgence général	2	0
	20	Système d'alarme niveau très haut	2	0



Protection électrique	21	Equipements électriques anti-déflagrants	1	1
	22	Mise à la terre de tous les équipements	1	1
	23	Protection de survoltage	1	0
	24	Protection contre les effets de la foudre	1	0
Détections et Mesures	25	Détection fuite liquide	1	0
	26	Détecteurs de gaz ou vapeurs	1	0
	27	Détecteur de flamme	1	0
	28	position des vannes	1	0
	29	Mesure de pression au refoulement des pompes	1	1
Inspection	30	Inspection et essai périodiques des moyens incendie	1	1
	31	Procédures de contrôle	1	1
	32	Procédures de maintenance	2	2
	33	check list camions citernes	2	0
Procédures exploitation	34	Gestion du contrôle des niveaux	2	2
	35	Procédures de chargement fer/route	1	1
	36	Systèmes d'arrêt des transferts par non mise à la terre	2	0
	37	Indications de sens d'écoulement sur les lignes	1	0
	38	Vêtements anti-statiques	1	0
	39	Permis de travail	1	1
Intervention	40	Refroidissement citerne de camion	2	0
	41	Le fluide de refroidissement peut être du prémélange	1	NA
	42	Matériel de lutte contre l'incendie (lances incendie, monitors, extincteurs...)	2	2
	43	Source d'eau incendie pour durée de 3 heures	2	2
	44	Canons eau/mousse fixes et mobiles	2	0
	45	Point de rassemblement du personnel	1	1
	46	information / exercices	2	2
	47	Système d'alarme interne	1	1
	48	Système d'alarme des populations	1	0
	49	Plan d'opération interne	2	2
	50	Préparation des pompiers de la ville	1	1

<b>TOTAL</b>	<b>96</b>	<b>53</b>
<b>RESULTATS</b>	<b>R = 55,20 %</b>	

L'interprétation de la valeur du pourcentage du contrôle du risque est comme suit :

$R \leq 40$	insuffisant
$40 < R \leq 50$	en-dessous de la moyenne
$50 < R \leq 70$	moyenne
$70 < R \leq 80$	au-dessus de la moyenne
$80 < R \leq 90$	bon
$90 < R \leq 100$	excellent

## 5 CHAUDIERES

Sécurité intrinsèque /site	1	Distance de sécurité aux cibles critiques	2	2
	2	Distance de sécurité entre chaudières	1	1
	3	Clôture/gardiennage	1	1
	4	Panneaux de sécurité	1	1
Détection et mesures	5	Niveau eau bache alimentaire	2	2
	6	Niveau eau ballon supérieur	2	2
	7	Détecteur de pression redondant	1	1
	8	Détecteur de Température	1	1
	9	Détecteur de flamme redondant	2	0
Alarmes	10	Niveau eau bache alimentaire	1	1
	11	Niveau eau ballon supérieur	1	1
	12	Détecteur de pression redondant	1	1
	13	Détecteur de Température	1	1
	14	Détecteur de flamme redondant	2	0
Déclenchement	15	Niveau eau bache alimentaire	2	2
	16	Niveau eau ballon supérieur	2	2
	17	Détecteur de pression redondant	2	2
	18	Détecteur de Température	2	2
	19	Détecteur de flamme redondant	2	0
Protection externe	20	Surveillance TV	2	2
	21	Arrosage façade chaudière	2	2
	22	Extincteurs poudre	1	1
	23	Brouillard d'eau	1	0
Protection interne	24	Soupapes redondantes conformes, contrôlées	2	2
	25	Injection vapeur dans caisson air chaud	1	1
	26	Trappes d'explosion	2	0
	27	Programme inspection et maintenance	2	2
Intervention	28	Accès sur 2 faces	1	1
	29	Extincteurs CO2	1	0
	30	Source d'eau incendie pour durée de 3 heures	1	1
	31	Poste light water	2	0
	32	Quantité d'émulseur: 1 heure sur plus grande surface en feu	1	1
	33	Canons eau/mousse fixes et mobiles	2	0
	34	Point de rassemblement du personnel	1	1
	35	information / exercices	2	2
	36	Système d'alarme interne	1	1
	37	Système d'alarme des populations	1	0
	38	Plan d'opération interne	2	2
	39	Préparation des pompiers de la ville	1	1

TOTAL 58 43

RESULTAT R = 74,14 %

L'interprétation de la valeur du pourcentage du contrôle du risque est comme suit :

$R \leq 40$	insuffisant
$40 < R \leq 50$	en-dessous de la moyenne
$50 < R \leq 70$	moyenne
$70 < R \leq 80$	au-dessus de la moyenne
$80 < R \leq 90$	bon
$90 < R \leq 100$	excellent

## ⑥ GROUPES TURBO ALTERNATEURS VAPEUR

Sécurité intrinsèque /site	1	Distance de sécurité aux cibles critiques	2	0
	2	Distance de sécurité entre tranches	1	1
	3	Position axe groupe perpendiculaire aux cibles critiques	2	2
	4	Sens de rotation sinistrogre par rapport aux cibles critiques	2	2
	5	Clôture/gardiennage	1	1
	6	Panneaux de sécurité	1	1

Barrières confinement/ protection	7	Vannes résistantes au feu	2	2
	8	Collecteur de récupération égouttures et fuites	2	2
	9	Recouvrement de protection thermique	1	1
	10	Bassin de décantation API	2	2
	1	Protection anti-corrosion	1	1

Detection et mesures	12	Survitesse redondant	2	0
	13	Vibrations turbine	1	1
	14	Vibrations alternateur	1	1
	15	Pression huile de lubrification	1	1
	16	Pression huile de régulation	1	1
	17	Température turbine	1	1
	18	Température alternateur	1	1
	19	Détection flamme	1	1
	20	Détection fumée	1	1
	21	Feu alternateur	1	1

Alarmes	22	Survitesse	2	2
	23	Vibrations turbine	2	2
	24	Vibrations alternateur	2	2
	25	Pression huile de lubrification	2	2
	26	Pression huile de régulation	2	2
	27	Température turbine	2	2
	28	Température alternateur	2	2
	29	Feu alternateur	2	2

Déclenchement	30	Survitesse	2	2
	31	Vibrations turbine	2	2
	32	Vibrations alternateur	2	2
	33	Pression huile de lubrification	2	2
	34	Pression huile de régulation	2	2
	35	Température turbine	2	0
	36	Température alternateur	2	2
	37	Feu alternateur	2	2

Inspection	38	Campagne périodique d'analyse vibratoire	2	2
	39	Inspection et essai périodiques des moyens incendie	1	1
	40	Procédures de contrôle	1	1
	41	Procédures de maintenance	2	2

Procédures exploitation	42	Gestion du contrôle des niveaux	2	2
	43	Salle de contrôle	1	1
	44	Vêtements anti-statiques	1	0
	45	Permis de travail	1	1

Intervention	46	Source d'eau incendie pour durée de 3 heures	2	2
	47	Débit eau incendie calculé pour la plus grande surface en feu	2	0
	48	Quantité d'émulseur: 1 heure sur plus grande surface en feu	2	0
	49	Canons eau/mousse fixes et mobiles	2	2
	50	Protection incendie bacs à huile	2	2
	51	Extinction automatique par FM 200 contrôle commande	2	0
	52	Protection incendie structures	2	2
	53	Personnel disponible sur site	2	2
	54	Poste light water	2	0
	55	Point de rassemblement du personnel	1	1
	56	information / exercices	2	2
	57	Système d'alarme interne	1	1
	58	Système d'alarme des populations	1	0
	59	Plan d'opération interne	2	2
	60	Préparation des pompiers de la ville	1	1

TOTAL	96	81
RESULTAT	R = 84,37 %	

L'interprétation de la valeur du pourcentage du contrôle du risque est comme suit :

$R \leq 40$	insuffisant
$40 < R \leq 50$	en-dessous de la moyenne
$50 < R \leq 70$	moyenne
$70 < R \leq 80$	au-dessus de la moyenne
$80 < R \leq 90$	bon
$90 < R \leq 100$	excellent

## 7 TRANSFORMATEURS

### 1) DONIAMBO POSTE 150 kV Ducos 1 : 75 MVA 150 000/15000 V

Sécurité intrinsèque /site	1	Distance de sécurité aux cibles critiques	2	2
	2	Distance de sécurité entre transformateurs	1	1
	3	Clôture/gardiennage	1	1
	4	Panneaux de sécurité	1	1

Construction transfo	5	ONAF	1	1
	6	Etanche à remplissage total	1	0
	7	Réserve tampon d'huile	1	1
	8	Cuvette de rétention	2	2
	9	Murs de séparation	2	0



Détection et mesures	10	Niveau d'huile	2	2
	11	Détecteur de température	2	2
	12	Détecteur de pression	1	1
	13	Détecteur de bulles	1	1
	14	Détecteurs de gaz	1	1
	15	DGPT2 ou BUCHHOLZ	2	2
	16	Détecteur feu	1	0
	17	Image thermique	1	0
Alarmes	18	Niveau bas huile	2	2
	19	Température huile à 80°C	1	1
	20	Pression dans transfo à 1,2 bars	1	1
	21	Feu	2	0
	22	Présence bulles de vapeur d'huile	2	2
Déclenchement	23	Niveau bas huile	2	2
	24	Température huile à 100°C	2	2
	25	Pression dans transfo à 1,2 bars	2	2
	26	Feu	2	0
	27	Présence bulles de vapeur d'huile	2	2
Protection externe	28	Surveillance TV	2	0
	29	Disjoncteur	1	1
	30	Eclateurs	1	0
	31	Parafoudre	1	1
	32	Brouillard d'eau	1	0
Protection interne	33	Soupape de décompression	2	0
	34	Injection d'azote	1	0
	35	Protection masse-cuve	1	1
	36	Analyse de l'huile	1	1
Intervention	37	Accès sur 2 faces	1	1
	38	Extincteurs poudre	1	1
	39	Extincteurs CO2	1	1
	40	Source d'eau incendie pour durée de 3 heures	1	1
	41	Poste light water	2	0
	42	Quantité d'émulseur: 1 heure sur plus grande surface en feu	1	0
	43	Canons eau/mousse fixes et mobiles	2	0
	44	Point de rassemblement du personnel	1	1
	45	information / exercices	2	2
	46	Système d'alarme interne	1	1
	47	Système d'alarme des populations	1	0
	48	Plan d'opération interne	2	2
	49	Préparation des pompiers de la ville	1	1

TOTAL	69	47
RESULTAT	R = 68,11 %	

## 2) DONIAMBO POSTE 150 Kv Ducos 2 : 3 x 25 MVA

Sécurité intrinsèque /site	1	Distance de sécurité aux cibles critiques	2	2
	2	Distance de sécurité entre transformateurs	1	1
	3	Clôture/gardiennage	1	1
	4	Panneaux de sécurité	1	1
Construction transfo	5	ONAF	1	1
	6	Etanche à remplissage total	1	0
	7	Réserve tampon d'huile	1	1
	8	Cuvette de rétention	2	2
	9	Murs de séparation	2	0
Detection et mesures	10	Niveau d'huile	2	2
	11	Détecteur de température	2	2
	12	Détecteur de pression	1	1
	13	Détecteur de bulles	1	1
	14	Détecteurs de gaz	1	1
	15	DGPT2 ou BUCHHOLZ	2	2
	16	Détecteur feu	1	0
	17	Image thermique	1	0
Alarmes	18	Niveau bas huile	2	2
	19	Température huile à 80°C	1	1
	20	Pression dans transfo à 1,2 bars	1	1
	21	Feu	2	0
	22	Présence bulles de vapeur d'huile	2	2
Déclenchement	23	Niveau bas huile	2	2
	24	Température huile à 100°C	2	2
	25	Pression dans transfo à 1,2 bars	2	2
	26	Feu	2	0
	27	Présence bulles de vapeur d'huile	2	2
Protection externe	28	Surveillance TV	2	0
	29	Disjoncteur	1	1
	30	Eclateurs	1	0
	31	Parafoudre	1	1
	32	Brouillard d'eau	1	0
Protection interne	33	Soupape de décompression	2	0
	34	Injection d'azote	1	0
	35	Protection masse-cuve	1	1
	36	Analyse de l'huile	1	1
Intervention	37	Accès sur 2 faces	1	1
	38	Extincteurs poudre	1	1
	39	Extincteurs CO2	1	1
	40	Source d'eau incendie pour durée de 3 heures	1	1
	41	Poste light water	2	0
	42	Quantité d'émulseur: 1 heure sur plus grande surface en feu	1	0

	43	Canons eau/mousse fixes et mobiles	2	0
	44	Point de rassemblement du personnel	1	1
	45	information / exercices	2	2
	46	Système d'alarme interne	1	1
	47	Système d'alarme des populations	1	0
	48	Plan d'opération interne	2	2
	49	Préparation des pompiers de la ville	1	1

**TOTAL**    69    47  
**RESULTAT**    R = 68,11 %

### 3) DONIAMBO CENTRALE : Sortie Groupe 45 MVA 15 000 / 63 000 V (4x)

Sécurité intrinsèque /site	1	Distance de sécurité aux cibles critiques	2	2
	2	Distance de sécurité entre transformateurs	1	1
	3	Clôture/gardiennage	1	1
	4	Panneaux de sécurité	1	1

Construction transfo	5	ONAF	1	1
	6	Etanche à remplissage total	1	0
	7	Réserve tampon d'huile	1	1
	8	Cuvette de rétention	2	0
	9	Murs de séparation	2	2

Detection et mesures	10	Niveau d'huile	2	2
	11	Détecteur de température	2	2
	12	Détecteur de pression	1	0
	13	Détecteur de bulles	1	1
	14	Détecteurs de gaz	1	1
	15	DGPT2 ou BUCHHOLZ	2	2
	16	Détecteur feu	1	0
	17	Image thermique	1	0

Alarmes	18	Niveau bas huile	2	2
	19	Température huile à 80°C	1	1
	20	Pression dans transfo à 1,2 bars	1	0
	21	Feu	2	0
	22	Présence bulles de vapeur d'huile	2	2

Déclenchement	23	Niveau bas huile	2	2
	24	Température huile à 100°C	2	2
	25	Pression dans transfo à 1,2 bars	2	0
	26	Feu	2	0
	27	Présence bulles de vapeur d'huile	2	2

Protection externe	28	Surveillance TV	2	0
	29	Disjoncteur	1	1
	30	Eclateurs	1	0
	31	Parafoudre	1	1
	32	Brouillard d'eau	1	0

Protection interne	33	Soupape de décompression	2	0
	34	Injection d'azote	1	0
	35	Protection masse-cuve	1	1
	36	Analyse de l'huile	1	1

Intervention	37	Accès sur 2 faces	1	0
	38	Extincteurs poudre	1	1
	39	Extincteurs CO2	1	1
	40	Source d'eau incendie pour durée de 3 heures	1	1
	41	Poste light water	2	0
	42	Quantité d'émulseur: 1 heure sur plus grande surface en feu	1	0
	43	Canons eau/mousse fixes et mobiles	2	0
	44	Point de rassemblement du personnel	1	1
	45	information / exercices	2	2
	46	Système d'alarme interne	1	1
	47	Système d'alarme des populations	1	0
	48	Plan d'opération interne	2	2
	49	Préparation des pompiers de la ville	1	1

**TOTAL 69 42**  
**RESULTAT R = 60,87 %**

#### 4) DONIAMBO CENTRALE : Auxiliaires généraux 1000 Kva 5500 / 400 V (x2)

Sécurité intrinsèque /site	1	Distance de sécurité aux cibles critiques	2	2
	2	Distance de sécurité entre transformateurs	1	1
	3	Clôture/gardiennage	1	1
	4	Panneaux de sécurité	1	1

Construction transfo	5	ONAF	1	0
	6	Etanche à remplissage total	1	1
	7	Réserve tampon d'huile	1	0
	8	Cuvette de rétention	2	2
	9	Murs de séparation	2	0

Detection et mesures	10	Niveau d'huile	2	2
	11	Détecteur de température	2	2
	12	Détecteur de pression	1	1
	13	Détecteur de bulles	1	1
	14	Détecteurs de gaz	1	1
	15	DGPT2 ou BUCHHOLZ	2	2
	16	Détecteur feu	1	0
	17	Image thermique	1	0

Alarmes	18	Niveau bas huile	2	2
	19	Température huile à 80°C	1	1
	20	Pression dans transfo à 1,2 bars	1	0
	21	Feu	2	0
	22	Présence bulles de vapeur d'huile	2	1

clé	nc	he	mn	23	Niveau bas huile	2	2
-----	----	----	----	----	------------------	---	---



	24	Température huile à 100°C	2	2
	25	Pression dans transfo à 1,2 bars	2	0
	26	Feu	2	0
	27	Présence bulles de vapeur d'huile	2	2
Protection externe	28	Surveillance TV	2	0
	29	Disjoncteur	1	1
	30	Eclateurs	1	0
	31	Parafoudre	1	0
	32	Brouillard d'eau	1	0
Protection interne	33	Soupape de décompression	2	0
	34	Injection d'azote	1	0
	35	Protection masse-cuve	1	1
	36	Analyse de l'huile	1	0
Intervention	37	Accès sur 2 faces	1	1
	38	Extincteurs poudre	1	1
	39	Extincteurs CO2	1	1
	40	Source d'eau incendie pour durée de 3 heures	1	1
	41	Poste light water	2	0
	42	Quantité d'émulseur: 1 heure sur plus grande surface en feu	1	0
	43	Canons eau/mousse fixes et mobiles	2	0
	44	Point de rassemblement du personnel	1	1
	45	information / exercices	2	2
	46	Système d'alarme interne	1	1
	47	Système d'alarme des populations	1	0
	48	Plan d'opération interne	2	2
	49	Préparation des pompiers de la ville	1	1

TOTAL 69 40

RESULTAT R = 57,97 %

## 5) DONIAMBO CENTRALE: Auxiliaire tranche 630 kVA 5500 / 400 V (4x)

Sécurité intrinsèque /site	1	Distance de sécurité aux cibles critiques	2	2
	2	Distance de sécurité entre transformateurs	1	1
	3	Clôture/gardiennage	1	1
	4	Panneaux de sécurité	1	1
Construction transfo	5	ONAF	1	0
	6	Etanche à remplissage total	1	1
	7	Réserve tampon d'huile	1	0
	8	Cuvette de rétention	2	2
	9	Murs de séparation	2	0
Detection et mesures	10	Niveau d'huile	2	2
	11	Détecteur de température	2	2
	12	Détecteur de pression	1	2
	13	Détecteur de bulles	1	2
	14	Détecteurs de gaz	1	2
	15	DGPT2 ou BUCHHOLZ	2	2

	16	Détecteur feu	1	0
	17	Image thermique	1	0
Alarmes	18	Niveau bas huile	2	2
	19	Température huile à 80°C	1	1
	20	Pression dans transfo à 1,2 bars	1	1
	21	Feu	2	0
	22	Présence bulles de vapeur d'huile	2	2
Déclenchement	23	Niveau bas huile	2	2
	24	Température huile à 100°C	2	2
	25	Pression dans transfo à 1,2 bars	2	2
	26	Feu	2	0
	27	Présence bulles de vapeur d'huile	2	2
Protection externe	28	Surveillance TV	2	0
	29	Disjoncteur	1	1
	30	Eclateurs	1	0
	31	Parafoudre	1	0
	32	Brouillard d'eau	1	0
Protection interne	33	Soupape de décompression	2	0
	34	Injection d'azote	1	0
	35	Protection masse-cuve	1	1
	36	Analyse de l'huile	1	0
Intervention	37	Accès sur 2 faces	1	1
	38	Extincteurs poudre	1	1
	39	Extincteurs CO2	1	1
	40	Source d'eau incendie pour durée de 3 heures	1	1
	41	Poste light water	2	0
	42	Quantité d'émulseur: 1 heure sur plus grande surface en feu	1	0
	43	Canons eau/mousse fixes et mobiles	2	0
	44	Point de rassemblement du personnel	1	1
	45	information / exercices	2	2
	46	Système d'alarme interne	1	2
	47	Système d'alarme des populations	1	0
	48	Plan d'opération interne	2	2
	49	Préparation des pompiers de la ville	1	1

TOTAL 69 48

RESULTAT R = 69,57 %

## 6) DONIAMBO CENTRALE : Auxiliaire tranche 5 MVA 15 000 / 5500 V (x4)

Sécurité intrinsèque /site	1	Distance de sécurité aux cibles critiques	2	2
	2	Distance de sécurité entre transformateurs	1	1
	3	Clôture/gardiennage	1	1
	4	Panneaux de sécurité	1	1
Construction transfo	5	ONAF	1	0
	6	Etanche à remplissage total	1	1
	7	Réserve tampon d'huile	1	0

	8	Cuvette de rétention	2	0
	9	Murs de séparation	2	0
Détection et mesures	10	Niveau d'huile	2	2
	11	Détecteur de température	2	2
	12	Détecteur de pression	1	2
	13	Détecteur de bulles	1	2
	14	Détecteurs de gaz	1	2
	15	DGPT2 ou BUCHHOLZ	2	2
	16	Détecteur feu	1	0
	17	Image thermique	1	0
Alarmes	18	Niveau bas huile	2	2
	19	Température huile à 80°C	1	1
	20	Pression dans transfo à 1,2 bars	1	1
	21	Feu	2	0
	22	Présence bulles de vapeur d'huile	2	2
Déclenchement	23	Niveau bas huile	2	2
	24	Température huile à 100°C	2	2
	25	Pression dans transfo à 1,2 bars	2	2
	26	Feu	2	0
	27	Présence bulles de vapeur d'huile	2	2
Protection externe	28	Surveillance TV	2	0
	29	Disjoncteur	1	1
	30	Eclateurs	1	0
	31	Parafoudre	1	0
	32	Brouillard d'eau	1	0
Protection interne	33	Soupape de décompression	2	0
	34	Injection d'azote	1	0
	35	Protection masse-cuve	1	1
	36	Analyse de l'huile	1	1
Intervention	37	Accès sur 2 faces	1	1
	38	Extincteurs poudre	1	1
	39	Extincteurs CO2	1	1
	40	Source d'eau incendie pour durée de 3 heures	1	1
	41	Poste light water	2	0
	42	Quantité d'émulseur: 1 heure sur plus grande surface en feu	1	0
	43	Canons eau/mousse fixes et mobiles	2	0
	44	Point de rassemblement du personnel	1	1
	45	information / exercices	2	2
	46	Système d'alarme interne	1	2
	47	Système d'alarme des populations	1	0
	48	Plan d'opération interne	2	2
	49	Préparation des pompiers de la ville	1	1

<b>TOTAL</b>	<b>69</b>	<b>47</b>
<b>RESULTAT</b>	<b>R = 68,11 %</b>	

## 7) DONIAMBO CENTRALE: Eclairage 160 kVA 380 / 220 V

Sécurité intrinsèque /site	1	Distance de sécurité aux cibles critiques	2	2
	2	Distance de sécurité entre transformateurs	1	1
	3	Clôture/gardiennage	1	1
	4	Panneaux de sécurité	1	1
Construction transfo	5	ONAF	1	0
	6	Etanche à remplissage total	1	1
	7	Réserve tampon d'huile	1	0
	8	Cuvette de rétention	2	0
	9	Murs de séparation	2	0
Detection et mesures	10	Niveau d'huile	2	0
	11	Détecteur de température	2	0
	12	Détecteur de pression	1	0
	13	Détecteur de bulles	1	0
	14	Détecteurs de gaz	1	0
	15	DGPT2 ou BUCHHOLZ	2	0
	16	Détecteur feu	1	0
Alarmes	17	Image thermique	1	0
	18	Niveau bas huile	2	0
	19	Température huile à 80°C	1	0
	20	Pression dans transfo à 1,2 bars	1	0
	21	Feu	2	0
Déclenchement	22	Présence bulles de vapeur d'huile	2	0
	23	Niveau bas huile	2	0
	24	Température huile à 100°C	2	0
	25	Pression dans transfo à 1,2 bars	2	0
	26	Feu	2	0
Protection externe	27	Présence bulles de vapeur d'huile	2	0
	28	Surveillance TV	2	0
	29	Disjoncteur	1	1
	30	Eclateurs	1	0
	31	Parafoudre	1	0
Protection interne	32	Brouillard d'eau	1	0
	33	Soupape de décompression	2	0
	34	Injection d'azote	1	0
	35	Protection masse-cuve	1	0
Intervention	36	Analyse de l'huile	1	0
	37	Accès sur 2 faces	1	1
	38	Extincteurs poudre	1	1
	39	Extincteurs CO2	1	1
	40	Source d'eau incendie pour durée de 3 heures	1	1
	41	Poste light water	2	0



	42	Quantité d'émulseur: 1 heure sur plus grande surface en feu	1	1
	43	Canons eau/mousse fixes et mobiles	2	0
	44	Point de rassemblement du personnel	1	1
	45	information / exercices	2	2
	46	Système d'alarme interne	1	2
	47	Système d'alarme des populations	1	0
	48	Plan d'opération interne	2	2
	49	Préparation des pompiers de la ville	1	1

**TOTAL 69 20**
**RESULTAT R = 28,98 %**

## 8) DONIAMBO CENTRALE : Prises 160 kVA 380 / 400 V

Sécurité intrinsèque /site	1	Distance de sécurité aux cibles critiques	2	2
	2	Distance de sécurité entre transformateurs	1	1
	3	Clôture/gardiennage	1	1
	4	Panneaux de sécurité	1	1

Construction transfo	5	ONAF	1	0
	6	Etanche à remplissage total	1	1
	7	Réserve tampon d'huile	1	0
	8	Cuvette de rétention	2	0
	9	Murs de séparation	2	0

Detection et mesures	10	Niveau d'huile	2	0
	11	Détecteur de température	2	0
	12	Détecteur de pression	1	0
	13	Détecteur de bulles	1	0
	14	Détecteurs de gaz	1	0
	15	DGPT2 ou BUCHHOLZ	2	0
	16	Détecteur feu	1	0
	17	Image thermique	1	0

Alarmes	18	Niveau bas huile	2	0
	19	Température huile à 80°C	1	0
	20	Pression dans transfo à 1,2 bars	1	0
	21	Feu	2	0
	22	Présence bulles de vapeur d'huile	2	0

Déclenchement	23	Niveau bas huile	2	0
	24	Température huile à 100°C	2	0
	25	Pression dans transfo à 1,2 bars	2	0
	26	Feu	2	0
	27	Présence bulles de vapeur d'huile	2	0

Protection externe	28	Surveillance TV	2	0
	29	Disjoncteur	1	1
	30	Eclateurs	1	0
	31	Parafoudre	1	0
	32	Brouillard d'eau	1	0

Protection interne	33	Soupape de décompression	2	0
	34	Injection d'azote	1	0
	35	Protection masse-cuve	1	0
	36	Analyse de l'huile	1	0

Intervention	37	Accès sur 2 faces	1	1
	38	Extincteurs poudre	1	1
	39	Extincteurs CO2	1	1
	40	Source d'eau incendie pour durée de 3 heures	1	1
	41	Poste light water	2	0
	42	Quantité d'émulseur: 1 heure sur plus grande surface en feu	1	1
	43	Canons eau/mousse fixes et mobiles	2	0
	44	Point de rassemblement du personnel	1	1
	45	information / exercices	2	2
	46	Système d'alarme interne	1	2
	47	Système d'alarme des populations	1	0
	48	Plan d'opération interne	2	2
	49	Préparation des pompiers de la ville	1	1

<b>TOTAL</b>	<b>69</b>	<b>20</b>
<b>RESULTAT</b>	<b>R = 28,98 %</b>	

## 9) DONIAMBO CENTRALE : AN 50 kVA 380 / 220 V

Sécurité intrinsèque /site	1	Distance de sécurité aux cibles critiques	2	2
	2	Distance de sécurité entre transformateurs	1	1
	3	Clôture/gardiennage	1	1
	4	Panneaux de sécurité	1	1

Construction transfo	5	ONAF	1	0
	6	Etanche à remplissage total	1	1
	7	Réserve tampon d'huile	1	0
	8	Cuvette de rétention	2	0
	9	Murs de séparation	2	0

Detection et mesures	10	Niveau d'huile	2	0
	11	Détecteur de température	2	0
	12	Détecteur de pression	1	0
	13	Détecteur de bulles	1	0
	14	Détecteurs de gaz	1	0
	15	DGPT2 ou BUCHHOLZ	2	0
	16	Détecteur feu	1	0
	17	Image thermique	1	0

Alarmes	18	Niveau bas huile	2	0
	19	Température huile à 80°C	1	0
	20	Pression dans transfo à 1,2 bars	1	0
	21	Feu	2	0
	22	Présence bulles de vapeur d'huile	2	0

Déclenchement	23	Niveau bas huile	2	0
	24	Température huile à 100°C	2	0
	25	Pression dans transfo à 1,2 bars	2	0
	26	Feu	2	0
	27	Présence bulles de vapeur d'huile	2	0

Protection externe	28	Surveillance TV	2	0
	29	Disjoncteur	1	1
	30	Eclateurs	1	0
	31	Parafoudre	1	0
	32	Brouillard d'eau	1	0

Protection interne	33	Soupape de décompression	2	0
	34	Injection d'azote	1	0
	35	Protection masse-cuve	1	0
	36	Analyse de l'huile	1	0

Intervention	37	Accès sur 2 faces	1	1
	38	Extincteurs poudre	1	1
	39	Extincteurs CO2	1	1
	40	Source d'eau incendie pour durée de 3 heures	1	1
	41	Poste light water	2	0
	42	Quantité d'émulseur: 1 heure sur plus grande surface en feu	1	1
	43	Canons eau/mousse fixes et mobiles	2	0
	44	Point de rassemblement du personnel	1	1
	45	information / exercices	2	2
	46	Système d'alarme interne	1	2
	47	Système d'alarme des populations	1	0
	48	Plan d'opération interne	2	2
	49	Préparation des pompiers de la ville	1	1

TOTAL	69	20
RESULTAT	R = 28,98 %	

Nous réalisons une moyenne des résultats des 21 transformateurs pondérés par le rapport P entre la masse d'huile M du transformateur et la masse d'huile totale des 21 transformateurs:

	M	P	R
Doniambo Poste 150 kV Ducos 1	: 22 200 kg	0,1880	48
Doniambo Poste 150 kV Ducos 2/ 1	: 9 000 kg	0,0762	48
Doniambo Poste 150 kV Ducos 2/ 2	: 9 000 kg	0,0762	48
Doniambo Poste 150 kV Ducos 2/ 3	: 9 000 kg	0,0762	48
Doniambo Sortie groupe tranche 1	: 15 100 kg	0,1279	45
Doniambo Sortie groupe tranche 2	: 15 100 kg	0,1279	45
Doniambo Sortie groupe tranche 3	: 15 100 kg	0,1279	45
Doniambo Sortie groupe tranche 4	: 15 100 kg	0,1279	45
Doniambo Auxiliaire 400 V / 1	: 314 kg	0,0026	49
Doniambo Auxiliaire 400 V / 2	: 314 kg	0,0026	49
Doniambo Auxiliaire 400 V / 3	: 314 kg	0,0026	49
Doniambo Auxiliaire 400 V / 4	: 314 kg	0,0026	49
Doniambo Auxiliaire 5500 V tranche 1	: 1935 kg	0,0164	50
Doniambo Auxiliaire 5500 V tranche 2	: 1935 kg	0,0164	50
Doniambo Auxiliaire 5500 V tranche 3	: 1935 kg	0,0164	50

Doniambo Auxiliaire 5500 V tranche 4	:	1935 kg	0,0164	50
Doniambo Auxiliaires généraux 400 V/1	:	569 kg	0,0048	41
Doniambo Auxiliaires généraux 400 V/2	:	569 kg	0,0048	41
Doniambo ANG Eclairage 160 kVA	:	123 kg	0,0010	20
Doniambo ANG Prises 100 kVA	:	77 kg	0,0006	20
Doniambo ANG AN 50 kVA	:	40 kg	0,0003	20

TOTAL : 118 039 kg

L'expression du résultat pondéré et moyenné s'exprime par :

$$R = \sum_{i=1}^{11} P_i R_i / 69 = 47,26 / 69 = 68,5 \%$$

L'interprétation de la valeur du pourcentage du contrôle du risque est comme suit :

$R \leq 40$	insuffisant
$40 < R \leq 50$	en-dessous de la moyenne
<b><math>50 &lt; R \leq 70</math></b>	<b>moyenne</b>
$70 < R \leq 80$	au-dessus de la moyenne
$80 < R \leq 90$	bon
$90 < R \leq 100$	excellent

BILAN POUR L'ENSEMBLE DU SITE

TOTAL: 380,26 / 606

**RESULTAT R = 63,74 %**

L'interprétation de la valeur du pourcentage du contrôle du risque est comme suit :

$R \leq 40$	insuffisant
$40 < R \leq 50$	en-dessous de la moyenne
<b><math>50 &lt; R \leq 70</math></b>	<b>moyenne</b>
$70 < R \leq 80$	au-dessus de la moyenne
$80 < R \leq 90$	bon
$90 < R \leq 100$	excellent



## 7. Protection incendie de la centrale de Doniambo

Le site de Doniambo est doté des installations de protection incendie suivantes :

- Une pomperie incendie et ses installations,
- Des postes de sécurité RIA,
- Des extincteurs portatifs et sur roues,
- Des systèmes de détection incendie,
- Des installations fixes d'extinction au CO<sub>2</sub>,
- Des installations fixes d'extinction au FM 200.

### 7.1. Local incendie et ses installations

- Une électropompe à démarrage manuel en local ou à distance depuis la salle de contrôle,
- Un groupe motopompe (dit de secours) à moteur thermique diesel à démarreur électrique sur batterie d'accumulateurs,
- Une clarinette (appelée barillet) divisée en réseaux distincts pour l'arrosage des cuves Fuel et le déversement de mousse dans les cuvettes de rétention fuel lourd et gazole
- Une clarinette (appelée barillet) pour le déversement de mousse au niveau zéro du hall machine autour des cuves d'huile
- Une clarinette (appelée barillet) pour l'arrosage des piliers métalliques du hall machine



Electropompe incendie



Pompe incendie diesel en secours



Manifold de répartition du prémélange



Fiche de l'émulseur



Boîte à mousse bac de fuel lourd



Réservoir d'émulseur

## 7.2. Réseau d'eau pour la lutte incendie dans les stockages

L'eau est fournie par le réseau d'eau brute ayant un débit de  $250 \text{ m}^3/\text{h}$  sous une pression effective de 4 bar.

Cette eau brute est distribuée directement dans un réseau en DN 150 non bouclée pour l'alimentation des rampes de refroidissement des réservoirs d'huile et pour l'alimentation de cinq lances fixes.

Une tuyauterie spécifique DN 150 alimente un surpresseur d'une capacité de  $250 \text{ m}^3/\text{h}$  pour une hauteur manométrique de 80 m.

Ce surpresseur refoule dans un collecteur général DN 150 et alimente:

- une distribution d'eau pour les rampes de refroidissement des réservoirs de fuel lourd et de GO
- une alimentation d'eau pour la fabrication de la mousse d'extinction d'un feu dans les cuvettes et dans l'intérieur des réservoirs de fuel lourd et de GO.

## 7.3. Production de Mousse dans les stockages

Elle est constituée de quatre proportionneurs alimentés en émulseur depuis un réservoir de 1600 l et alimentant respectivement :

- le déversoir de la cuvette contenant le fuel léger
- les chambres à mousse des réservoirs de fuel léger
- les chambres à mousse des réservoirs de fuel lourd
- les déversoirs des cuvettes contenant le fuel lourd

## 7.4. Matériels de mise en œuvre de la mousse dans les stockages

### 7.4.1. Pulvérisateurs

Tous les réservoirs sont équipés de rampes de refroidissement sur lesquelles sont installées des buses type Ez 27 de chez Sicli dont les performances ne sont pas spécifiées.

Leur répartition est la suivante :

- 40 buses sur chaque rampe des réservoirs de fuel lourd
- 6 buses sur chaque rampe des réservoirs de fuel léger
- 6 buses sur chaque rampe des réservoirs d'huile de  $17 \text{ m}^3$
- 6 buses sur chaque rampe des réservoirs d'huile de  $6.3 \text{ m}^3$

Le choix de l'alimentation de l'une des rampes est fait manuellement en local.

### 7.4.2. Proportionneurs

Quatre proportionneurs de fourniture Sicli sont installés et répartissent les besoins en mousse de la façon suivante :



- modèle LP 35 – capacité 1400 l/mn d'eau et 85 l/mn d'émulseur pour la protection de l'une ou l'autre cuvette des réservoirs de fuel lourd
- modèle LP 18 – capacité 700 l/mn d'eau et 42 l/mn d'émulseur pour la protection interne de l'un ou l'autre réservoir de fuel lourd
- modèle LP 6 – capacité 200 l/mn d'eau et 12 l/mn d'émulseur pour la protection de la cuvette des réservoirs de fuel léger
- modèle LP 12 – capacité 400 l/mn d'eau et 24 l/mn d'émulseur pour la protection interne de l'un ou l'autre réservoir de fuel léger

Le choix de l'alimentation en mousse (déversoir ou chambre à mousse sur l'un des quatre bacs) est fait manuellement en local.



**Essai d'arrosage de refroidissement des bacs de fuel lourd**



**Couronnes de refroidissement et boîtes à mousse des bacs de gazole.**

### **7.4.3. Déversoirs**

Neuf déversoirs type MCS 9 de chez Sicli dont les performances ne sont pas spécifiées sont répartis de la façon suivante :

- 4 pour la protection de la cuvette « ouest » du stockage fuel lourd
- 4 pour la protection de la cuvette « est » du stockage de fuel lourd
- 1 pour la protection de la cuvette du stockage de fuel léger



Déversoirs à mousse dans les cuvettes des réservoirs de fuel lourd.

#### 7.4.4. Chambre à mousse

Chaque réservoir de fuel lourd est protégé d'un feu interne par deux chambres à mousse type MCS 9 de chez Sicli dont les performances ne sont pas spécifiées.

Chaque réservoir de gazole est protégé d'un feu interne par une chambre à mousse type MCS 5 de chez Sicli dont les performances ne sont pas spécifiées.

#### 7.4.5. CO2

La protection interne de chacun des cinq réservoirs d'huile est assurée par un système autonome d'injection de CO<sub>2</sub> d'une capacité unitaire de 10 kg de charge avec commande manuelle en local.

#### Récapitulatif des extinctions incendie fixes.

- Le site de DOniambo est doté des installations d'extinction CO2 fixes au niveau des cuves à huile turbine et des alternateurs
- Installations d'extinction FM200 fixes au niveau des locaux 380V. Le déclenchement de l'extinction au FM200 se fait manuellement en local ou en salle de contrôle après confirmation de l'incendie en local.

### 7.5. Distribution géographique des moyens de détection et de protection dans la salle des machines

#### Récapitulatif des boîtiers brise-glace Alarme Incendie

- Niveau 0m, rue des automates, entre B2 et B3 boîtier « 0206 » et à chaque extrémité boîtiers « 0203 » + « 0209 ».
- Niveau 4m, boîtier « 0319 » entre les façades inférieures de B2 et B3.
- Niveau 7m, boîtier « 0318 » entre les façades supérieures de B2 et **RAPPEL : « Alerte FEU » équipe incendie centrale B au poste 818**

#### Récapitulatif des emplacements des déclencheurs manuels d'extinction

- **Extinction CO2**  
**MISE SOUS CO2 DES CUVES A HUILE TURBINES ET RESERVES**  
 Pour B1 et B2 : Niveau 0m, sur le mur du local Motorol 380V de B1.  
 Pour B3 et les cuves à huile Transfert et Réserve : Niveau 0m, entre les réchauffeurs fioul de la tranche B3 et la cuve à huile Réserve.  
 Pour B4 : Niveau 0m, sur le mur du local Motorol 380V de la tranche B4.



■ **Arrosage**

**ARROSAGE DES JUPES DES CUVES A HUILE TURBINE ET RESERVES**

**1ère possibilité (commande électrique) :**

Boîtier brise-glace d'arrosage extérieur des jupes des cuves à huile turbine au **niveau 4m** de la salle des machines, à proximité des réchauffeurs HP4.

Pour les cuves à huile de Transfert et de Réserve, le boîtier est installé au **niveau 4m** au-dessus des MPA de la tranche B4.

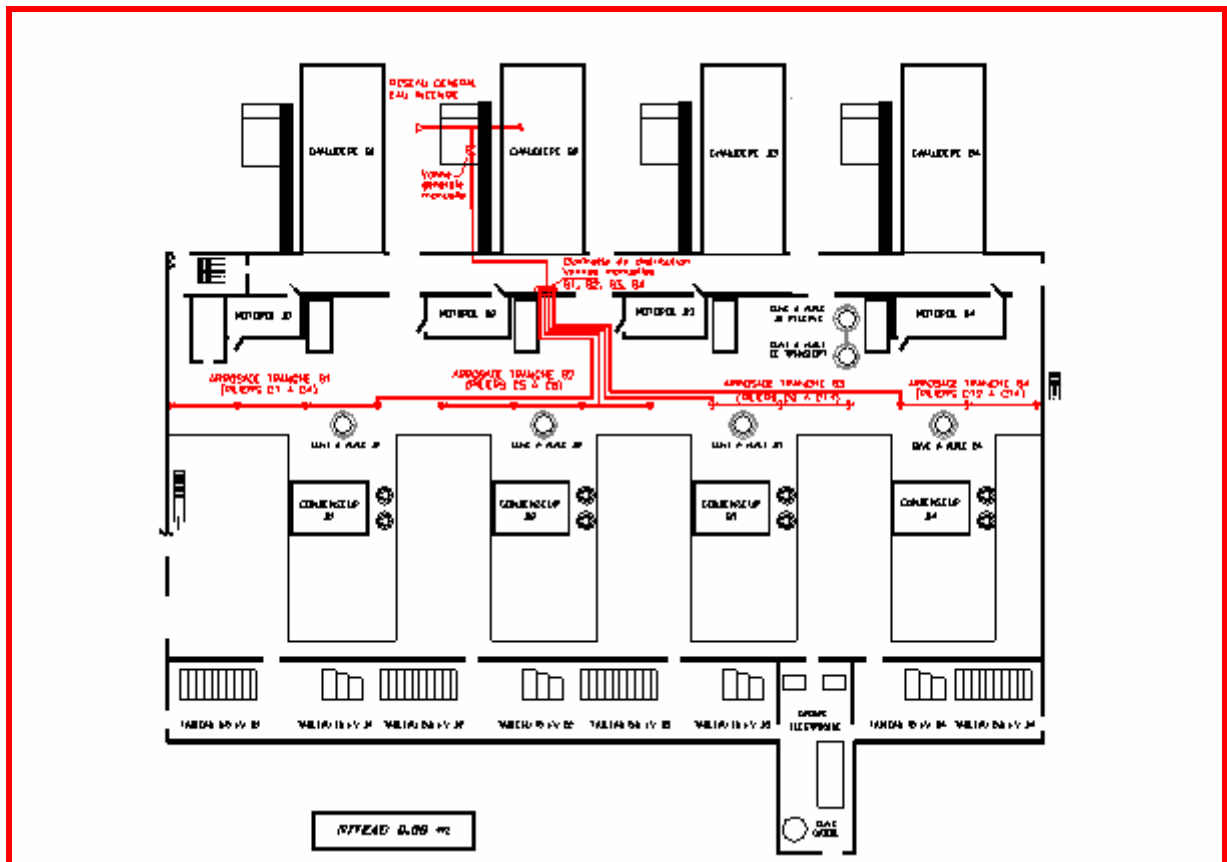
**2ème possibilité (ouverture manuelle) :**

Ouverture du by-pass de l'électrovanne, situé au même endroit.

**ARROSAGE NIVEAUX 0 et 4m DES PILIERS MÉTALLIQUES « File C »**

**(Piliers salle des machines face aux MPA et cuves à huile turbines)**

Par action manuelle sur la vanne départ tranche de la clarinette « circuit arrosage des piliers » rue des automates **niveau 0m**, face au pH-mètre de B2



**ARROSAGE DES FAÇADES CHAUDIERE INFERIEURE ET SUPERIEURE**

**1ère possibilité (commande électrique) :**

Boîtier brise-glace d'arrosage façade chaudière de type Sprinkler **niveau 7m**, sur la droite de chacune des façades chaudières supérieures.

**2ème possibilité (ouverture manuelle) :**

Ouverture du by-pass de l'électrovanne **niveau 4m**, à proximité du voyant latéral **inférieur droit** de chacune des chaudières.

**ARROSAGE DES POSTES DE REGULATION FIOUL ET FILTRES A CHAUD**

**1ère possibilité (commande électrique) :**

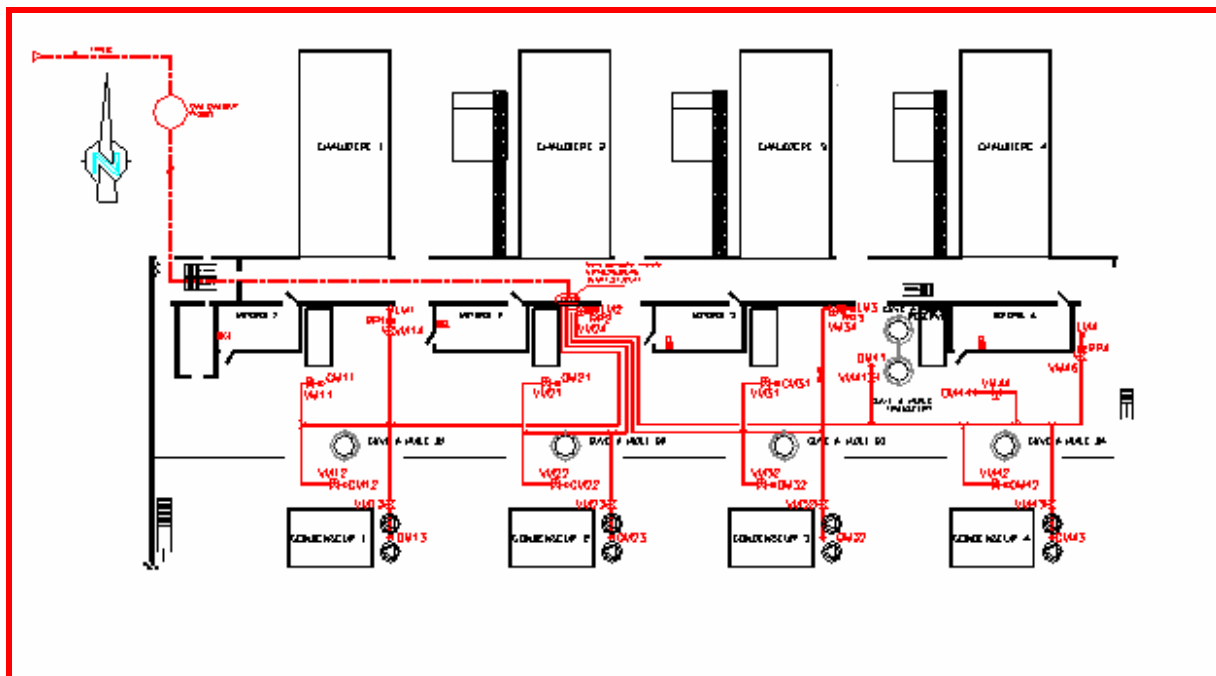
Boîtier brise-glace d'arrosage poste fioul de type Sprinkler **niveau 0m**, à droite de la chaudière, sous le ballon inférieur.

**2ème possibilité (ouverture manuelle) :**

Ouverture du by-pass de l'électrovanne, situé au même endroit.

## ■ Mousse physique

**DÉVERSEMENT DE MOUSSE PHYSIQUE EN SALLE DES MACHINES** (Diffuseurs au dessus des MPE, pompes à huile et centrifugeuses)



### 1ère possibilité (commande électrique) :

Boîtier brise-glace à l'intérieur de chaque local Motorol 380V – niveau 0m

### 2ème possibilité (ouverture manuelle) :

Par action manuelle sur le levier d'une des électrovannes « EVMx » départ tranche « x » sur la clarinette « Extinction Mousse » au **niveau 0m** de la rue des automates entre le détendeur 16b de B3 et le pH-mètre de B2

### Rappel pour la zone des cuves à huile Transfert et Réserve :

Pour le déversement de mousse physique au niveau des cuves à huile Transfert et Réserve, actionner la mousse sur les tranches B3 et B4

## ■ Injection vapeur

### INJECTION DE VAPEUR DANS LE CAISSON D'AIR CHAUDIERE

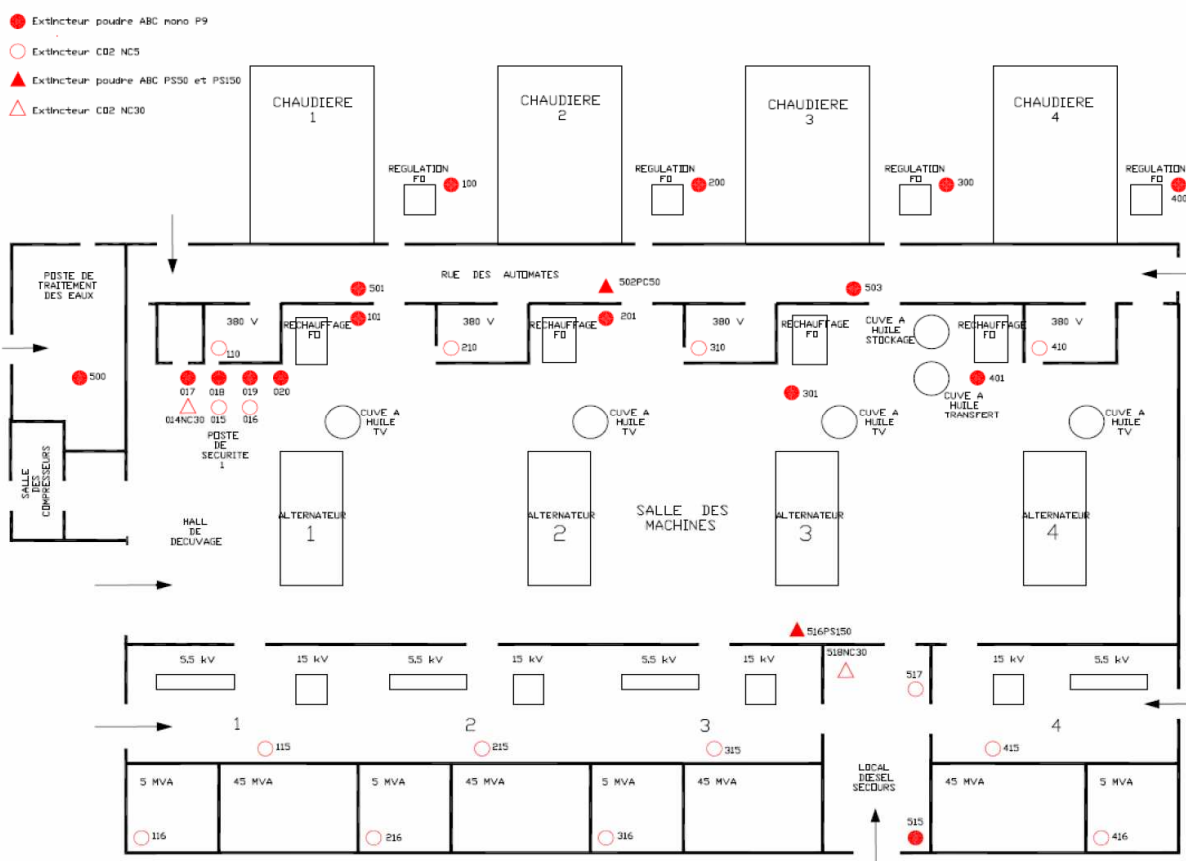
#### 1ère possibilité (commande électrique) :

Boîtier brise-glace d'injection de vapeur dans le caisson d'air chaudière niveau 7m, sur la gauche de chacune des façades chaudières supérieures.

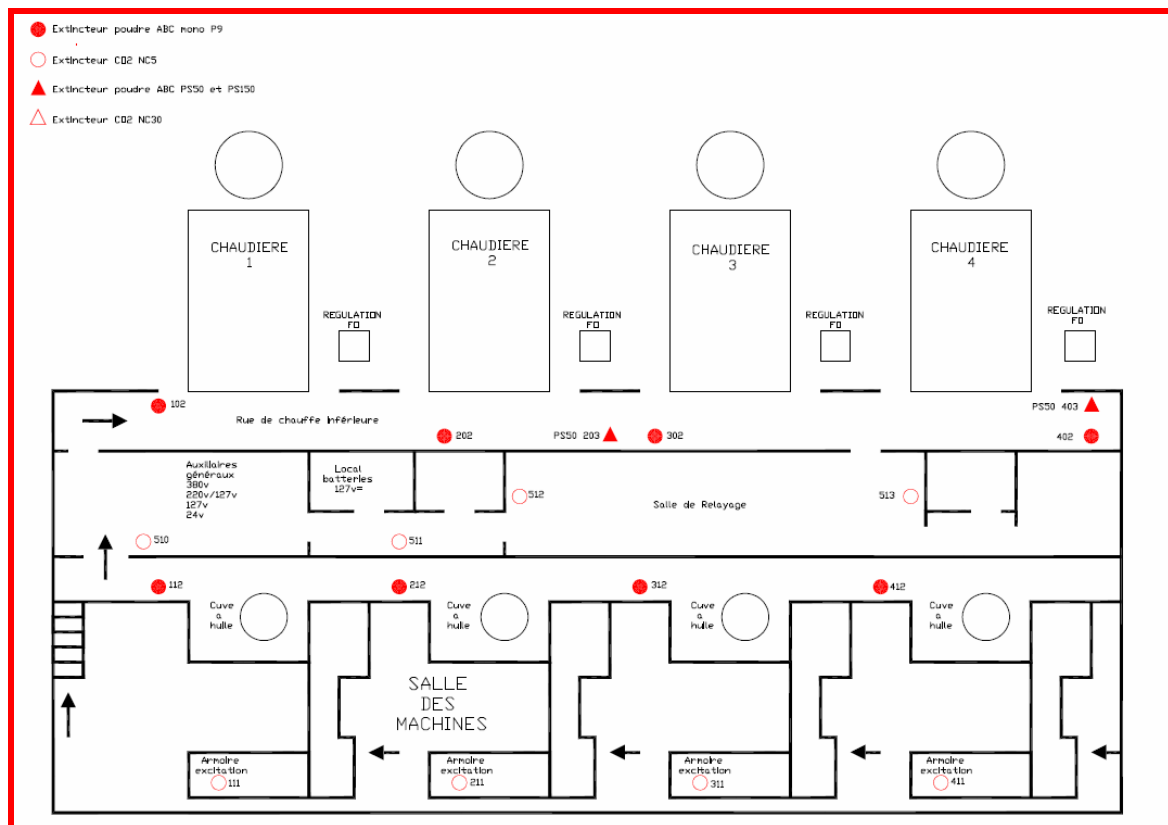
#### 2ème possibilité (forçage manuel) :

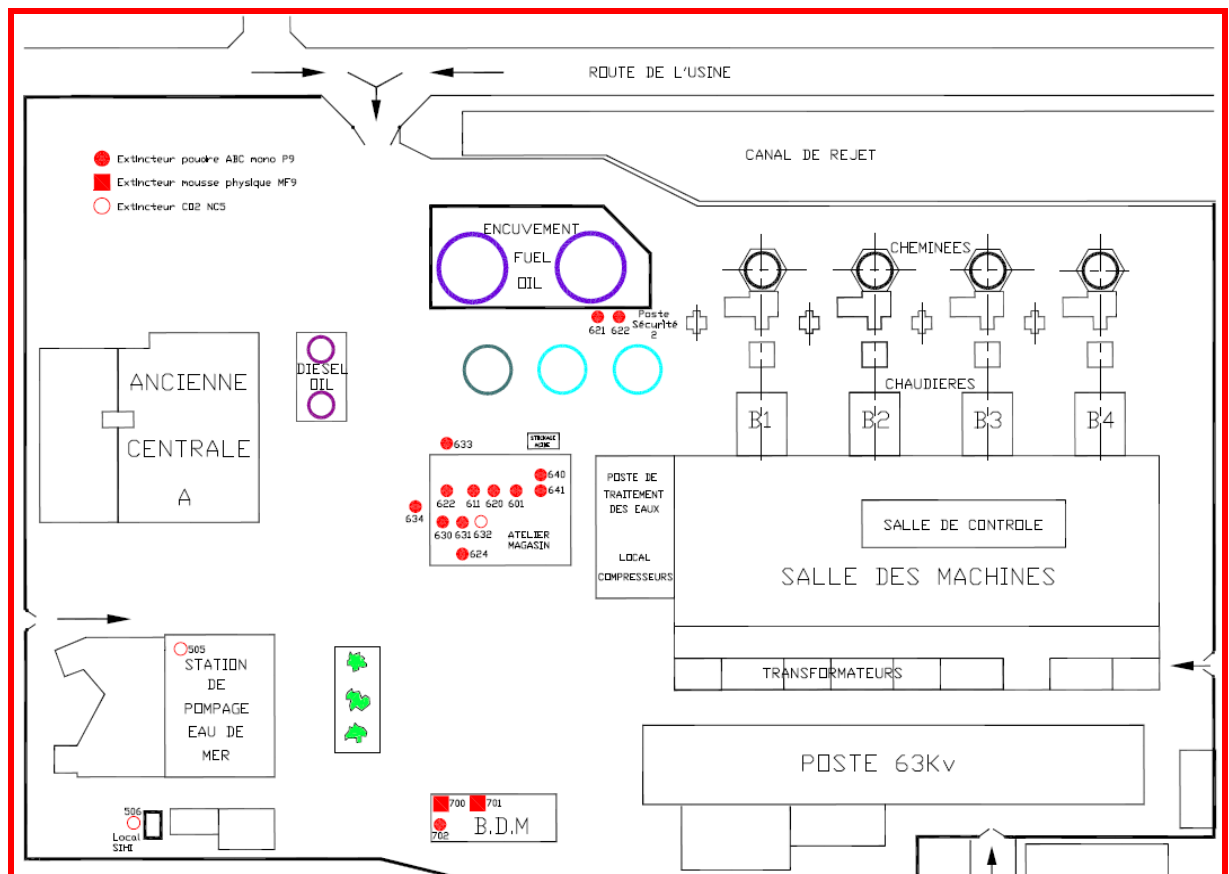
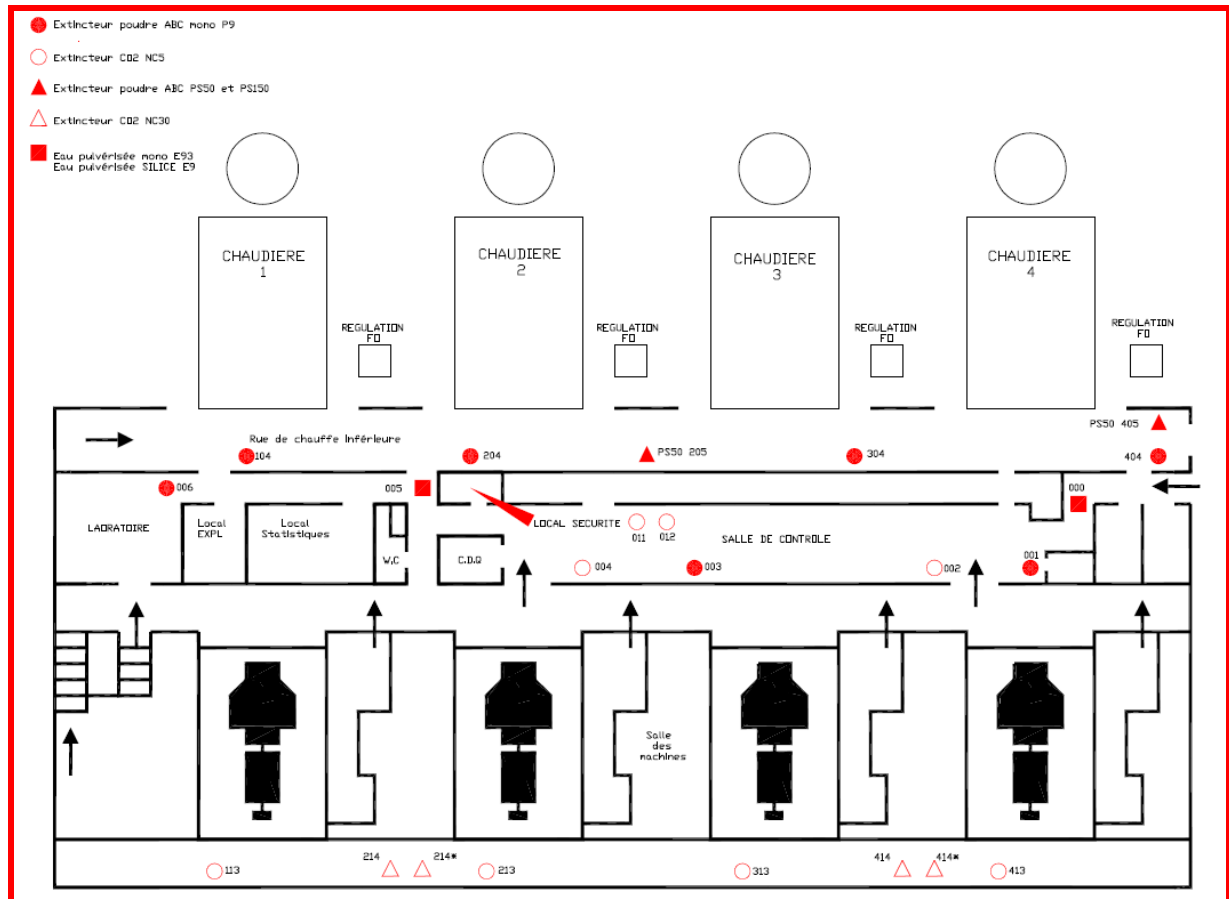
Forçage de l'électrovanne au niveau 4m, à proximité du voyant latéral inférieur gauche de chacune des chaudières.

## • Niveau 0 mètre de la Centrale



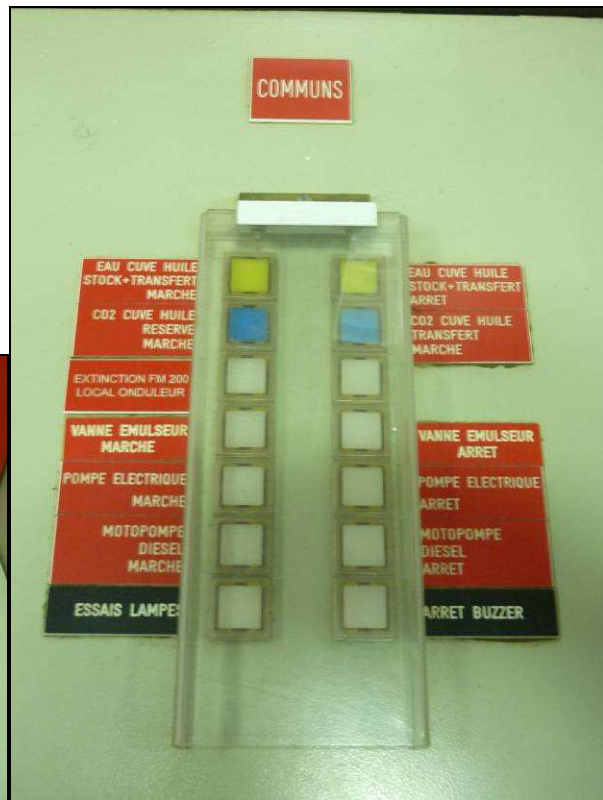
## NIVEAU 4 METRES DE LA CENTRALE



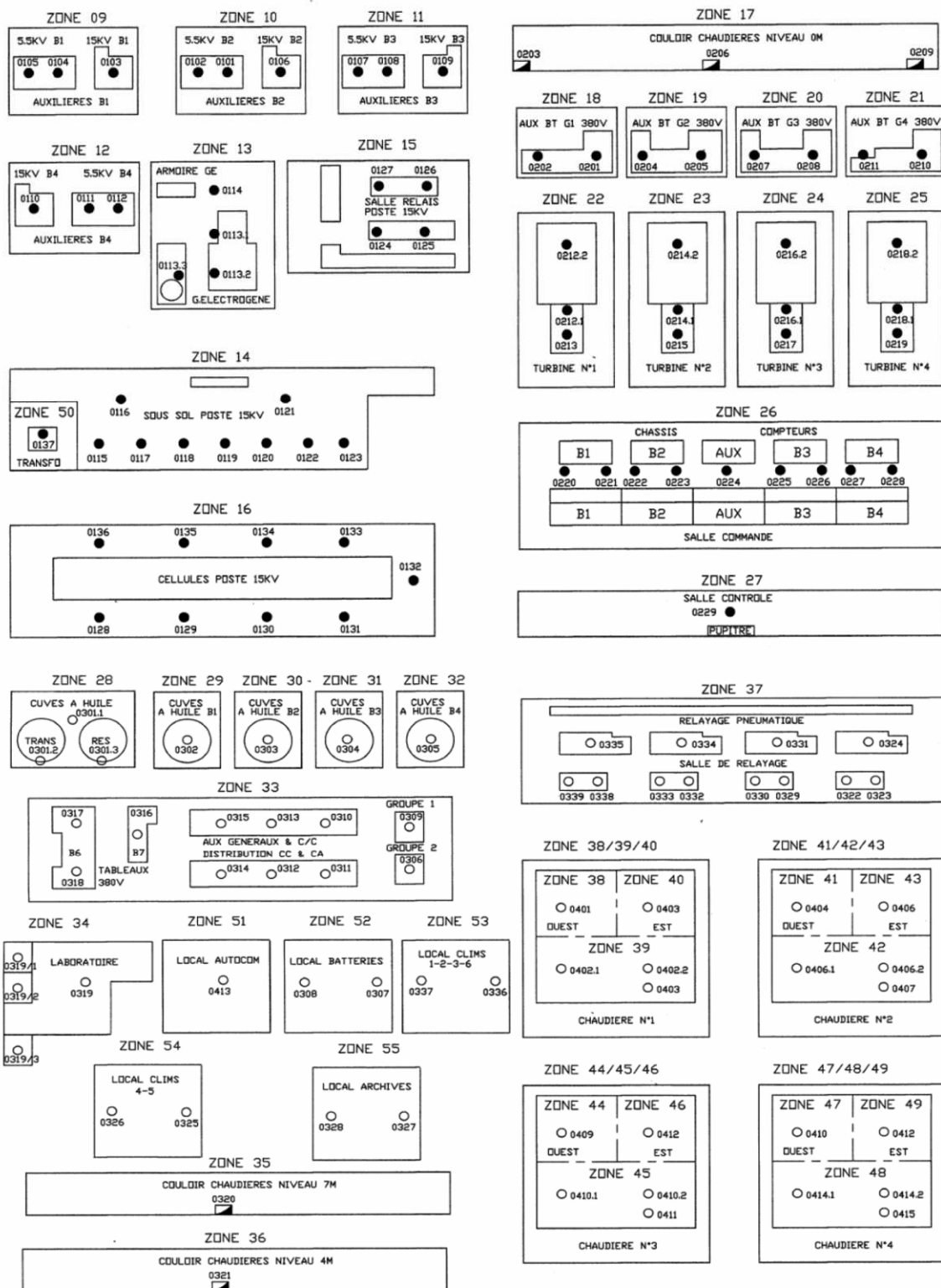


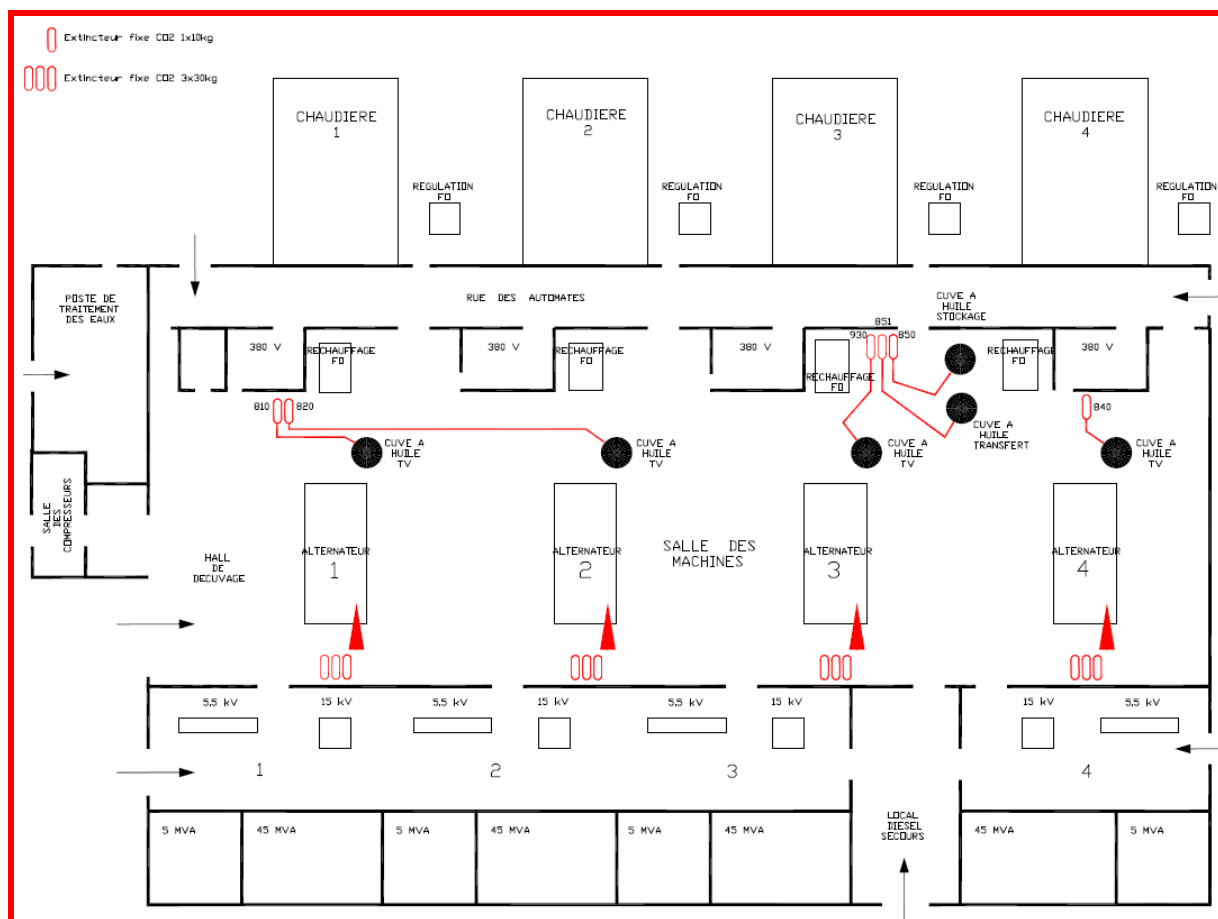


## Bureaux administratifs et annexes

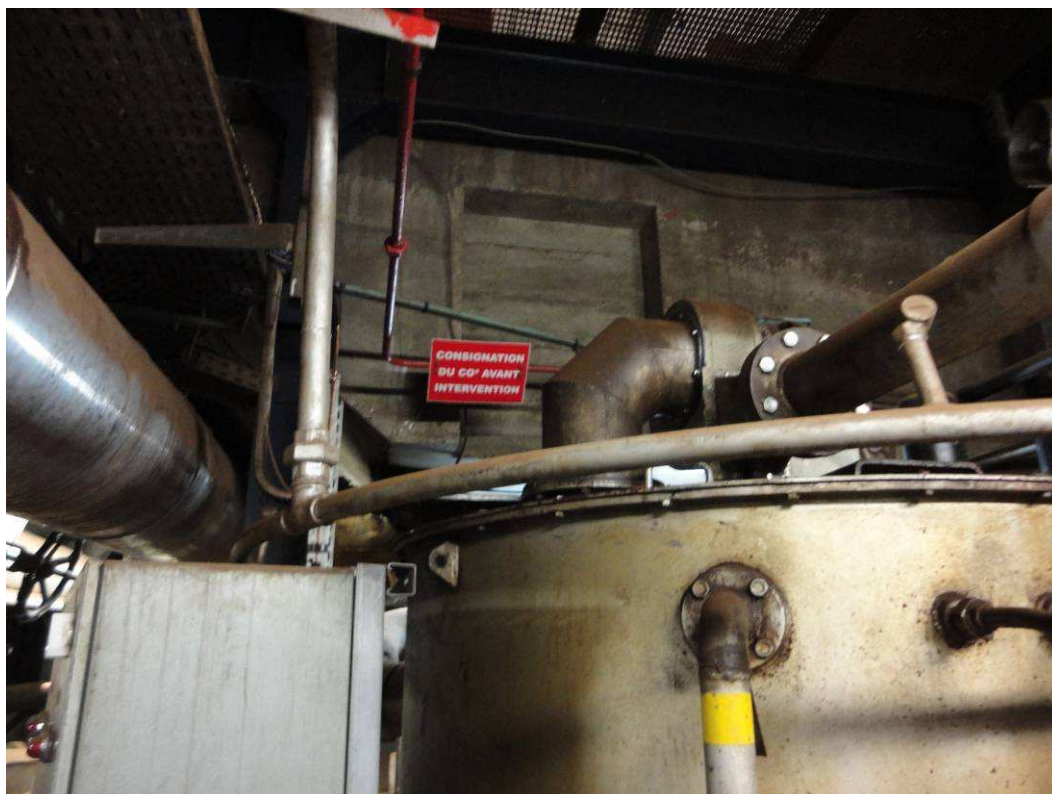


## Synoptique des zones de détection incendie de la Centrale



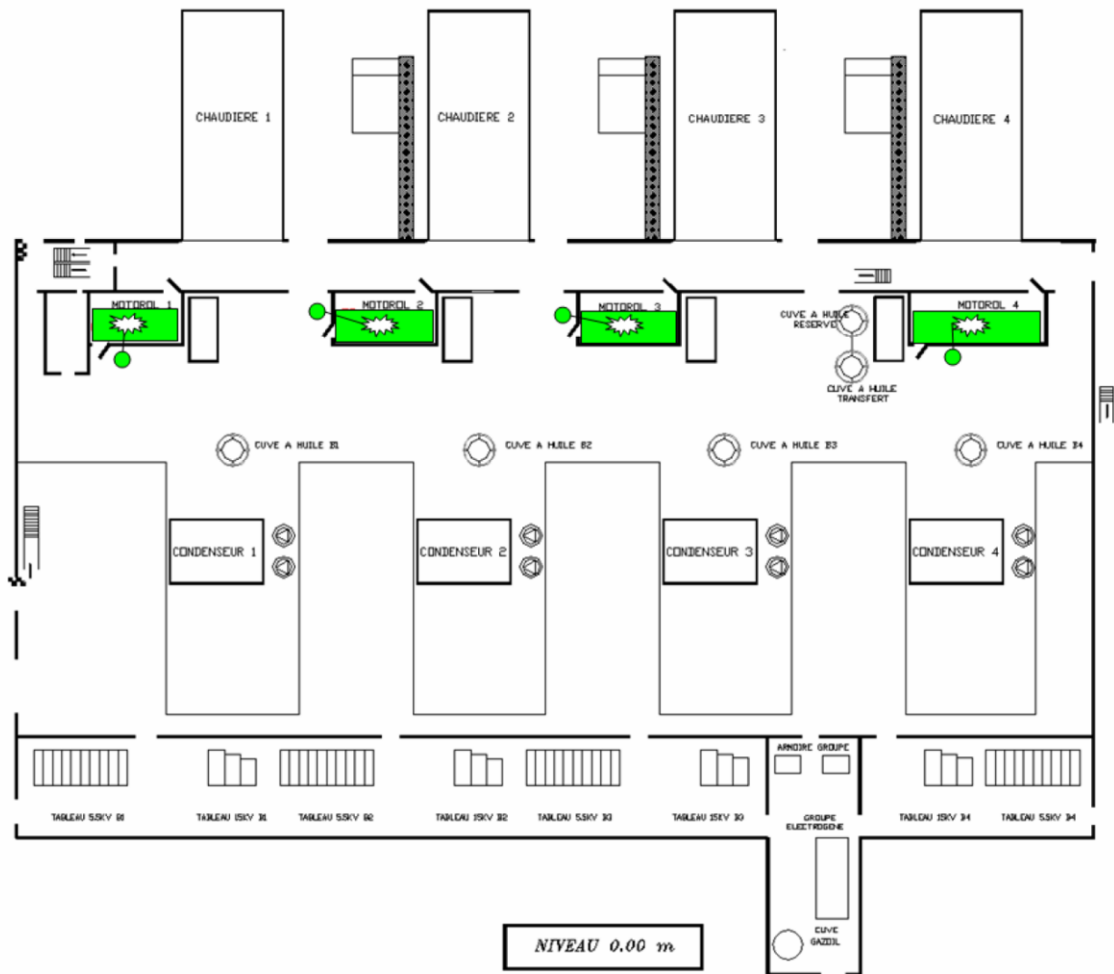


Le site de Doniambo est doté des installations d'extinction CO2 fixes au niveau des cuves à huile turbine et des alternateurs





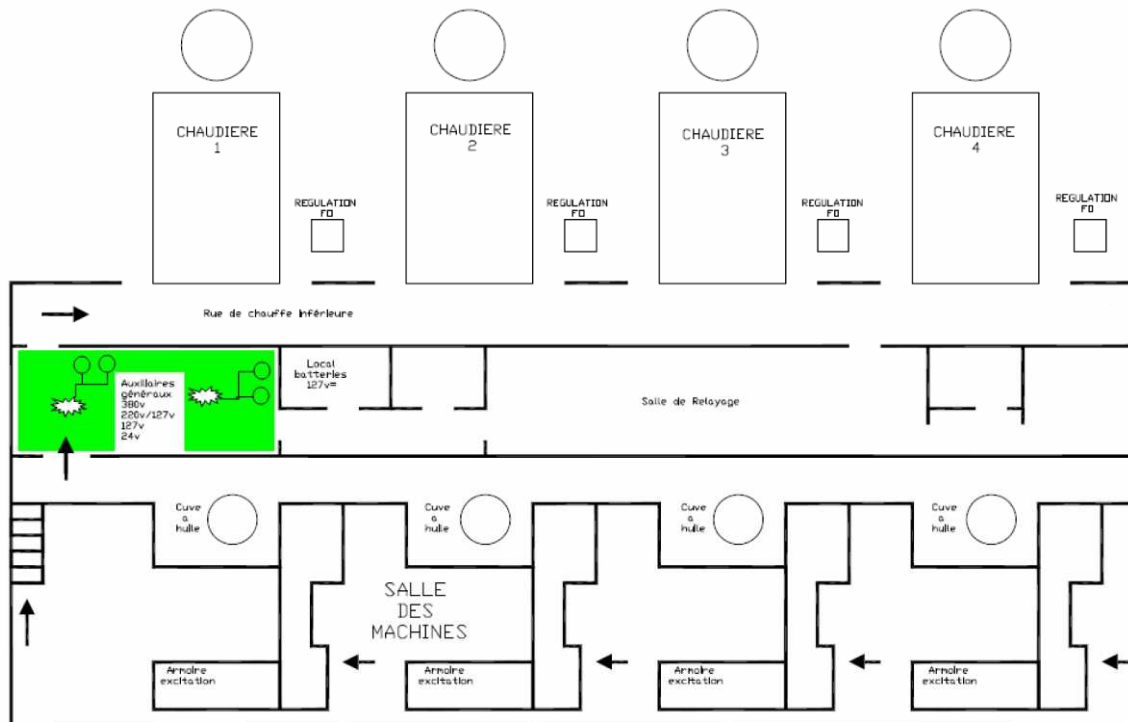
## Niveau 0 mètre



Installations d'extinction FM200 fixes au niveau des locaux 380V. Le déclenchement de l'extinction au FM200 se fait manuellement en local ou en salle de contrôle après confirmation de l'incendie en local.



## Niveau 4 mètres



Différents types de détection : Caméra, vapeur, fumées

## 7.6. Les moyens humains

### Personnel journalier

En semaine, sont présents sur le site de Doniambo 30 à 40 journaliers,

Du lundi au jeudi

- de 06h00 à 14h30 de décembre à février inclus,
- de 06h45 à 11h30 et de 12h30 à 16h00 de mars à novembre inclus.

Le vendredi

- de 06h00 à 12h00 de décembre à février inclus,
- de 06h45 à 11h45 de mars à novembre inclus.

Le point de rassemblement du personnel à la journée est sur le parking principal de la Centrale.

### Personnel H24

Une équipe de conduite est présente à la Centrale de Doniambo 24 heures sur 24.

Cycle de quart du personnel de conduite

- 1er quart : 03h00 à 11h00,
- 2ème quart : 11h00 à 19h00,
- 3ème quart : 19h00 à 03h00.

### Personnel d'astreinte

Une équipe d'astreinte est désignée chaque semaine, elle se compose de 5 personnes comme suit :

- 1 cadre,
- 1 mécanicien,
- 1 électricien,
- 1 agent de régulation
- 1 agent de la section « chimie essais statistiques ».

Le tableau d'astreinte paraît tous les trimestres, l'astreinte dure 7 jours du mercredi matin au mercredi matin de la semaine suivante.

La liste du personnel d'astreinte de la centrale de Doniambo est actualisé chaque semaine et est inscrite en salle de contrôle de la centrale (téléphone 250 280). Chaque agent se doit d'en prendre connaissance.

### L'équipe incendie

La centrale de Doniambo dispose d'une équipe d'agents qualifiés, formés à la défense incendie du site Enercal de Doniambo.

Cette équipe incendie est constituée du Chef de Quart en poste et au minimum de deux agents d'exploitations. Suivant les besoins le Chef de Quart pourra mobiliser tout ou partie de ses agents d'exploitation ou du personnel présent à la journée.

## **SECTION 8**

# **ADEQUATION ENTRE LES RISQUES DE LA CENTRALE, ET LES MOYENS D'ANTICIPATION MIS EN PLACE**





1.	APPROCHE PARAMETRIQUE	5
2.	DEFINITION DES PARAMETRES	5
2.1.	PARAMETRES REPRESENTATIFS DES RISQUES INHERENTS AU SITE	5
2.2.	PARAMETRES REPRESENTATIFS DU DEGRE D'ANTICIPATION DES RISQUES PROPRES AU SITE	8
3.	NIVEAUX DE RISQUE ET CRITERES	12



## 1. Approche paramétrique

Une approche paramétrique simple permet d'évaluer de façon réaliste l'état et les possibilités des moyens fixes et mobiles de prévention, de détection, de protection et d'intervention par rapport au risque existant sur un site.

Vingt paramètres sont utilisés.

Dix paramètres décrivent le risque inhérent au site, et sa probabilité :  $R_i \ 1 \leq i \leq 10$

Dix paramètres quantifient le poids des moyens mobiles et de leur infrastructure vis-à-vis de l'intervention en fonction du risque existant :  $I_j \ 1 \leq j \leq 10$

Pour les paramètres  $R_i$  et  $I_j \ 1 \leq i, j \leq 10$ , on a posé six valeurs semi-quantitatives d'appréciation de la grandeur Risque  $R_i$  ou de la grandeur Intervention  $I_j$

Pour chaque valeur semi-quantitative, la première définition concerne les paramètres  $R_i \ 1 \leq i \leq 10$ , et la seconde définition s'applique aux paramètres  $I_j \ 1 \leq j \leq 10$ .

- |   |  |
|---|--|
| 5 | : risque maximum pour le paramètre considéré,<br>ou facteur d'anticipation optimal pour le paramètre considéré       |
| 4 | : risque augmenté pour le paramètre considéré,<br>ou facteur d'anticipation satisfaisant pour le paramètre considéré |
| 3 | : risque existant pour le paramètre considéré,<br>ou facteur d'anticipation admissible pour le paramètre considéré   |
| 2 | : risque diminué pour le paramètre considéré,<br>ou facteur d'anticipation à améliorer pour le paramètre considéré   |
| 1 | : risque minimum pour le paramètre considéré,<br>ou facteur d'anticipation insuffisant pour le paramètre considéré   |
| 0 | : absence de risque pour le paramètre considéré,<br>ou pas de facteur d'anticipation pour le paramètre considéré     |

## 2. Définition des paramètres

### 2.1. Paramètres représentatifs des risques inhérents au site

#### 1) $R_1$ : Type de combustible/carburant

Gaz	: 5	
<b>FO lourd</b>	<b>: 4</b>	<b>3000 m<sup>3</sup></b>
Kérosène	: 3	
Gazole	: 2	<b>50 m<sup>3</sup></b>
charbon	: 1	:

2) R<sub>2</sub> : Capacité de stockage en combustible/carburant :

aucune	: 0	
<b>moins de 5000 m<sup>3</sup></b>	<b>: 1</b>	<b>3000 m<sup>3</sup> + 50 m<sup>3</sup></b>
de 5000 m <sup>3</sup> à 15 000 m <sup>3</sup>	: 2	
de 15 000 m <sup>3</sup> à 50000 m <sup>3</sup>	: 3	
de 50 000 m <sup>3</sup> à 250 000 m <sup>3</sup>	: 4	
plus de 250 000 m <sup>3</sup>	: 5	

3) Type de centrale d'énergie :

<b>A flammes et turbines vapeur</b>	<b>: 5</b>
TAG	: 4
TAC	: 3
Géothermique et turbines vapeur	: 2
Diesels rapides	: 2
Diesels lents ou semi-lents	: 1

4) Nombre de tranches et puissance installée

-- Moins de quatre tranches	: A
-- <b>Quatre tranches</b>	<b>: B</b>
-- Plus de quatre tranches	: C
-- moins de 50 MW	: D
-- <b>de 50 à 250 MW</b>	<b>: E</b>
-- plus de 250 MW	: F
<b>A + D</b>	<b>: 1</b>
<b>A + E ; B + D</b>	<b>: 2</b>
<b>A + F ; B + E ; C + D</b>	<b>: 3</b>
<b>B + F ; C + E</b>	<b>: 4</b>
<b>C + F</b>	<b>: 5</b>

5) R<sub>5</sub> : Cibles critiques dans les contours à dommages Z1, Z2 ou Z3:

Ajouter  $\sum_{i=1}^{10} R_{4_i}$  représentant les valeurs retenues pour chaque rubrique le cas échéant:

<b>R<sub>51</sub> Industries dangereuses</b>	<b>: +5</b>
R <sub>52</sub> Usines non dangereuses	: +3
R <sub>53</sub> Site militaire	: +4
R <sub>54</sub> Centrale thermique, poste de distribution ? centre de communication	: +3
R <sub>55</sub> Hôpital, école, ou église	: +4
R <sub>56</sub> Hôtel, théâtre, activités de loisir	: + 4
R <sub>57</sub> <b>Maisons</b> , fermes, <b>appartements</b>	<b>: + 2</b>
R <sub>58</sub> Centre commercial, station service, magasins, <b>bureaux</b>	<b>: + 3</b>
R <sub>59</sub> Monuments	: + 1
R <sub>510</sub> <b>Autoroute</b> , route, pont, <b>port</b> , chemin de fer	<b>: + 3</b>

**R<sub>5</sub> = 13**

6) R<sub>6</sub> : surface de la plus grande cuvette de rétention :

<b>moins de 1000 m<sup>2</sup></b>	<b>: 1</b>	<b>877 m<sup>2</sup></b>
------------------------------------	------------	--------------------------



de 1000 m <sup>2</sup> à 4000 m <sup>2</sup>	:	2
de 4000 m <sup>2</sup> à 6000 m <sup>2</sup>	:	3
de 6000 m <sup>2</sup> à 10000 m <sup>2</sup>	:	4
plus de 10000 m <sup>2</sup>	:	5

7) R<sub>7</sub> : systèmes d'approvisionnement:

**A = pipeline**  
B = voie maritime ou fluviale  
**C = camions citernes**  
D = wagons citernes

A	:	1
<b>A+C ; C+D</b>	:	<b>2</b>
A+C+D ; B+C	:	3
B+C+D ; A+B+C	:	4
A+B+C+D	:	5

8) R<sub>8</sub> : Nombre de transformateurs et quantité totale d'huile transfo

moins de 5 transformateurs	:	A	
de 5 à 10 transformateurs	:	B	
<b>plus de 10 transformateurs</b>	:	<b>C</b>	<b>21 (avec poste 150 kV)</b>
moins de 20 tonnes d'huile	:	D	
de 20 à 50 tonnes d'huile	:	E	
<b>plus de 50 tonnes d'huile</b>	:	<b>F</b>	<b>118 039 kg (avec poste 150 kV)</b>

A + D	:	1
A + E ; B + D	:	2
A + F ; B + E ; C + D	:	3
B + F ; C + E	:	4
<b>C + F</b>	:	<b>5</b>

9) R<sub>9</sub> : Positionnement des machines tournantes :

**Les groupes alternateurs ont leur ligne d'arbre perpendiculaire aux cibles critiques** : A  
Les groupes alternateurs ont leur ligne d'arbre parallèle aux cibles critiques : B  
**Les groupes alternateurs tournent dans le sens dextrogyre par rapport aux cibles critiques** : C  
Les groupes alternateurs tournent dans le sens sinistroyre par rapport aux cibles critiques : D

A + D	:	0
<b>A + C</b>	:	<b>2</b>
B + C	:	4
B + D	:	5

10) R<sub>10</sub> : Pomperies produits :

**A = il existe une seule pomperie**  
B = il existe plusieurs pomperies  
**C = les pomperies sont hors cuvette de rétention des réservoirs**

D = au moins une pomperie se situe dans une cuvette de rétention des réservoirs  
E = les pomperies sont situées dans un emplacement limité par un muret étanche aux liquides et vapeurs.

A+C+E	:	1
B+C+E	:	2
<b>A+C</b>	:	<b>3</b>
B+C	:	4
D	:	5

**Nous introduisons un "facteur de pondération" pour mettre en exergue les paramètres critiques nécessaires pour se conformer à nos objectifs :**

A<sub>ij</sub> = 1 pour un paramètre qualifié de "normal"  
A<sub>ij</sub> = 1,5 pour un paramètre qualifié "d'important"  
A<sub>ij</sub> = 2 pour un paramètre qualifié de "critique"

Les paramètres R<sub>1</sub>, R<sub>3</sub>, R<sub>4</sub> et R<sub>10</sub> sont qualifiés de "normaux" pour l'objectif spécifié.  
Les paramètres R<sub>2</sub>, R<sub>6</sub>, et R<sub>7</sub> sont qualifiés "d'importants" pour l'objectif spécifié.  
Les paramètres R<sub>5</sub>, R<sub>8</sub> et R<sub>9</sub> sont qualifiés de "critiques" pour l'objectif spécifié.

Nous définissons une fonction de transfert pour exprimer la valeur du risque inhérent au site, fonction prenant des valeurs comprises entre 1 et 10.

1 = risque minimum  
10 = risque maximum

Nous avons:

$$R_0 = (R_1 + R_3 + R_4 + R_{10}) + 1,5 \times (R_2 + R_6 + R_7) + 2 \times (R_5 + R_8 + R_9)$$

avec  $R_{0\max} = 126,5$  pour lequel le risque maximum est atteint, et  $R_S = 10$   
avec  $R_{0\min} = 9$  pour lequel le risque minimum est atteint, et  $R_S = 1$

$$\boxed{R_0 = 61}$$

La fonction de transfert s'exprime dès lors comme suit:

$$\boxed{R_S = (0,07659 \times R_0) + 0,31}$$

$$\boxed{R_S = 4,982}$$

Soit % du risque maximum

## **2.2. Paramètres représentatifs du degré d'anticipation des risques propres au site**

### **1) I<sub>1</sub> : Débit d'eau incendie:**

Nous définissons un débit d'eau incendie suffisant  $Q_{suf}$ , nécessaire pour éteindre la plus grande surface en feu  $S_{max}$  avec un taux d'application 5 l/m<sup>2</sup>/de prémélange pour des feux d'hydrocarbures ou d'huile.

La plus grande surface en feu  $S_{max}$  est prise égale à la surface de la plus grande cuvette de rétention ou à la plus grande surface de nappe en extension. Le débit correspondant  $Q_{suf}$  est représentatif des 100% de capacité.

$$S_{max} = 877 \text{ m}^2$$

$$Q_{suf} = 0,3 \times S_{max} \text{ m}^3/\text{h}$$

$$= 263,1 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\rightarrow Q_{disponible} = 250 \text{ m}^3/\text{h}$$

$Q_{disponible} \geq Q_{suf}$	:	5
$0,8 Q_{suf} \leq Q_{disponible} < Q_{suf}$	:	4
$0,5 Q_{suf} \leq Q_{disponible} < 0,8 Q_{suf}$	:	3
$Q_{disponible} < 0,5 Q_{suf}$	:	1

## 2) I<sub>2</sub> : Disposition de la pomperie incendie :

A = 2 x 100%  
B = 3 X 50%  
C = 1 X 100% ou 2 X 50% entraîné par moteur diesel  
D = pompes diverses non identiques ni redondantes

D	:	1
C	:	3
B	:	4
<b>A</b>	:	<b>5</b>

## 3) I<sub>3</sub> : Source(s) d'eau incendie et problèmes d'alimentation :

A = 1 source unique infinie  
B = 1 source unique de durée 4 heures  
**C = 1 ou plusieurs sources de durée cumulée inférieure à 4 heures**  
**D = alimentation des stockages tampons sous 48 heures**  
E = problèmes d'aspiration d'eau incendie : NPSH, marée, envasement

C+E	:	0
B+E	:	1
B <b>C+D</b>	:	<b>2</b>
B+C	:	3
B+D ; A+E	:	4
A	:	5

## 4) I<sub>4</sub> : Type et inventaire en émulseur:

Soit le paramètre  $EMUL = \frac{\text{inventaire en émulseur (litres)}}{\text{Surface maximale en feu (m}^2\text{)}} = \frac{1800}{877} = 2,05$

et A = émulseur fluoroprotéinique (FP)  
B = émulseur fluoroprotéinique polyvalent (FPP)  
**C = émulseur synthétique filmogène (AFFF ou équivalent)**  
D = émulseur synthétique filmogène polyvalent  
**E : EMUL < 18 (6%) ou < 9 (3%)**  
F : EMUL = 18 (6%) ou = 9 (3%)

A ou C + essence polaire	:	0
B + E ; A + E	:	1
<b>C + E ; D + E</b>	:	<b>2</b>
A + F ; B + F	:	3

D + F ; C + F : 5

**5) I5 : Détection, Prévention, Protection transformateurs**

Détection niveau huile + température + pression : A  
Détection bulles : B  
Détection feu : C  
Déclenchement automatique : D  
Aucune : E

E : 0  
C : 1  
B ; C + D ; A ; B + D : 2  
A + D ; A + B : 3  
**A + B + D : 4**  
A + B + C + D : 5

**6) I6 Détection, Prévention, Protection groupes turbo-alternateurs**

Détection vibrations + redondance : A  
Détection température paliers : B  
Détection survitesse + redondance : C

**A + B + C : 5**  
A + C : 4  
A + B ; C + B : 3  
A : 2  
C, B : 1  
Aucune : 0

**7) I7 Détection, Prévention, Protection stockages combustibles**

A = détection relâchement en phase liquide  
B = détection relâchement en phase vapeur  
C = détection feu  
**D = Moyens fixes d'intervention**  
E = Moyens mobiles d'intervention

A + B + C + D : 5  
B + C + D : 4  
B + C + E : 3  
E : 2  
**D : 1**  
Aucune : 0

**8) I8 : Personnel disponible pour l'intervention :**

A = moins de 4 personnes sur site  
**B = plus de 4 personnes sur site**  
C = pompiers de sites industriels voisins  
**D = corps de sapeurs pompiers communaux, municipaux, départementaux**  
E = équipe de pompiers propre au site

A + D : 1  
**B + D : 2**  
E + D ; A + D + C : 3  
B + C + D : 4  
E + C + D : 5



### 9) I<sub>9</sub> : Préparation et anticipation des sinistres :

**A = Plan d'urgence**

B = Plan d'urgence tenant compte des résultats de l'étude de danger

C = Exercice incendie mensuel

**D = Exercice incendie trimestriel**

E = Exercice incendie semestriel ou moins

**F = Exercice annuel avec les pompiers**

B + C + F ; B + D + F	: 5
A+C+F; <b>A+D+F</b> ; B+E+F;	
B+C; B+D; C+F	: 4
A+E+F; D+F	: 3
A+C; A+D; B+E	: 2
Autres combinaisons	: 1

### 10) I<sub>10</sub> : Pondération pour moyens de protection et/ou d'intervention spéciaux

Ajouter à la  $\sum_{j=1}^{13} I_{10}$  les valeurs attribuées pour chaque rubrique le cas échéant :

	OUI	NON
8.1 Pompe jockey sur réseau eau incendie	: +1	0
8.2. déversoirs mousse moyen foisonnement pour cuvettes bacs de Combustible/carburants	: + 2	0
8.3. injection à la base des réservoirs à toit fixe	+ 4	0
8.4. canons mousse aptes à éteindre les feux traités dans l'étude de danger	: + 4	--2
8.5. Surveillance par télévision	: + 2	0
8.6 <b>détection de fuite, de vapeur, de flamme, de fumée</b>	: + 2	--2
8.7 dispositif de refroidissement des bacs de combustible en prémélange	: + 2	0
8.8 Cuvette de rétention transformateurs	: + 2	--1
8.9 moyens de protection contre la foudre : parafoudre, cages de Faraday, réseau de terre, réseau équipotentiel	: +1	--3

$$\sum_{i=1}^{13} I_{8_i} = 3$$

**Nous introduisons un "facteur de pondération" pour mettre en exergue les paramètres critiques nécessaires pour se conformer à nos objectifs :**

A<sub>ij</sub> = 1 pour un paramètre qualifié de "normal"

A<sub>ij</sub> = 1,5 pour un paramètre qualifié "d'important"

A<sub>ij</sub> = 2 pour un paramètre qualifié de "critique"

Les paramètres I<sub>4</sub> et I<sub>8</sub> sont qualifiés de "normaux" pour l'objectif spécifié.

Les paramètres I<sub>2</sub>, I<sub>5</sub>, I<sub>9</sub> et I<sub>10</sub> sont qualifiés "d'importants" pour l'objectif spécifié.

Les paramètres I<sub>1</sub>, I<sub>3</sub>, I<sub>6</sub>, et I<sub>7</sub> sont qualifiés de "critiques" pour l'objectif spécifié.

Nous définissons une fonction de transfert pour exprimer la valeur du risque inhérent au site, fonction prenant des valeurs comprises entre 1 et 10.

1 = anticipation maximale

10 = anticipation minimale

Nous avons:

$$I_0 = (I_4 + I_8) + 1,5 \times (I_2 + I_5 + I_9 + I_{10}) + 2 \times (I_1 + I_3 + I_6 + I_7)$$

avec  $I_{0 \max} = 102,5$  pour lequel l'anticipation maximale est atteinte, et  $I_S = 1$

avec  $I_{0 \min} = -6$  pour lequel l'anticipation minimale est atteinte, et  $I_S = 10$

$$I_0 = 52$$

La fonction s'exprime dès lors comme suit:

$$I_S = (-0,08295 \times I_0) + 10,4977$$

$$I_S = 6,1843$$

### 3. Niveaux de risque et critères

Un niveau de risque NR est défini comme le produit du facteur de risque site  $R_S$  par le facteur d'anticipation des risques  $I_S$

$$NR = R_S \times I_S$$

avec  $1 \leq NR \leq 100$

$$NR = 30,81$$

## Critères

On définit trois zones de niveaux de risque :

- ❶ Zone présentant un niveau de risque acceptable

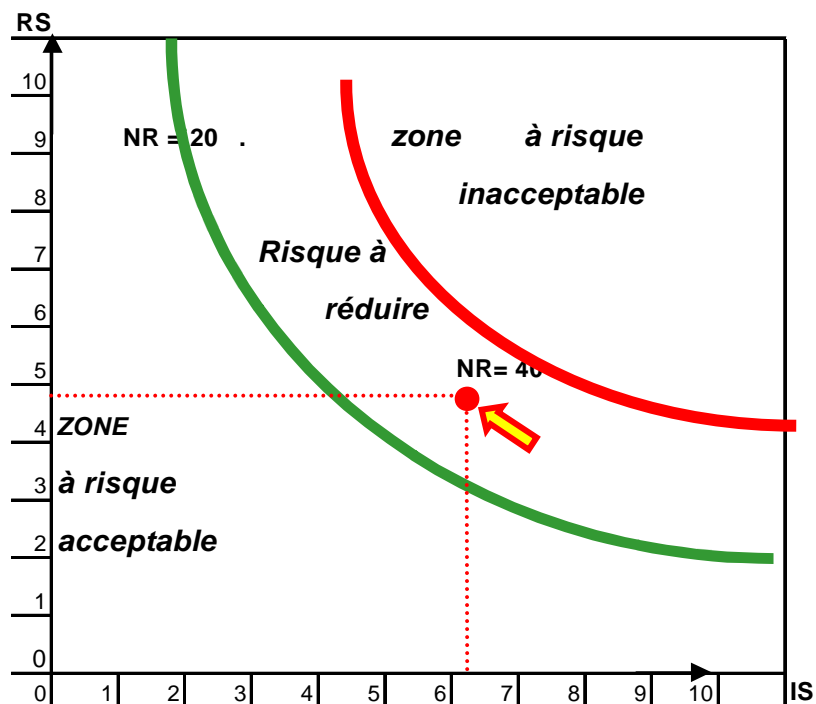
**critère :  $NR < 20$**

- ❷ Zone où le niveau de risque doit être amélioré

**critère :  $20 < NR \leq 40$**

- ❸ Zone à niveau de risque inacceptable

**critère :  $NR > 40$**



# **SECTION 9**

## **RECOMMANDATIONS**





## RECOMMANDATION N°1 : INVENTAIRE EN EAU INCENDIE ET EN EMULSEUR

Pour évaluer le débit d'eau incendie nécessaire, nous considérons le sinistre d'amplitude maximale, à savoir les deux cuvettes de rétention des stockage de fuel en feu car la séparation entre les deux sous cuvettes permet le débordement de l'une dans l'autre:

Les 2 sous cuvettes ont une surface unitaire de :

- sous cuvette "Ouest" :  $431 \text{ m}^2$
- sous cuvette "Est" :  $457 \text{ m}^2$

L'emprise au sol d'un bac de fuel est de  $153,9 \text{ m}^2$

Nous en déduisons donc les surfaces en feu :

- sous cuvette "Ouest" :  $277,1 \text{ m}^2$
- sous cuvette "Est" :  $303,1,1 \text{ m}^2$

soit  $580,2 \text{ m}^2$

Pour juguler une telle surface en feu il faut avec le taux d'application recommandé de  $5 \text{ l/m}^2 \text{ min}$ , un débit de prémélange (eau + émulseur), de  $2901 \text{ l/min}$  soit un débit d'eau compte tenu d'une concentration en émulseur de 6%, de  $2727 \text{ l/min}$  ou  $163,62 \text{ m}^3/\text{h}$ .

En outre il faut assurer le refroidissement des robes des deux réservoirs au taux de 15 litres par mètre de circonférence des deux bacs et par minutes, soit :

$$15 \times \pi (14 + 14) = 1319 \text{ l/min ou } 79,13 \text{ m}^3/\text{h}$$

Cela donne un débit d'eau incendie nécessaire à fournir de  **$242,75 \text{ m}^3/\text{h}$** .

En outre la réglementation porte la durée de l'alimentation en débit maximal à trois heures, ce qui nous amène à concevoir **un réservoir de  $728,25 \text{ m}^3$** .

En ce qui concerne la réserve d'émulseur ceci nous amène à stocker **10 444 litres d'émulseur 6%** de concentration pour une heure d'intervention, ou 5 222 litres d'émulseur 3% de concentration pour une heure d'intervention, ou 1741 litres d'émulseur 1% de concentration pour une heure d'intervention.

### MODIFICATION DES PARAMETRES D'ADEQUATION:

	Sans recommandation	Avec recommandations
$R_0$	61	61
$R_s$	4,982	4,982
$I_0$	52	60
$I_s$	6,1843	5,52
NR	30,81	27,50
Gain	-	30,62
Statut	Risque à réduire	Risque à réduire

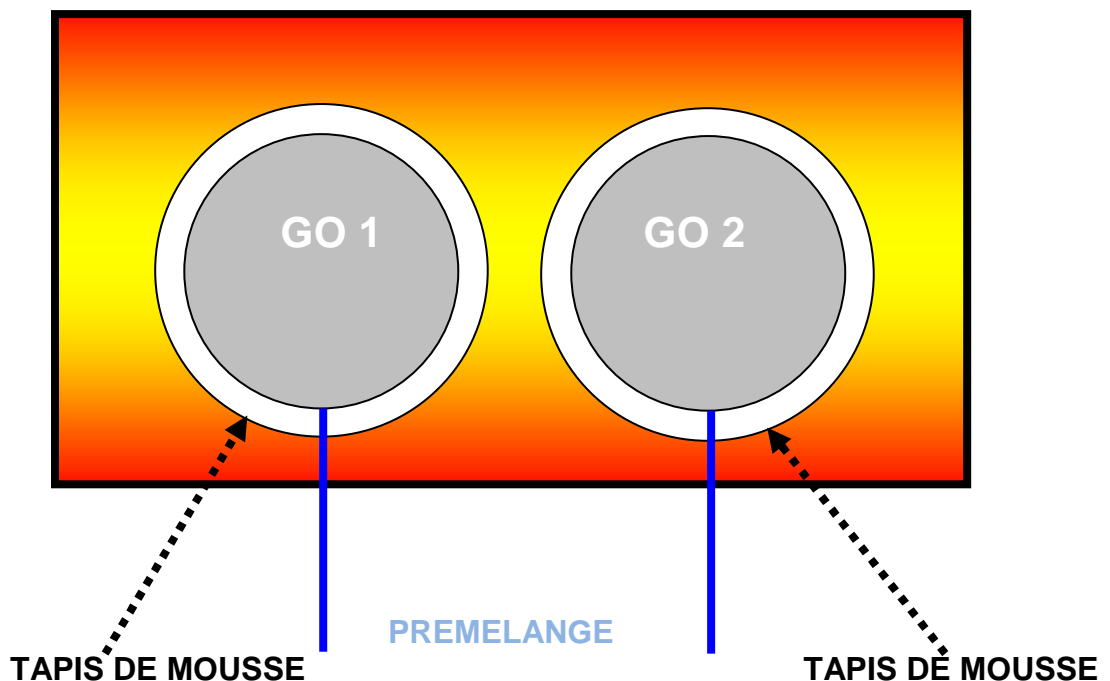
## RECOMMANDATION N°2 : ALIMENTATION DES COURONNES DE REFROIDISSEMENT DES RESERVOIRS EN PREMELANGE

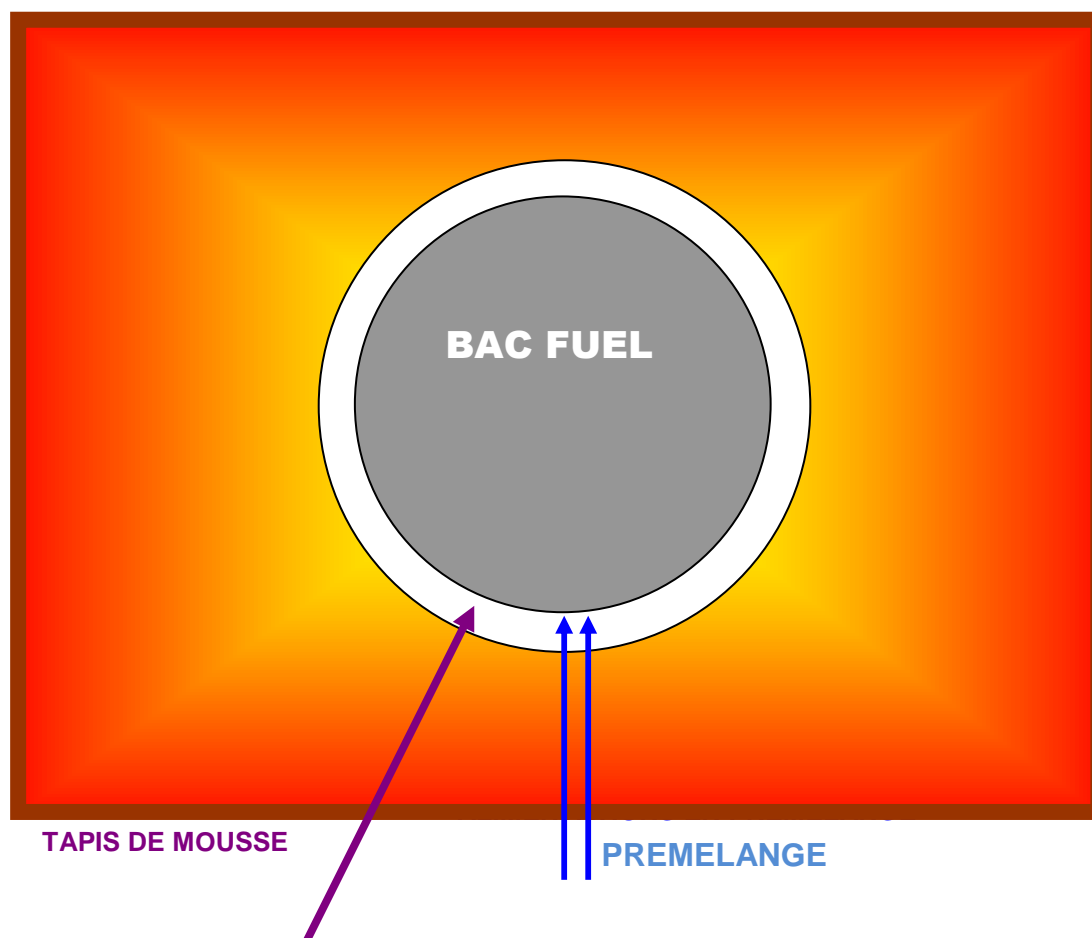
Actuellement tous les bacs de la zone de stockage GO et FO2 sont équipés de couronnes de refroidissement alimentées en eau. Ce système est préjudiciable en cas de feu de cuvette, en effet l'eau servant à refroidir la robe et le contenu du bac vis-à-vis des effets thermiques du feu de cuvette, va détruire la mousse projetée dans la cuvette en feu par dilution, réduction de la concentration active, et déplacement du tapis de mousse en l'éloignant de la robe du bac, ce qui est un effet contraire au but recherché ;

Pour améliorer cette situation, nous recommandons d'alimenter les lignes de refroidissement en prémélange (94% eau + 6% émulseur), en place de 100% d'eau incendie.

L'avantage de cette solution est double :

- le prémélange refroidit aussi bien que de l'eau ; c'est d'ailleurs la solution généralement adoptée pour les stockages en raffineries et en dépôts (Total, BP, Shell, EXXON)
- d'autre part pendant son trajet le long de la robe, le prémélange foisonne naturellement, et forme au pied du réservoir un tapis de mousse annulaire de foisonnement 4 ; ce tapis de mousse forme une barrière aux flammes écartant de ce fait le mur radiatif de la robe du bac, et a un effet extincteur sur le feu de cuvette.





**MODIFICATION DES PARAMETRES D'ADEQUATION:**

	Sans recommandation	Avec recommandations
$R_0$	61	61
$R_s$	4,982	4,982
$I_0$	52	55
$I_s$	6,1843	5,9354
NR	30,81	29,57
Gain	-	11,47 %
Statut	Risque à réduire	Risque à réduire



I

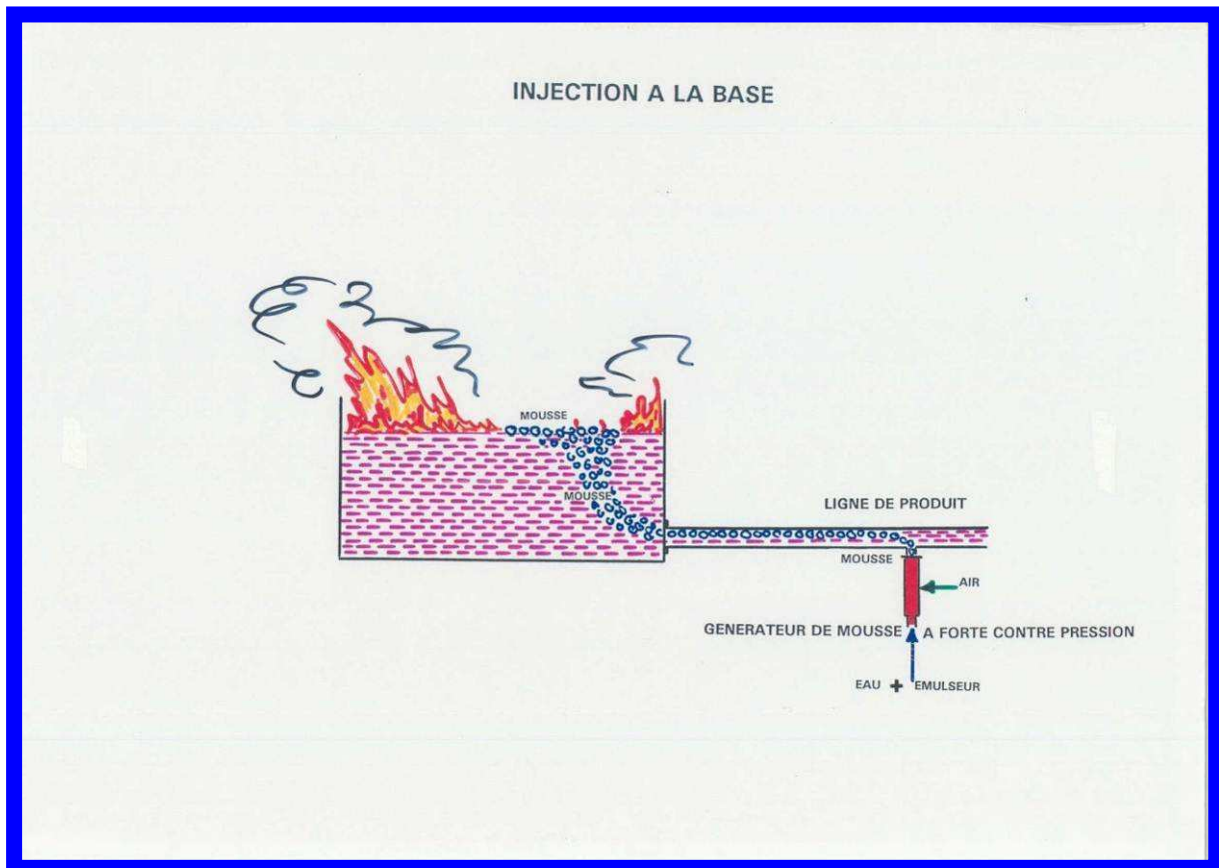
## **RECOMMANDATION N°3 : SYSTEME D'INJECTION DE MOUSSE A LA BASE POUR L'EXTINCTION DES RESERVOIRS DE GO ET DE FO2**

### **PRINCIPE DU PROCEDE**

Lors de l'explosion d'un bac, et de l'incendie qui s'en suit, les boîtes à mousse sont la plupart du temps écrasées par la surpression d'explosion, et déformées par la température de l'incendie, et sont dès lors rendues inutilisables pour l'extinction du feu de bac.

Pour pallier à cet inconvénient le procédé spécifié dans ce document consiste à injecter de la mousse par le fond des réservoirs à toit fixe en utilisant soit une ou plusieurs tuyauteries autonomes de mousse, soit les conduites de produit, afin de maîtriser et éteindre un incendie potentiel par le triple effet :

- de refroidissement de la masse d'hydrocarbure contenue en dessous de la surface enflammée par traversée de la mousse,
- de formation d'une couverture de mousse en surface,
- de diminution du taux de vaporisation par mixage de la couche de surface avec les produits froids situés en-dessous.



### **APPLICATION DU PROCEDE**

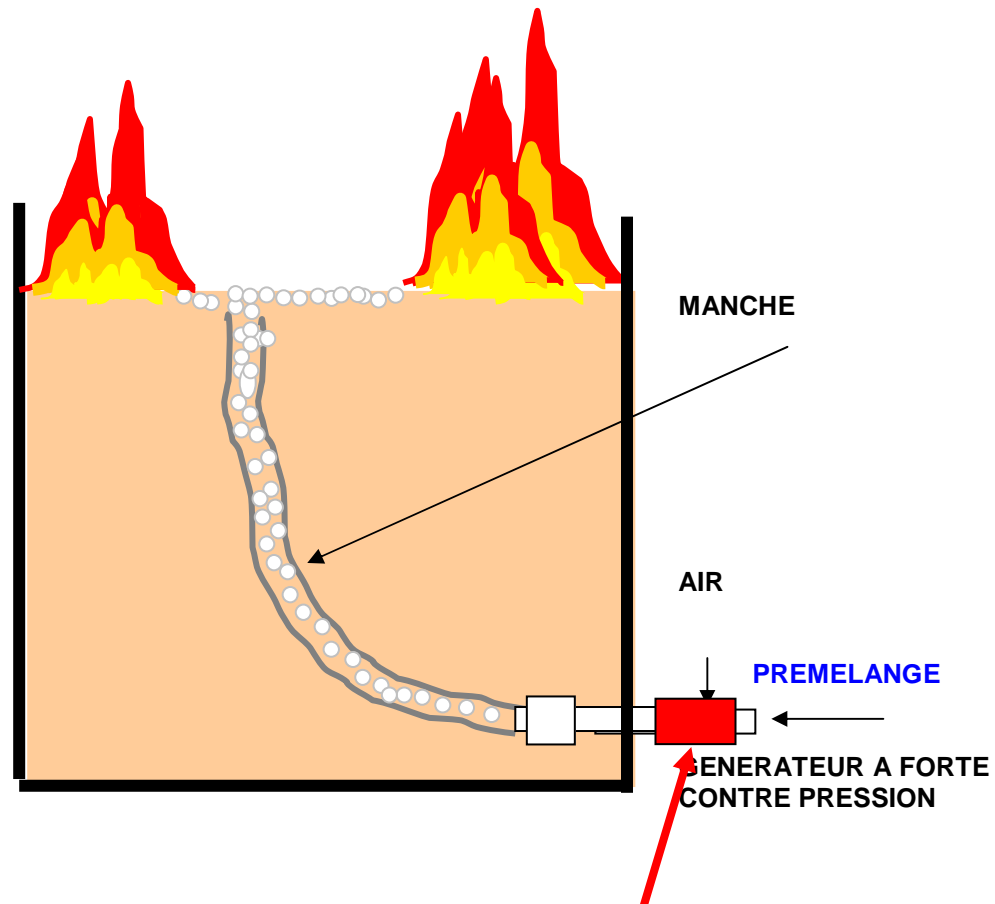
On injecte des bulles de mousse dans une ligne en communication avec le réservoir en feu. Ces bulles de mousse vont migrer jusqu'à la surface en feu, au travers des lignes et de l'intérieur du réservoir.

Les bulles de mousse sont engendrées dans un générateur de mousse à forte contre pression alimenté en prémélange sous 7 bars et aspirant de l'air sur le milieu ambiant.

La position du ou des générateurs à forte contre pression peut être éloignée voire très éloignée du réservoir à éteindre (jusqu'à 2 kilomètres), la condition étant d'avoir les vannes en position ouverte dans la direction du bac impliqué.

Utilisation d'un dispositif d'injection de bulle de mousse à la base du réservoir, au travers d'une manche textile se déployant jusqu'à la surface en feu lors de sa mise en service.

#### SYSTEME D'INJECTION DE BULLES DE MOUSSE A LA BASE DU RESERVOIR AU MOYEN D'UNE MANCHE INCENDIE ENROULEE



#### AVANTAGES DU PROCEDE

L'utilisation de ce système et l'application des critères de conception définis ci-après, permettent de réaliser un dispositif d'extinction des feux de réservoir présentant par rapport aux autres dispositifs à mousse les avantages majeurs suivants :

1. Simplicité de conception : 1 doseur, 1 générateur à contre pression et une ligne d'alimentation.
2. Utilisation possible des tuyauteries de produit pour injecter la mousse.
3. Dispositif peu susceptible d'être endommagé par les explosions du bac.
4. Dispositif insensible aux effets climatiques : vent, pluie, typhon, mousson...
5. Peu de frais d'installation et de maintenance.
6. Contrôle de feu avec une quantité moindre d'agent moussant car il n'y a pas de pertes dues aux techniques d'aspersion (par canon par exemple). Le taux d'application recommandé n'est que de  $4,2 \text{ l/m}^2 \text{ min}$
7. Dispositif adaptable aux réservoirs de grand diamètre.
8. Meilleur contrôle des phénomènes de débordement éventuels par injection intermittente (Boilover en couche mince et Slopover).

### **Système dit fixe**

Les exigences relatives aux lignes de mousse sont les mêmes que pour le système semi-fixe, mais en plus des installations permanentes sont exigées pour :

- l'alimentation en eau,
- le pompage de l'eau,
- le stockage de l'émulseur,
- alimentation en pré mélange l'installation,
- la production de la mousse.

*Ce système est préconisé pour une surveillance et un dispositif automatisé.*

### **VARIANTES**

#### **Système dit semi-fixe**

La partie fixe du système consiste en la ou les conduites de mousse qui peuvent être soit la ou les lignes de produit, soit des tuyauteries autonomes de mousse, un collecteur d'entrée et ses raccordées pour les générateurs de mousse, et une robinetterie appropriée.

L'unité productrice de mousse, les doseurs et générateurs, sont montés sur du matériel mobile tel que remorque, amené sur les lieux du sinistre lorsque requis et connecté au réseau d'eau d'incendie ou de prémélange d'une part, et aux lignes d'injection de mousse, d'autre part.

La production de mousse est dès lors simplement une question de branchement sur poteau d'incendie et de manipulation de la robinetterie des lignes de mousse.

### **MODIFICATION DES PARAMETRES D'ADEQUATION:**

	<b>Sans recommandation</b>	<b>Avec recommandations</b>
<b>R<sub>0</sub></b>	<b>61</b>	<b>61</b>
<b>R<sub>s</sub></b>	<b>4,982</b>	<b>4,982</b>
<b>I<sub>0</sub></b>	<b>52</b>	<b>58</b>
<b>I<sub>s</sub></b>	<b>6,1843</b>	<b>5,6866</b>
<b>NR</b>	<b>30,81</b>	<b>28,33</b>
<b>Gain</b>	<b>-</b>	<b>22,94 %</b>
<b>Statut</b>	<b>Risque à réduire</b>	<b>Risque à réduire</b>

## RECOMMANDATION N°4: EXTINCTION DES CUVETTES DE RETENTION PAR DE LA MOUSSE MOYEN FOISSONNEMENT

Actuellement il y a deux dispositifs qui peuvent être utilisés en cas de feu de cuvette:

1) les couronnes de refroidissement des réservoirs alimentées en prémélange ; dans ce cas il y a formation d'une zone annulaire de mousse qui s'étend autour des réservoirs, formant une zone tampon entre les robes des réservoirs et le feu;

2) les deux canons eau/mousse fixes de 3 000 l/ ;

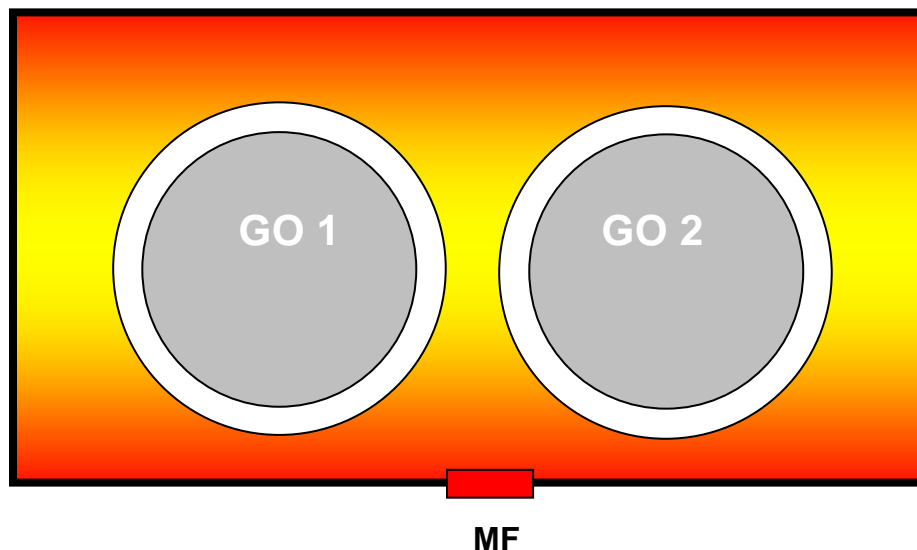
Trois solutions sont donc conseillées:

- 1) des déversoirs fixes de cuvette bas foisonnement
- 2) des déversoirs fixes de cuvette moyen foisonnement
- 3) des canons mousse grande puissance (cf. recommandation n°6)

### DEVERSOIRS MOUSSE MOYEN FOISSONNEMENT

Le taux d'expansion de la mousse est de 60 à 140.

Le taux d'application du prémélange est de 2,5 l/m<sup>2</sup> min

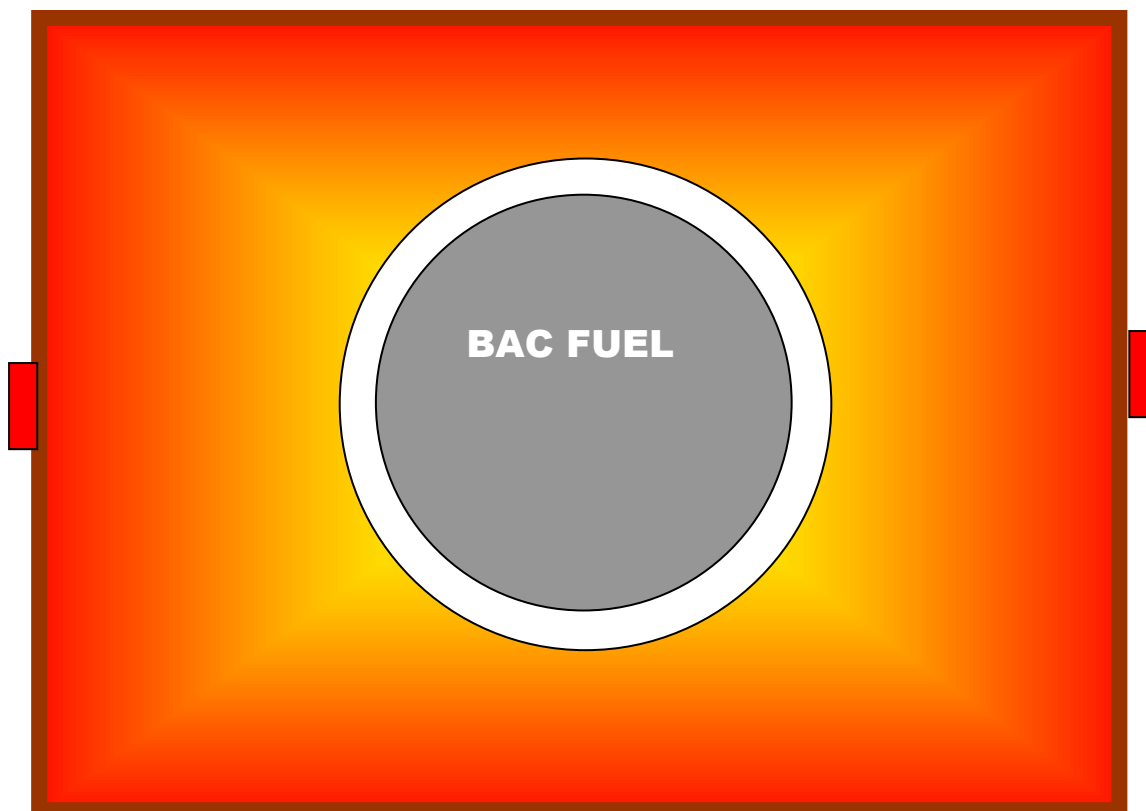


Surface en feu = 63,3 m<sup>2</sup>

Débit de prémélange = 158,25 l/min

Déversoir à mousse MF : 1 x 200 l/min

## Sous cuvette fuel



Surface en feu = 444 m<sup>2</sup>  
Débit de prémélange = 1110 l/min  
Déversoir à mousse MF : 2 x 600 l/min

### MODIFICATION DES PARAMETRES D'ADEQUATION:

	Sans recommandation	Avec recommandations
R <sub>0</sub>	61	61
R <sub>s</sub>	4,982	4,982
I <sub>0</sub>	52	63
I <sub>s</sub>	6,1843	5,2718
NR	30,81	26,26
Gain	-	42,09 %
Statut	Risque à réduire	Risque à réduire



## RECOMMANDATION N°5 : DETECTIONS DANS LES CUVETTES D E RETENTION

Nous recommandons des détections vapeur d'hydrocarbures, fuite d'hydrocarbures et détection de flammes, suivant les critères et spécifications suivantes :

### Détection vapeurs d'hydrocarbures :

- Dans les cuvettes et sous cuvettes de rétention des réservoirs de GO et de FO2.
- Au poste de dépotage camions citernes gazole
- Dans la pomperie GO et FO2
- Capteurs du type à combustion catalytique

### Détection fuite d'hydrocarbures en phase liquide :

- Dans les cuvettes et sous cuvettes de rétention des réservoirs de GO et de FO2
- Détection capacitive à film d'hydrocarbure ou lame vibrante

### Détection feu/flammes

- Dans les cuvettes et sous cuvettes de rétention des réservoirs de GO et de FO2
- Dans la pomperie incendie
- Par câble de détection (cuvettes de rétention)
- Par détecteur de fumée (pomperie incendie)
- Par tube vinyl sous pression d'air (Skids fuel)
- Par détecteur de flamme IR (transformateurs et TAC)



Détecteur d'hydrocarbures liquides à lame vibrante immergée en cuvette de rétention .





**Détecteur hydrocarbures liquides par film d'hydrocarbures**

Pour la détection des vapeurs d'hydrocarbures les détecteurs seront à deux niveaux d'alerte :

- Niveau 0,20 %vol. de la limite inférieure d'explosivité. Ce niveau enclenche une alarme en salle de contrôle, et localement un gyrophare bleu est actionné.
- Niveau 0,50 %vol. de la limite inférieure d'explosivité. Ce niveau enclenche une alarme de contrôle, et localement un gyrophare bleu est actionné. En outre un

claxon est actionné localement. Les groupes incendie sont démarrés automatiquement après une temporisation permettant une vérification ;  
Un tapis de mousse est répandu sur les cuvettes identifiées par la position des détecteurs ayant donné l'alerte.

Pour que le système donne une alarme, il faut une réponse de détection de deux détecteurs.

Pour la détection d'un feu (câble thermosensible ou détecteur IR), la position sera détectée et transmise en salle de contrôle, et aux canons intelligents le cas échéant.

Après validation, le système enclenchera :

- Le démarrage des groupes incendie
- L'alimentation des équipements fixes d'intervention
- La mise en action ou en veille des canons intelligents

### **MODIFICATION DES PARAMETRES D'ADEQUATION:**

	<b>Sans recommandation</b>	<b>Avec recommandations</b>
<b>R<sub>0</sub></b>	<b>61</b>	<b>61</b>
<b>R<sub>s</sub></b>	<b>4,982</b>	<b>4,982</b>
<b>I<sub>0</sub></b>	<b>52</b>	<b>60</b>
<b>I<sub>s</sub></b>	<b>6,1843</b>	<b>5,52</b>
<b>NR</b>	<b>30,81</b>	<b>27,504</b>
<b>Gain</b>	<b>-</b>	<b>30,58 %</b>
<b>Statut</b>	<b>Risque à réduire</b>	<b>Risque à réduire</b>

## RECOMMANDATION N°6: UTILISATION D'UN CANON MOBILE GRANDE PUISSANCE

Aucun canon à mousse, ni fixe, ni mobile n'est à l'effectif de la centrale de Doniambo.  
Nous recommandons l'achat d'un canon mobile et des agrès afférents ? du type à grande puissance, capable d'éteindre à lui seul tous les feux de bacs et de cuvettes

### POURQUOI UN CANON GRANDE PUISSANCE ?

#### 1) CONCEPT DE CANON GRANDE PUISSANCE

Comment pouvons nous définir un "canon mousse grande puissance" ? Si l'équipe d'intervention est confrontée au feu d'un bac d'un diamètre de 14 mètres (cas d'un réservoir de fuel), un canon eau/mousse de 3000 l/min est largement surdimensionné car il peut débiter 3,9 fois le taux d'application nécessaire à l'extinction. Si on considère ce scénario on pourrait dire en effet que ce canon mousse est un "grande puissance".

Mais d'autre part si une cuvette de rétention de 877 m<sup>2</sup> de surface (cas cuvette de fuel) est en feu sur toute sa surface, nous aurons un feu nécessitant un débit en prémélange d'environ 5 700 l/min (taux d'application de 6,5 l/m<sup>2</sup> min), soit la mise en batterie de 2 canons de 3000 l/min. Le terme "grande puissance" est donc relatif.

Nous définirons donc un canon mousse comme étant "**grande puissance**", si ses capacités d'attaque excèdent 80% du volume de prémélange nécessaire à l'extinction de la plus grande surface en feu identifiée sur le site et pouvant être éteinte avec les ressources en eau disponibles sur le site. Dans le cas de notre cuvette de rétention de 877 m<sup>2</sup> de surface, un canon mousse sera considéré "grande puissance" à partir de 4 560 l/min.

Le paragraphe ci-dessus établit la différence flagrante entre les débits des gros canons, et les débits des petites monitors.

Cependant des avantages des canons grande capacité ou grande puissance, moins flagrants mais d'une importance capitale, incluent la portée effective, la densité du taux d'application à l'impact du jet, et le paramètre d'expansion de la couverture de mousse.

#### 2) PORTÉE EFFECTIVE

Un avantage établi dans l'usage de canons grande capacité, est l'augmentation de la portée due au débit plus important traversant le dispositif de création du jet porteur.

Si on prend en exemple un canon de 5000 l/min, celui-ci permet d'atteindre avec un concept soigné des portées effectives pouvant excéder 77 m, et ces portées augmentent avec l'accroissement du débit volumique.

Si on considère maintenant un réservoir cylindrique de 47 mètres de diamètre, et de 14,4 mètres de haut, situé dans une grande cuvette de rétention, la distance séparant la robe du bac de la route flanquant le merlon de 2,5 m de haut, peut être estimée à environ 43 m.

Cela signifie que notre canon mousse doit être capable pour le moins de fournir une portée effective supérieure à 43 mètres si l'on veut attaquer le feu en périmètre du bac, ou égale à 70 mètres si l'on veut attaquer le feu en son centre, cela à une hauteur supérieure à 14,4 mètres. La mousse doit donc parcourir une trajectoire parabolique d'environ 60 m pour atteindre le bord du bac, et une trajectoire d'environ 93 m pour atteindre le centre de la surface en feu.

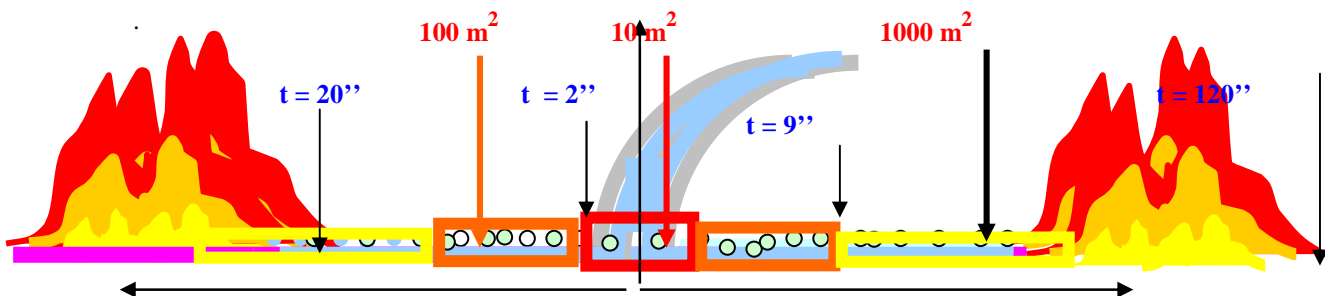
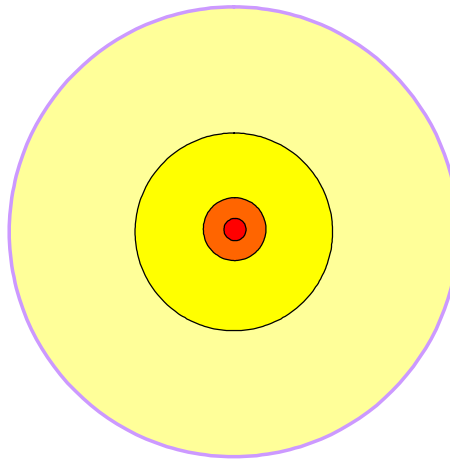
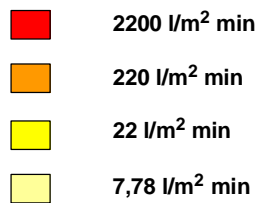
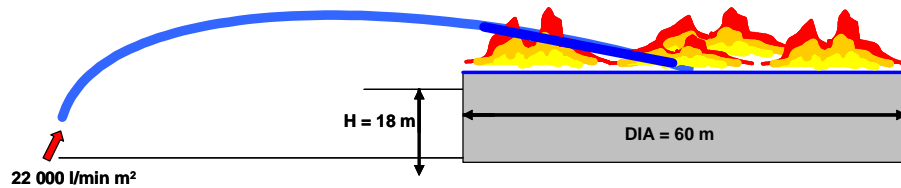
#### 3) TAUX D'APPLICATION D'ATTAQUE LOCALE TRÈS ÉLEVÉ.

Un des avantages majeurs dans l'utilisation d'un seul canon mousse "grande puissance" en place de trois voire cinq canons de petit débit, est celui de projeter localement au point d'attaque un taux d'application largement supérieur au taux moyen spécifié pour l'ensemble de la surface en feu.

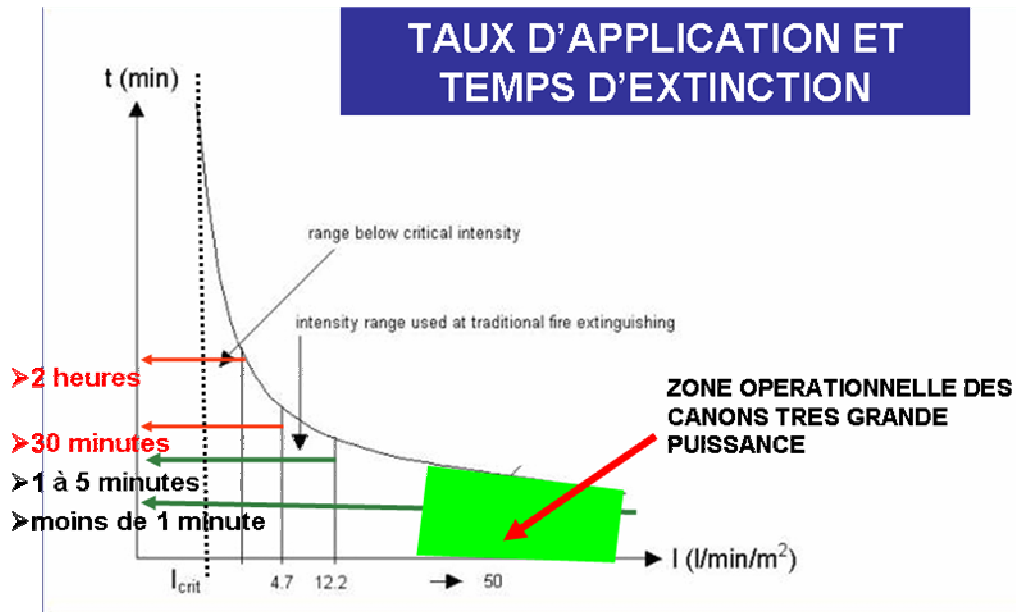
Dans le cas, d'un réservoir en feu de diamètre 14 m, la surface en feu est de 154 m<sup>2</sup> en cas d'élimination du toit, nécessitant un débit en prémélange de 1000 l/min basé sur un taux d'application de 6,5 l/m<sup>2</sup> min. Si la surface d'impact était la surface totale en feu du bac, le taux d'application serait effectivement de 6,5 l/m<sup>2</sup> min. Cependant si notre débit de prémélange de 1000 l/min (correspondant à 6 m<sup>3</sup> de mousse foisonnement 6 par minute) se trouve concentré sur une zone de 10 m<sup>2</sup> (cas de la

zone d'impact d'un canon grande puissance) dans la surface en feu du réservoir, notre taux d'application local passe à 100 l/m<sup>2</sup> min, soit 15,4 fois plus. Si on utilise un canon de 5 000 l/min, on obtiendrait un taux d'application local de 5 000 l/m<sup>2</sup> min, soit 77 fois le taux d'application requis, et cela se traduit par un temps d'extinction inférieur à la minute !

Cette augmentation du taux d'application va très rapidement sécuriser les dix premiers mètres carrés et comme la mousse s'étale sur la surface en flammes, elle va continuer à sécuriser des surfaces de plus en plus grandes et supprimer la naissance de vapeurs d'hydrocarbure, cela jusqu'à recouvrir toute la surface.







#### 4) PARAMÈTRE D'EXPANSION DE LA COUVERTURE DE MOUSSE

On appelle paramètre d'expansion de la couverture de mousse le rapport entre la surface qui peut être couverte depuis le point d'impact par la mousse qui se répand et la surface totale à éteindre, soit :

$$F_{exp} = \alpha \times 2828 / SNAP$$

$\alpha$  est un paramètre fonction du type d'émulseur

$\alpha = 0,5$  pour les fluoroprotéiniques

$\alpha = 1$  pour les filmogènes

$\alpha = 0,2$  pour les protéiniques

SNAP est la surface maximale en feu (m²)

Trente mètres, en effet, est la distance de dérive maximale depuis le point d'impact pour un émulseur filmogène.

Pour la cuvette de 877 m² de surface, avec un seul canon "grande puissance" débitant les débits suffisants à l'extinction soit 5000 l/min, on obtient un paramètre d'expansion de la couverture de mousse de 3,22. Avec une valeur supérieure à 1 on couvre toute la surface en feu.

Ceci pour spécifier une position pour le ou les canons "mousse" permettant un balayage angulaire horizontal de quelques degrés pour les surfaces excédant 2828 m² avec un filmogène synthétique, et pour les surfaces excédant 1414 m² avec du fluoroprotéinique, si l'impact s'opère au barycentre de la surface en feu, et de quelques dizaines de degrés si l'impact s'opère en bordure de robe (bac) ou en bordure de cuvette de rétention.

#### 5) PORTÉE DU CANON AUGMENTÉE

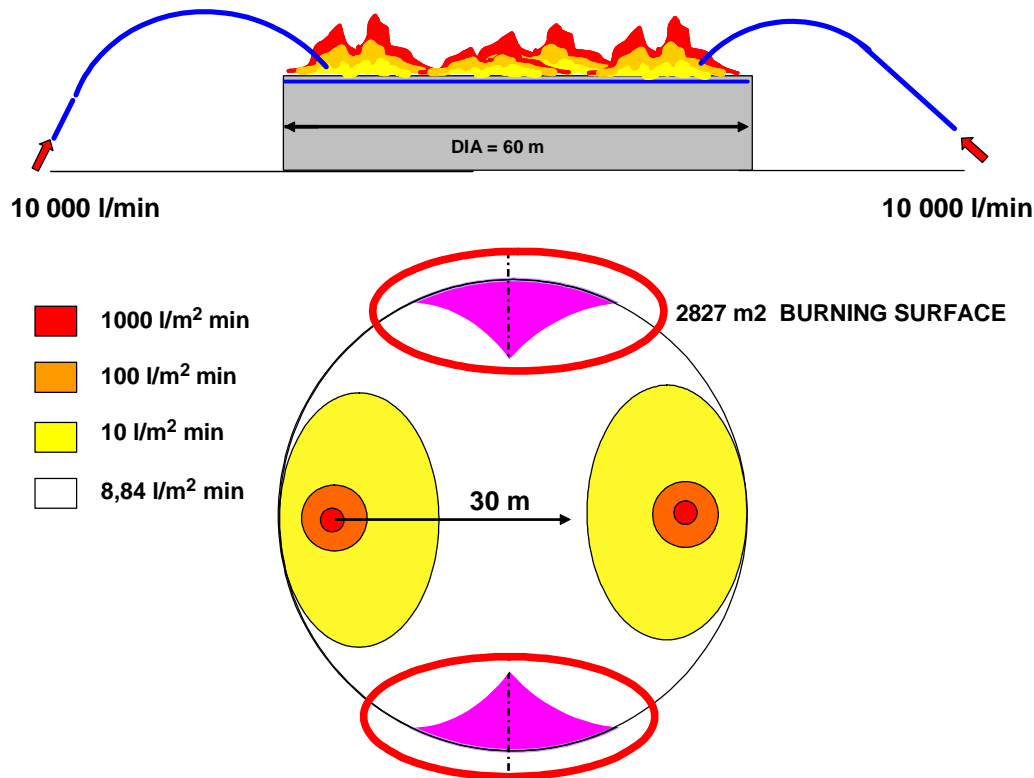
Un avantage établi des canons « grande puissance » est l'augmentation sensible de la portée, qui est due au débit élevé en prémélange.

On peut relier débit de canon et portée par les relations suivantes :

**Portée =  $\exp((0,5061 \times \ln Q_{\text{prem}}) + 0,0418)$  (m) pour  $Q_{\text{prem}} \leq 10\,000$  l/min**

**Portée =  $\exp((0,249 \times \ln Q_{\text{prem}}) + 2,407)$  (m) pour  $Q_{\text{prem}} > 10\,000$  l/min**

avec  $Q_{\text{prem}}$ , le débit en prémélange du canon exprimé en l/min



Cela donne pour :

500 l/min	: portée 25 m
3000 l/min	: portée 47 m
4000 l/min	: portée 69 m
8000 l/min	: portée 98 m
10 000 l/min	: portée 110 m
16 000 l/min	: portée 124 m
20 000 l/min	: portée 131 m
30 000 l/min	: portée 144 m
40 000 l/min	: portée 155 m

## 6) Alimentation d'un canon mousse "grande puissance" et établissements / hydrants

Actuellement, le dépôt ne dispose que de connexions de tuyaux souples et d'hydrants de 2 ½ "

Il faut se rappeler que

- 1 ligne 6" = 3 lignes 4"
- 1 ligne 4" = 4 lignes 2 ½ "
- 1 ligne 6" = 12 lignes 2 ½ "

Cela s'explique par les pertes de charge variant comme  $1/DIA^5$ , DIA étant le diamètre du flexible.

Avec plusieurs canons à mettre en œuvre le déploiement des tuyaux d'incendie sera plus long, plus complexe et nécessitera un personnel nombreux. Le nombre d'hydrants utilisés sera également élevé. Pour faire passer 5000 l/min au travers d'un seul canon mousse "grande puissance", on a besoin soit de 3 lignes de 4"

Les avantages d'un canon "grande puissance" sont multiples :

- mise en œuvre avec trois hommes
- utilisation de 2 hydrants
- déploiement de 8 sections de 20 mètres de 4" 2".

## 7) SPECIFICATIONS DU CANON GRANDE PUISSANCE RECOMMANDE

Le canon mousse "grande puissance" recommandé pour la zone de stockage GO et Fuel, devra présenter les caractéristiques et spécifications suivantes :

- *fût avec ajutage annulaire*
- *débit variable de 1000 l/min à 5 000 l/min sous 4 bars*
- *portée de 40 m à 1000 l/min*
- *portée de 80 m à 5 000 l/min*
- *canon monté sur un caisson remorquable à un essieu*
- *alimentation par 3 orifices de 4"*
- *ajutage permettant la production de brouillard d'eau jusqu'à un étalement de 190°*
- *option de servomoteur télécommandé par câble ou ondes courtes*
  - rotation de 360°*
  - azimut*
  - réglage débit*
  - ajutage jet bâton – brouillard d'eau jusqu'à 190°*
  - réglage de la vitesse d'éjection par dispositif déprimogène*



CANON 15 000 l/min



CANON 10 000 l/min

## MODIFICATION DES PARAMETRES D'ADEQUATION:

	Sans recommandation	Avec recommandations
$R_0$	61	61
$R_s$	4,982	4,982
$I_0$	52	64
$I_s$	6,1843	5,1889
NR	30,81	25,85
Gain	-	45,88 %
Statut	Risque à réduire	Risque à réduire

## CONCEPT DE CANON INTELLIGENT

Ce concept est recommandé dans les solutions relatives à la protection des transformateurs, et pour les stockages de GO et de FO2.

Le concept de canon intelligent est un système autonome de protection incendie mettant en oeuvre des canons pilotés par un réseau d'automates modulaire auto adaptatif.

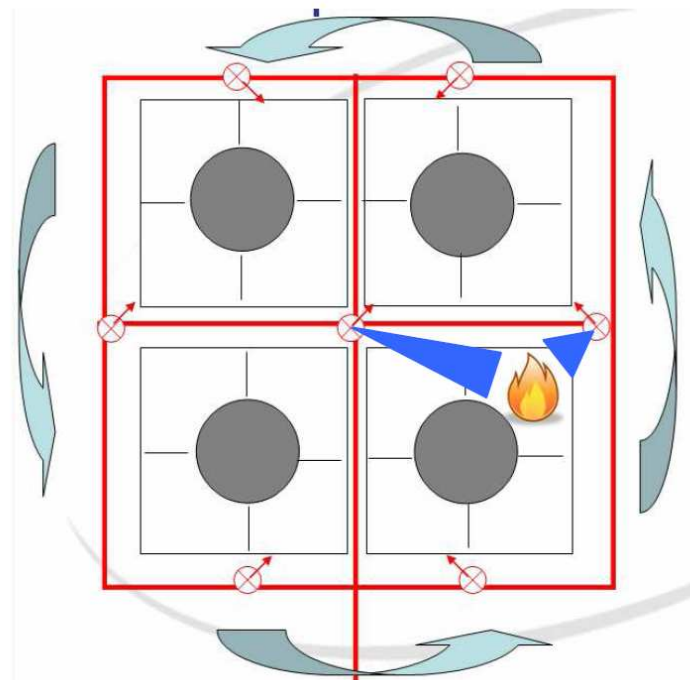
Le système est basé sur une architecture de gestion de l'information qui utilise une communication redondante par boucle pouvant gérer jusqu'à 255 canons différents.

### PRINCIPES DE BASE

Un nombre limité de canons orientables sont judicieusement positionnés.

Chaque canon possède son propre automate, capable de s'adapter à son environnement.

- Les canons sont reliés entre eux par un protocole de communication intelligent.
- Le système est couplé à une détection automatique d'incendie.
- En fonction de la localisation d'un début d'incendie, chaque canon détermine sa capacité à intervenir en fonction de son débit et sa portée corrigée par l'impact du vent.
- Le système fait le choix du ou des canons appropriés (phase de négociation).
- Le système déclenche l'ouverture des vannes du réseau alimentant le ou les canons sélectionnés
- La communication résiste aux perturbations et se rétablit automatiquement après une coupure partielle.
- Le feu évoluant, le système évolue en fonction des nouvelles détections.
- Pas de scénarii prédéfinis : le système s'adapte en temps réel si l'incendie évolue ou en cas de problème sur le réseau incendie ou sur un canon.
- L'intelligence est décentralisée : pas de point névralgique.
- En cas de modification du risque ou du système de protection incendie, le système s'auto - adapte.



Chaque canon est représenté par un « module » qui est composé de :

- 1 alimentation secourue (24 V, 500 W)
- 1 armoire de pilotage
- 1 carte électronique de protection

- 1 canon d'un quelconque modèle et/ou constructeur
- 1 chaise de supportage

Dans le local incendie, nous retrouvons une armoire pour l'alimentation secourue (24V 250W), une armoire de pilotage et une armoire de raccordement à la détection incendie en place (SIEMENS).

### **Description des équipements**

#### **Détection Incendie**

La détection incendie utilisée par le système de protection incendie est reprise sur la centrale de détection adressable de SIEMENS.

Cette détection est celle équipant l'installation à protéger : détecteurs IR, câbles thermo sensibles.

Afin de récupérer les informations relatives aux déclenchements d'un ou plusieurs capteurs, les informations sont transmises à l'armoire incendie par des contacts secs. Il y a donc autant de contacts secs qu'il y a de zones de détections.

La centrale SIEMENS renvoie donc 18 contacts en fonction des zones couvertes par ceux-ci.

#### **Lance monitor**

Les canons utilisés dans l'exemple ci-après sont des canons AKRON STREAMMASTER équipés d'une tête calibrée à 2100 l/min pour une pression d'entrée de 5,5 bars.

Ce canon est équipé de trois moteurs à courant continu 24V et de deux codeurs de positions.

Trois moteurs sont utilisés, un pour effectuer les mouvements de site, un pour les mouvements azimut et un pour le réglage du jet du canon. Les deux codeurs sont utilisés pour récupérer la position du canon en site et azimut.



#### **Alimentation secourue**

Chacun des modules qui est équipé d'un monitor est alimenté par une alimentation secourue 24V 32Ah 500W, ce qui permet un fonctionnement en intervention de plus d'1 heure avant la décharge complète des batteries de secours de l'alimentation, et un fonctionnement de plus de 12 heures lorsque le système est au repos.

L'armoire est équipée d'une alimentation secourue 24V 32Ah 250 W, qui lui permet d'être fonctionnel pendant plus de 12 heures avant la décharge complète des batteries.

#### **Automate**

Chacun des modules - du local incendie ou les modules canons - utilise un automate « ESX 4 CS ». Ces automates sont conçus pour être utilisés dans des milieux agressifs.





Ces API sont donc :

- résistants aux vibrations
- situés dans une plage de température : - 40 °C – 85 °C
- résistants aux chocs
- IP 65

### **Armoire incendie**

L'armoire est la seule interface qui existe entre le système et l'utilisateur.

Cette armoire permet :

- de connaître l'état du système à tout moment,
- de mettre hors service un ou plusieurs canons,
- de réarmer le système,
- de couper la servitude du pilotage des vannes,
- de visualiser les différents défauts qui interviennent sur le système,
- de tester le bon fonctionnement des différents voyants,
- de récupérer les informations de détection,
- de piloter les vannes de chacun des canons,
- de renvoyer la synthèse défaut,
- de piloter le flash extérieur en cas de défaut du système.

## RECOMMANDATION N°7 PROTECTION DES TRANSFORMATEURS ET ALENTOURS

L'objectif est en cas d'explosion et de feu de transformateur, d'empêcher toute propagation aux transformateurs et systèmes voisins.

Pour ce faire nous positionnons deux canons intelligents autonomes comme suit :







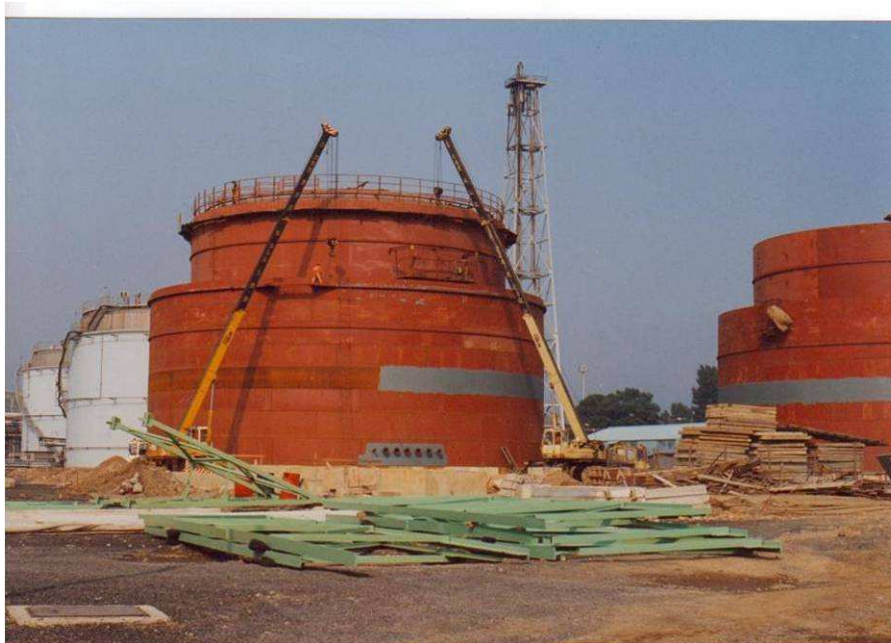
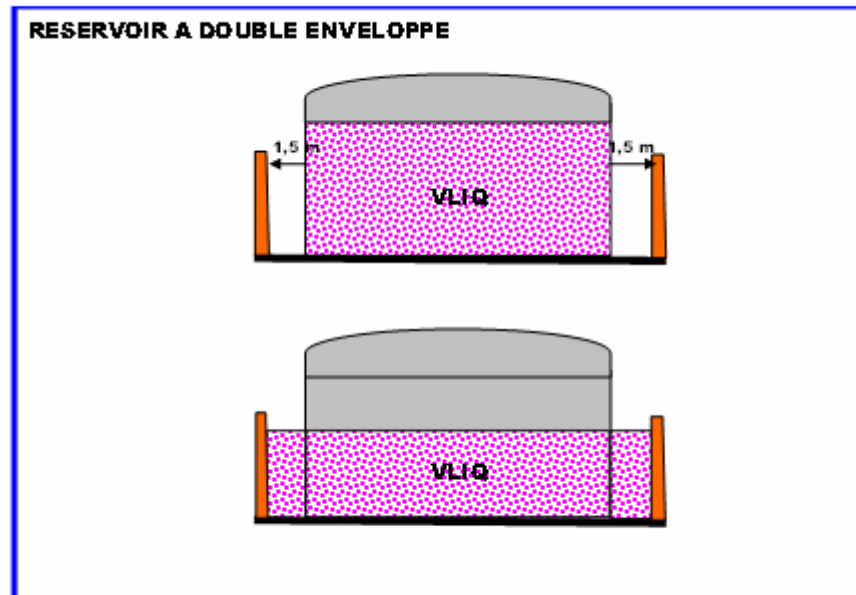
### MODIFICATION DES PARAMETRES D'ADEQUATION:

	Sans recommandation	Avec recommandations
$R_0$	61	61
$R_s$	4,982	4,982
$I_0$	52	54
$I_s$	6,1843	6,018
NR	30,81	29,98
Gain	-	7,67 %
Statut	Risque à réduire	Risque à réduire

## RECOMMANDATION N°8 RESERVOIR DOUBLE ENVELOPPE

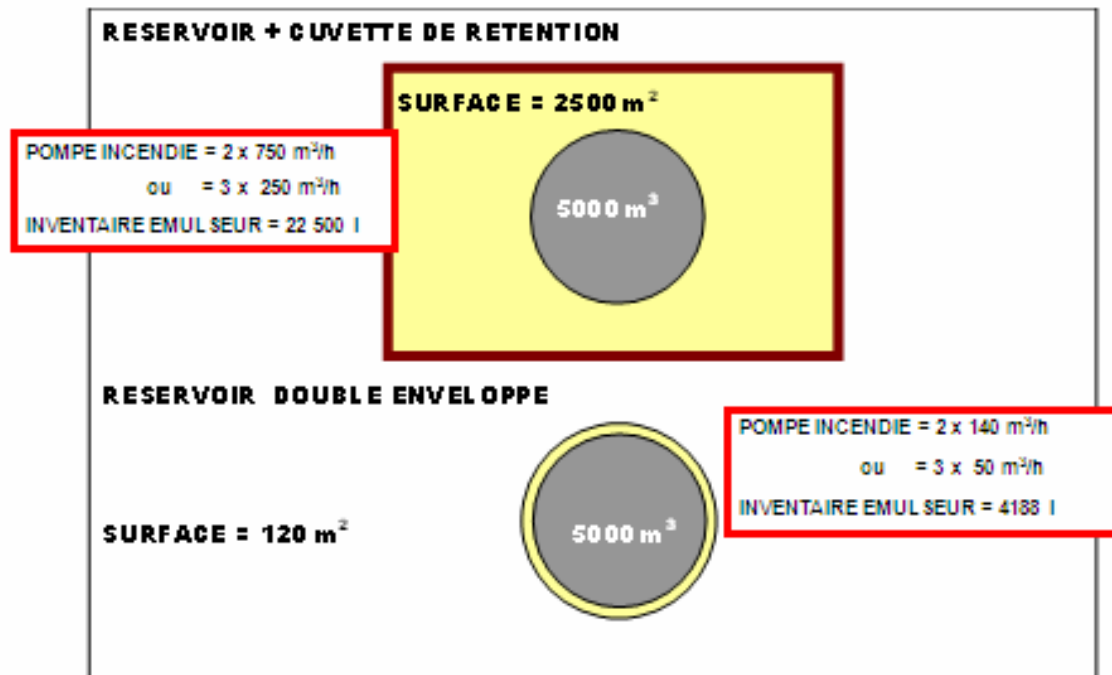
Ce concept prévoit l'édification d'une seconde enveloppe distante de 1,50 m de la robe du réservoir concerné.

Cette enveloppe peut être réalisée en acier ou en béton.



Les avantages :

- Plus besoin de cuvette de rétention
- Les surfaces à protéger sont réduites : la surface du réservoir, et une surface annulaire égale à  $0,25 \times \pi ((Deq + 3)^2 - Deq^2)$   
Pour le bac de fuel de diamètre  $Deq = 14 \text{ m}$  cela donne  $73 \text{ m}^2$  comparé à  $444 \text{ m}^2$  avec la sous cuvette de rétention actuelle.



**MODIFICATION DES PARAMETRES D'ADEQUATION:**

	Sans recommandation	Avec recommandations
$R_0$	61	59,5
$R_s$	4,982	4,867
$I_0$	52	66
$I_s$	6,1843	5,023
NR	30,81	24,4469
Gain	-	58,86 %
Statut	Risque à réduire	Risque à réduire



## SELECTION DES RECOMMANDATIONS PROPOSEES

Le but est d'obtenir un gain supérieur ou égal à 100%, correspondant à un niveau de risque  $NR \leq 20$

	RECOMMANDATION	GAIN
1	Inventaire eau et émulseur	30,62 %
2	Prémélange refroidissement bacs	11,47 %
3	Injection mousse à la base	22,94 %
4	MF pour cuvettes	42,09 %
5	Détection	30,58 %
6	Canon mobile+ agrès	45,88
7	Protection transformateurs	7,67 %
8	Bacs double enveloppe	58,86 %

Nous recommandons la combinaison des recommandations 1 + 5 + 6

# **ANNEXES**

## **MODELES DE QUANTIFICATION DETERMINISTE**

### **CENTRALE DE DONIAMBO**



<b>ANNEXE 1 : MODELE FEU DE BAC</b>	<b>5</b>
<b>ANNEXE 2 : MODELE FEU DE CUVETTE</b>	<b>15</b>
<b>ANNEXE 3 : MODELE EXPLOSION BAC</b>	<b>23</b>
<b>ANNEXE 4 : CINETIQUE DU PHENOMENE DE BOILOVER</b>	<b>39</b>
<b>ANNEXE 5 : BOILOVER EN COUCHE MINCE</b>	<b>57</b>
<b>ANNEXE 6 : FEUX ALIMENTES ET FEUX D'HUILE</b>	<b>63</b>
<b>ANNEXE 7 : CALCUL DE L'EXPLOSION D'UN TRANSFORMATEUR</b>	<b>81</b>
<b>ANNEXE 8 : EXPLOSION DE BOUTEILLES DE PROPANE</b>	<b>92</b>
<b>ANNEXE 9 : BLEVE DES GENERATEURS DE VAPEUR</b>	<b>108</b>





## ANNEXE 1 : MODELE FEU DE BAC

### 1 DONNEES D'ENTREE

Les données suivantes doivent être rassemblées :

#### ① Données réservoir pour le cas d'un feu de bac

HEQU hauteur de la robe du réservoir (m)  
HLIQ hauteur de liquide dans le bac (m)  
DEQU diamètre du bac en (m).

#### ② Données météo

TAMB, température ambiante en K  
HR, humidité relative en %  
u, vitesse du vent en m/s  
 $\rho_{\text{air}}$ , masse spécifique de l'air à la température TAMB en kg/m<sup>3</sup>

#### ③ Données fluide

TSER, température de service du fluide relâché en K  
TBUL, température d'ébullition en K  
TKR, température critique en K  
DENSL, masse spécifique liquide en kg/m<sup>3</sup>  
DENSG, masse spécifique gazeuse en kg/m<sup>3</sup>  
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

### 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 :

$$\dot{m} = 10^{-3} \times QFLU / \left\{ CVAP(TBUL) + \int_{TSER}^{TBUL} CSPE(\theta) d\theta \right\} \quad (\text{eq.FB.1})$$

avec,

$\dot{m}$ , en (kg m<sup>-2</sup> s<sup>-1</sup>)

QFLU, la chaleur de combustion de l'hydrocarbure en (J kg<sup>-1</sup>)

CVAP, la chaleur de vaporisation de l'hydrocarbure en (J kg<sup>-1</sup>)

CSPE, la chaleur spécifique du liquide en (J kg<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup>)

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 :

$$\int_{TSER}^{TBUL} CSPE(\theta) d\theta = (CSPE(TBUL) \times CSPE(T))^{0,5} \times (TBUL - T) \quad (\text{eq.FB.2})$$

$$\text{avec } T = (TSER \times TAMB)^{0,5} \text{ K} \quad (\text{eq.FB.3})$$

ou encore

$$\int_{T_{SER}}^{T_{BUL}} CSPE(\theta) d\theta = [CSPE(T_{BUL}) \times T_{BUL}] - [CSPE(T) \times T] \quad (\text{eq. FB 4})$$

## ② Calcul du diamètre équivalent pour un feu de bac

On se définit un diamètre équivalent de la surface en flammes :

$$D_{FLA} = (4 \text{ SNAP} / \pi)^{0,5} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq. FB.5})$$

avec, SNAP, la surface en feu (m<sup>2</sup>)

Dans le cas d'un feu de réservoir le diamètre équivalent est bien entendu égal au diamètre du réservoir :

$$D_{FLA} = \frac{4 \times 0,25 \pi \text{ DEQU}^2}{\pi \text{ DEQU}} = \text{DEQU} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq. FB 6})$$



Bac de kérosène en feu à Gibraltar

## ③ Calcul de la hauteur de flamme LFLA

Pour un vent de moins de 1 m/s, la hauteur de flamme est donnée par l'équation de THOMAS.

$$LFLA = 42 DFLA \left[ \frac{\dot{m}}{\rho_{air} \sqrt{g DFLA}} \right]^{0,61} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq. FB.7})$$

avec,

$\rho_{air}$ , la masse spécifique de l'air ambiant (kg m<sup>-3</sup>)  
g, accélération de la pesanteur (9,81 m s<sup>-2</sup>)

En prenant  $\rho_{air} = 1,161 \text{ kg/m}^3$  l'expression (eq.FN.10) de LFLA devient :

$$LFLA = 19,1 DFLA^{0,695} \dot{m}^{0,61} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq. FB 8})$$

Si un vent de vitesse  $u \geq 1$  m/s souffle, une autre corrélation doit être appliquée :

$$LFLA = 55 DFLA \left[ \frac{\dot{m}}{\rho_{air} \sqrt{g DFLA}} \right]^{-0,67} \times U^{*0,21} \quad (\text{eq.FB.9})$$

avec,

$$U^* = u / \left[ \frac{g \dot{m} DFLA}{\rho_{air} \sqrt{g DFLA}} \right]^{-1/3} \quad (\text{eq.FB.10})$$

$u$  , la vitesse du vent (m/s)

$\rho_{air}$  , la masse spécifique de l'air ambiant ( $\text{kg/m}^3$ )

$g$  , accélération de la pesanteur ( $9,81 \text{ m s}^{-2}$ )

En prenant  $\rho_{air} = 1,161 \text{ kg/m}^3$  l'expression de LFLA se simplifie comme suit :

$$LFLA = 21,604 \dot{m}^{0,6} \times u^{0,21} \times DEQU^{0,63} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FB.11})$$

#### ④ 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** :

$$\frac{\tan \xi}{\cos \xi} = 3.3 \text{Re}^{0,07} \text{Fr}^{0,8} \left[ \frac{\text{DENS}_G}{\rho_{air}} \right]^{-0,6} \quad (\text{eq.FB.12})$$

avec, Re, le nombre de Reynolds

$$\text{Re} = (\text{DFLA} \times u \times \rho_{air}) / \mu_{air} \quad (\text{eq.FB.13})$$

$\mu_{air}$ , la viscosité dynamique de l'air ambiant ( $\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}$ )

$$\mu_{air} = 184,6 \cdot 10^{-7} \text{ kg m}^{-1} \text{s}^{-1}$$

Fr, le nombre de Froude

$$\text{Fr} = u^2 / (\text{DFLA} \times g) \quad (\text{eq.FB.14})$$

$\text{DENS}_G$ , la masse spécifique de l'hydrocarbure en phase vapeur prise à sa température d'ébullition

$$\text{DENS}_G (\text{TBUL}) = \text{DENS}_G (300) \times \frac{300}{\text{TBUL}} \quad (\text{kg m}^{-3}) \quad (\text{eq.FB.15})$$

$\text{DENS}_G$  est donnée dans les tables à  $h = 300 \text{ K}$ .

L'équation (eq.FN.15) se résoud de la façon suivante :

$$Z = 3.3 \text{Re}^{0,07} \text{Fr}^{0,8} \left[ \frac{\text{DENS}_G(\text{TBUL})}{\rho_{air}} \right]^{-0,6} \quad (\text{eq.FB.16})$$

$$Z = \frac{\tan \xi}{\cos \xi} = \frac{\sin \xi}{\cos^2 \xi} \quad (\text{eq.FB.17})$$

$$Z \cos^2 \xi = \sin \xi \quad (\text{eq.FB.18})$$

$$Z (1 - \sin^2 \xi) - \sin \xi = 0 \quad (\text{eq.FB.19})$$

Posons  $X = \sin \xi$  (eq.FB.20)

On peut écrire dès lors :

$$Z (1 - X^2) - X = 0 \quad (\text{eq.FB.21})$$

$$Z - ZX^2 - X = 0 \quad (\text{eq.FB.22})$$

$$ZX^2 + X - Z = 0 \quad (\text{eq.FB.23})$$

$$X = \frac{-1 \pm \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} \quad (\text{eq.FB.24})$$

On retient  $X = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} = \sin \xi = \sqrt{1 - \cos^2 \xi} \quad (\text{eq.FN.28})$

$$\cos \xi = \sqrt{1 - \left( \frac{1 - \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} \right)^2} \quad (\text{eq.FB.25})$$

$$\xi = \arccos \sqrt{1 - \left( \frac{1 - \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} \right)^2} \quad (\text{eq.FB.26})$$

### 3. 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 m<sup>2</sup>.

Les mesures expérimentales suivantes ont été effectuées :

#### ❶ HAGGLUND & PERSSON

→ foyer de 1,5 m de diamètre ( $S = 1,76 \text{ m}^2$ )

→ essence

→ radiance mesurée :  $\Phi_o = 130\,000 \text{ W/m}^2$

→ foyer de 10 m de diamètre ( $S = 1,76 \text{ m}^2$ )

→ essence

→ radiance mesurée :  $\Phi_o = 60\,000 \text{ W/m}^2$

#### ❷ ALGER & AL

→ foyer de 3 m de diamètre ( $S = 7 \text{ m}^2$ )

→ JP-5

→ radiance mesurée :  $\Phi_o = 110\,000 \text{ W/m}^2$

→ foyer de 18 m de diamètre ( $S = 254 \text{ m}^2$ )

→ JP-4

→ radiance mesurée :  $\Phi_o = 38\,000 \text{ W/m}^2$

→ foyer de 30 m de diamètre ( $S = 706,8 \text{ m}^2$ )

→ JP-4

→ radiance mesurée :  $\Phi_o = 32\,000 \text{ W/m}^2$

#### ❸ MIZNER & EYRE

→ foyer de 20 m de diamètre ( $S = 314 \text{ m}^2$ )

→ kerozene

→ radiance mesurée :  $\Phi_o = 40\,000\text{ W/m}^2$

#### ④ MUDAN

→ foyer de 28 m de diamètre ( $S = 615,7\text{ m}^2$ )

→ kerozene

→ radiance mesurée :  $\Phi_o = 40\,000\text{ W/m}^2$

#### ⑤ JAPAN SAFETY SOCIETY

→ foyer de 30 m de diamètre ( $S = 706,8\text{ m}^2$ )

→ kerozene

→ radiance mesurée :  $\Phi_o = 30\,000\text{ W/m}^2$

→ foyer de 50 m de diamètre ( $S = 1963,5\text{ m}^2$ )

→ kerozene

→ radiance mesurée :  $\Phi_o = 20\,000\text{ W/m}^2$

→ foyer de 80 m de diamètre ( $S = 5026\text{ m}^2$ )

→ kerozene

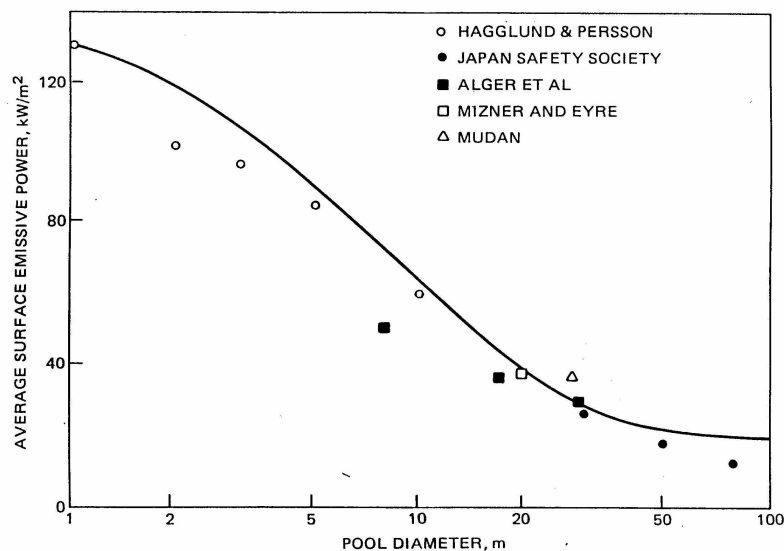
→ radiance mesurée :  $\Phi_o = 10\,000\text{ W/m}^2$

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  $\text{W/m}^2$ . L'émittance des fumées noires est d'environ 20 000  $\text{W/m}^2$  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 suivante..



$$\Phi_o = \Phi_{\max} e^{-SDeq} + \Phi_f (1 - e^{-SDeq}) \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.FB.27})$$

avec

$\Phi_{\max}$ , l'émittance maximale des points lumineux ( $\Phi_{\max} \sim 140\,000\text{ W/m}^2$ )

$\Phi_f$ , 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

$$\Phi_o = 140\,000 e^{-0,12Deq} + 20\,000 (1 - e^{-0,12Deq})$$

$$\boxed{\Phi_o = 20000 + 120\,000 e^{-0,12Deq}} \quad (W/m^2) \quad (eq.FB.28)$$

Cette corrélation nous donne

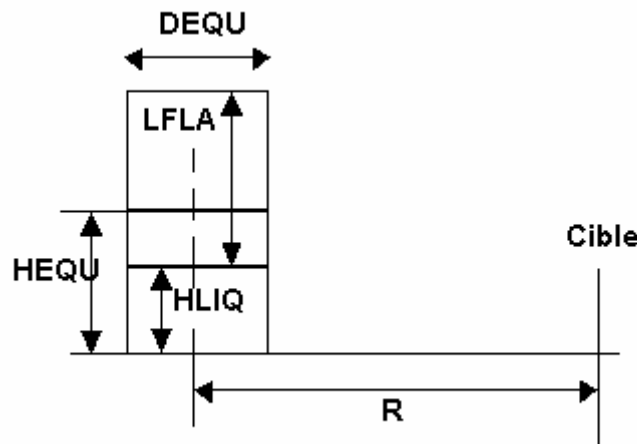
$\Phi_o = 126\,430 W/m^2$	pour	Deq = 1 m	et	$S = 0,785 m^2$
$\Phi_o = 56\,143 W/m^2$		Deq = 10 m		$S = 78,5 m^2$
$\Phi_o = 25\,974 W/m^2$		Deq = 25 m		$S = 500 m^2$
$\Phi_o = 21\,799 W/m^2$		Deq = 35 m		$S = 1\,000 m^2$
$\Phi_o = 20\,144 W/m^2$		Deq = 56 m		$S = 2\,500 m^2$
$\Phi_o = 20\,008 W/m^2$		Deq = 80 m		$S = 5\,000 m^2$
$\Phi_o = 20\,000 W/m^2$		Deq = 113 m		$S = 10\,000 m^2$

#### 4. FACTEUR DE VUE

Le facteur de vue exprime l'expression du pourcentage du rayonnement reçu par une cible. Il s'agit d'une intégrale de surface double identifiant la partie de la surface rayonnante pouvant atteindre la cible, et d'autre part définissant la partie de la cible qui peut voir la source de rayonnement.

#### CAS DU FEU D'UN RESERVOIR CYLINDRIQUE VERTICAL

##### ① CAS 1 : Vitesse du vent $\leq 1 m/s$ .



$H_1 = HLIQ + LFLA$	(eq.FB.29)		
$H_2 = HEQU$	(eq.FB.30)		
$h_1 = 2H_1/DEQU$	(eq.FB.31)	$h_2 = 2H_2/DEQU$	(eq.FB.35)
$S_1 = 2R/DEQU$	(eq.FB.32)	$S_2 = 2R/DEQU$	(eq.FB.36)
$A_1 = (S_1 + 1)^2 + h_1^2$	(eq.FB.33)	$A_2 = (S_2 + 1)^2 + h_2^2$	(eq.FB.37)
$B_1 = (S_1 - 1)^2 + h_1^2$	(eq.FB.34)	$B_2 = (S_2 - 1)^2 + h_2^2$	(eq.FB.38)

$$Fv_1 = \frac{1}{\pi S_1} \tan^{-1} \left\{ \frac{h_1}{(S_1^2 - 1)^{0,5}} \right\} + \frac{h_1}{\pi} \left\{ \frac{(A_1 - 2S_1)}{S_1 \sqrt{A_1 B_1}} \tan^{-1} \left[ \frac{A_1 (S_1 - 1)}{B_1 (S_1 + 1)} \right]^{0,5} - \frac{1}{S_1} \tan^{-1} \left[ \frac{(S_1 - 1)}{(S_1 + 1)} \right]^{0,5} \right\}$$

(eq.FB.39)

(eq.FB.41)

## Annexes - Page 11/116

- B1 est obtenu par

$$A2 = \int_0^{\pi/2} f(v) dv \quad (\text{eq.FB.57})$$

$$f(v) = \frac{\sin v}{(1 + h^2 + S^2 - 2Sh \sin \xi) + 2(h \sin \xi - S) \sin v} \quad (\text{eq.FB.58})$$

Le calcul de B1 doit être réalisé par la méthode de SIMPSON.

$$\text{et} \quad F_{v1} = \frac{1}{\pi} \cos \xi (A_1 \cos \theta_1 + h_1 B_1) \quad (\text{eq.FB.59})$$

- A2 est donné par la relation

$$A_2 = \frac{1}{E_2} \left\{ \tan^{-1} \left( \frac{h_2 - (S_2 - 1/S_2) \sin \xi}{E_2} \right) + \tan^{-1} \left( \frac{(S_2 - 1/S_2) \sin \xi}{E_2} \right) \right\} \quad (\text{eq.FB.60})$$

avec,

$$E_2 = \left\{ (S_2^2 - 1) \cos^2 \xi + (1/S_2^2) \sin^2 \xi \right\}^{0.5} \quad (\text{eq.FB.61})$$

- B2 est obtenu par

$$B2 = \int_0^{\pi/2} f(v) dv \quad (\text{eq.FB.62})$$

$$f(v) = \frac{\sin v}{(1 + h_2^2 + S_2^2 - 2S_2 h_2 \sin \xi) + 2(h_2 \sin \xi - S_2) \sin v} \quad (\text{eq.FB.63})$$

Le calcul de B2 doit être réalisé par la méthode de SIMPSON.

$$\text{et} \quad F_{v2} = \frac{1}{\pi} \cos \xi (A_2 \cos \theta_2 + h_2 B_2) \quad (\text{eq.FB.64})$$

$$\boxed{F_v = F_{v1} - F_{v2}} \quad (\text{eq.FB.65})$$

## 5. ATTENUATION DANS L'AIR

La relation préconisée est celle du TNO :

$$\text{TAU} = 2.02 (\text{PVAP} (\text{H}_2\text{O}) \times X)^{-0.09} \quad (\text{eq.FB.66})$$

avec x la distance au foyer (m), distance comptée à partir du front de flammes le plus proche de la cible.

PVAP(H<sub>2</sub>O), 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 (H<sub>2</sub>O) de la vapeur d'eau à la même température TAMB.

$$\text{HR} = \text{PVAP} (\text{H}_2\text{O}) / \text{TV} (\text{H}_2\text{O}) \quad (\%) \quad (\text{eq.FB.67})$$

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(H<sub>2</sub>O) à la température TAMB s'obtient par l'équation d'ANTOINE :

$$TV = 133,4 \exp \left\{ ANTA - \left( \frac{ANTB}{TAMB + ANTC} \right) \right\} \quad (Pa) \quad (eq.FB.68)$$

ANTA, ANTB, ANTC les coefficients d'ANTOINE.

Pour l'eau on a :

$$TV (H_2O) = 133,4 \exp \left\{ 18,3036 - \left( \frac{3816,44}{TAMB - 46,13} \right) \right\} \quad (Pa) \quad (eq.FB.69)$$

Connaissant l'humidité HR, on obtient,

$$PVAP (H_2O) = HR \times TV (H_2O) \quad (Pa) \quad (eq.FB.70)$$

Par exemple pour :

$$HR = 75 \% \\ \text{et } TAMB = 300 K,$$

$$\text{on a : } TV(H_2O) = 3512 Pa$$

La pression partielle de vapeur d'eau vaut donc :

$$PVAP (H_2O) = 0,75 \times 3512 \\ = 2634 Pa$$

L'atténuation dans l'air s'exprime dès lors par :

$$TAU = 2,02 (2634 \times X)^{-0.09}$$

$$= 0,9942 X^{-0.09}$$

## 6. FLUX RECU

Le flux reçu à une distance r s'exprime :

$$\Phi_x = \Phi_o \times F_v \times \tau \quad (W/m^2) \quad (eq.FB.71)$$

$$\text{où } F_v = f(r)$$

$$\tau = f(r)$$

r est la distance à la cible exprimée en m.

- Dans le cas d'un calcul de flux reçu par une cible la distance R est connue et

$$\rightarrow \text{le calcul de } \tau = 2,02 (PVAP(H_2O) \times R)^{-0.09}$$

$$\rightarrow \text{le calcul de } F_v = f(R)$$

sont aisément réalisables.

- Dans le cas du calcul de la distance R correspondant à un flux reçu  $\Phi_x$  le problème se complique et nécessite un calcul itératif.





## ANNEXE 2 : MODELE FEU DE CUVETTE

### 1 DONNEES D'ENTREE

Les données suivantes doivent être rassemblées :

#### ① Données Cuvette pour le cas d'un feu de cuvette

$L_i$  longueurs des différents côtés de la cuvette en m  
 $DEQU_i$  diamètres des différents réservoirs contenus dans la cuvette en m

#### ② Données météo

TAMB, température ambiante en K  
HR, humidité relative en %  
u, vitesse du vent en m/s  
 $\rho_{air}$ , masse spécifique de l'air à la température TAMB en  $kg/m^3$

#### ③ Données fluide

TSER, température de service du fluide relâché en K  
TBUL, température d'ébullition en K  
TKR, température critique en K  
DENSL, masse spécifique liquide en  $kg/m^3$   
DENSg, masse spécifique gazeuse en  $kg/m^3$   
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

### 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 :

$$\dot{m} = 10^{-3} \times QFLU / \left\{ CVAP(TBUL) + \int_{TSER}^{TBUL} CSPE(\theta) d\theta \right\} \quad (eq.FC.1)$$

avec,

$\dot{m}$ , en  $(kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1})$

QFLU, la chaleur de combustion de l'hydrocarbure en  $(J \cdot kg^{-1})$

CVAP, la chaleur de vaporisation de l'hydrocarbure en  $(J \cdot kg^{-1})$

CSPE, la chaleur spécifique du liquide en  $(J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1})$

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  $\theta = 288 \text{ K}$ .

Une valeur approchée de l'intégrale peut s'écrire :

$$\int_{TSER}^{TBUL} CSPE(\theta) d\theta = (CSPE(TBUL) \times CSPE(T))^{0,5} \times (TBUL - T) \quad (eq.FC.2)$$

$$\text{avec } T = (TSER \times TAMB)^{0,5} \quad K \quad (eq.FC.3)$$

ou encore

$$\int_{T_{SER}}^{T_{BUL}} CSPE(\theta) d\theta = [CSPE(T_{BUL}) \times T_{BUL}] - [CSPE(T) \times T] \quad (\text{eq. FC 4})$$

## ② Calcul du diamètre équivalent pour un feu de cuvette

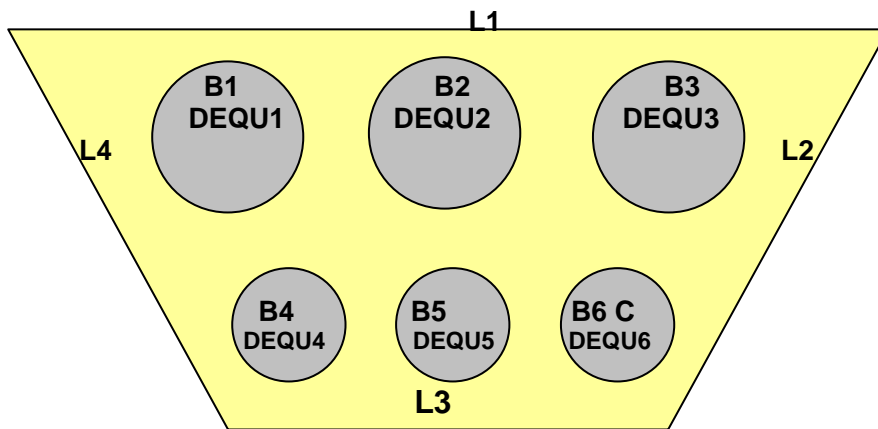
Pour le calcul de la hauteur de flamme LFLA, on considère le contour polygonal réel du compartimentage impliqué, et très important le contour de tous les réservoirs inclus dans la cuvette de rétention.

On se définit un diamètre équivalent de la surface en flammes :

$$D_{FLA} = 4 \text{ SNAP} / \text{PERI} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq. FC.5})$$

avec, SNAP, la surface en feu (m<sup>2</sup>)  
PERI, le périmètre de la surface en feu (m)

$$\text{SNAP} = \text{SCUV} - \sum 0,25 \pi \text{ DEQU}_i^2 \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq. FC 6})$$



Pour une cuvette ou un compartimentage polygonal quelconque on a :

$$\text{PERI} = \sum_i L_i + \sum_j \pi \text{ DEQU}_j \quad (\text{m}) \quad (\text{eq. FC.7})$$

avec  $L_i$ , la longueur d'un côté quelconque du polygone  
 $\text{DEQU}_j$ , les diamètres de bacs contenus dans la cuvette.

## ④ Calcul de la hauteur de flamme LFLA

Pour un vent de moins de 1 m/s, la hauteur de flamme est donnée par l'équation de THOMAS.

$$\text{LFLA} = 42 \text{ DFLA} \left[ \frac{\dot{m}}{\rho_{\text{air}} \sqrt{g \text{ DFLA}}} \right]^{-0,61} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq. FC.8})$$

avec,

$\rho_{\text{air}}$ , la masse spécifique de l'air ambiant (kg m<sup>-3</sup>)  
 $g$ , accélération de la pesanteur (9,81 m s<sup>-2</sup>)

En prenant  $\rho_{\text{air}} = 1,161 \text{ kg/m}^3$  l'expression (eq.FN.10) de LFLA devient :

$$\boxed{LFLA = 19,1 \text{ DFLA}^{0,695} \dot{m}^{0,61} \quad (m)} \quad (\text{eq.FC 9})$$

Si un vent de vitesse  $u \geq 1 \text{ m/s}$  souffle, une autre corrélation doit être appliquée :

$$LFLA = 55 \text{ DFLA} \left[ \frac{\dot{m}}{\rho_{\text{air}} \sqrt{g \text{ DFLA}}} \right]^{0,67} \times U^{*0,21} \quad (\text{eq.FC.10})$$

avec,

$$U^* = u / \left[ \frac{g \dot{m} \text{ DFLA}}{\rho_{\text{air}} \sqrt{g \text{ DFLA}}} \right]^{1/3} \quad (\text{eq.FC.11})$$

$u$ , la vitesse du vent (m/s)

$\rho_{\text{air}}$ , la masse spécifique de l'air ambiant ( $\text{kg/m}^3$ )

$g$ , accélération de la pesanteur ( $9,81 \text{ m s}^{-2}$ )

En prenant  $\rho_{\text{air}} = 1,161 \text{ kg/m}^3$  l'expression de LFLA se simplifie comme suit :

$$\boxed{LFLA = 21,604 \dot{m}^{0,6} \times u^{0,21} \times \text{DEQU}^{0,63} \quad (m)} \quad (\text{eq.FC.12})$$

## ⑤ 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. On applique dès lors le même raisonnement que pour un feu de bac.

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** :

$$\frac{\tan \xi}{\cos \xi} = 3.3 \text{ Re}^{0,07} \text{ Fr}^{0,8} \left[ \frac{\text{DENS}_G}{\rho_{\text{air}}} \right]^{-0,6} \quad (\text{eq.FC.13})$$

avec, Re, le nombre de Reynolds

$$\text{Re} = (\text{DFLA} \times u \times \rho_{\text{air}}) / \mu_{\text{air}} \quad (\text{eq.FC.14})$$

$\mu_{\text{air}}$ , 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

$$\text{Fr} = u^2 / (\text{DFLA} \times g) \quad (\text{eq.FC 15})$$

DENS<sub>G</sub>, la masse spécifique de l'hydrocarbure en phase vapeur prise à sa température d'ébullition

$$\text{DENS}_G (\text{TBUL}) = \text{DENS}_G (300) \times \frac{300}{\text{TBUL}} \quad (\text{kg m}^{-3}) \quad (\text{eq.FC.16})$$

DENS<sub>G</sub> est donnée dans les tables à  $h = 300 \text{ K}$ .

L'équation (eq.FN.15) se résout de la façon suivante :

$$Z = 3.3 \text{ Re}^{0.07} \text{ Fr}^{0.8} \left[ \frac{\text{DENS}(T_{\text{BUL}})}{\rho_{\text{air}}} \right]^{-0.6} \quad (\text{eq.FC.17})$$

$$Z = \frac{\tan \xi}{\cos \xi} = \frac{\sin \xi}{\cos^2 \xi} \quad (\text{eq.FN.20})$$

$$Z \cos^2 \xi = \sin \xi \quad (\text{eq.FC.18})$$

$$Z (1 - \sin^2 \xi) - \sin \xi = 0 \quad (\text{eq.FC.19})$$

Posons  $X = \sin \xi$  (eq.FC.20)

On peut écrire dès lors :

$$Z (1 - X^2) - X = 0 \quad (\text{eq.FC.21})$$

$$Z - ZX^2 - X = 0 \quad (\text{eq.FC.22})$$

$$ZX^2 + X - Z = 0 \quad (\text{eq.FC.23})$$

$$X = \frac{-1 \pm \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} \quad (\text{eq.FC.24})$$

On retient

$$X = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} = \sin \xi = \sqrt{1 - \cos^2 \xi} \quad (\text{eq.FC.25})$$

$$\cos \xi = \sqrt{1 - \left( \frac{1 - \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} \right)^2} \quad (\text{eq.FC.26})$$

$$\xi = \arccos \sqrt{1 - \left( \frac{1 - \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} \right)^2} \quad (\text{eq.FC.27})$$

### 3. 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 m<sup>2</sup>.

Les mesures expérimentales suivantes ont été effectuées :

#### ① HAGGLUND & PERSSON

→ foyer de 1,5 m de diamètre ( $S = 1,76 \text{ m}^2$ )

→ essence

→ radiance mesurée :  $\Phi_0 = 130\,000 \text{ W/m}^2$

→ foyer de 10 m de diamètre ( $S = 1,76 \text{ m}^2$ )

→ essence

→ radiance mesurée :  $\Phi_0 = 60\,000 \text{ W/m}^2$

#### ② ALGER & AL

→ foyer de 3 m de diamètre ( $S = 7 \text{ m}^2$ )

→ JP-5

→ radiance mesurée :  $\Phi_0 = 110\,000 \text{ W/m}^2$

→ foyer de 18 m de diamètre ( $S = 254 \text{ m}^2$ )

→ JP-4

→ radiance mesurée :  $\Phi_0 = 38\,000 \text{ W/m}^2$

→ foyer de 30 m de diamètre ( $S = 706,8 \text{ m}^2$ )

→ JP-4

→ radiance mesurée :  $\Phi_0 = 32\,000 \text{ W/m}^2$

**3 MIZNER & EYRE**

- foyer de 20 m de diamètre ( $S = 314 \text{ m}^2$ )
- kerozene
- radiance mesurée :  $\Phi_0 = 40\,000 \text{ W/m}^2$

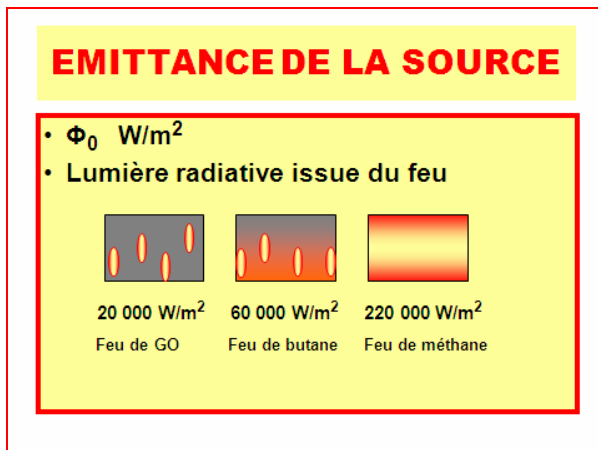
**4 MUDAN**

- foyer de 28 m de diamètre ( $S = 615,7 \text{ m}^2$ )
- kerozene
- radiance mesurée :  $\Phi_0 = 40\,000 \text{ W/m}^2$

**5 JAPAN SAFETY SOCIETY**

- foyer de 30 m de diamètre ( $S = 706,8 \text{ m}^2$ )
- kerozene
- radiance mesurée :  $\Phi_0 = 30\,000 \text{ W/m}^2$
  
- foyer de 50 m de diamètre ( $S = 1963,5 \text{ m}^2$ )
- kerozene
- radiance mesurée :  $\Phi_0 = 20\,000 \text{ W/m}^2$
  
- foyer de 80 m de diamètre ( $S = 5026 \text{ m}^2$ )
- kerozene
- radiance mesurée :  $\Phi_0 = 10\,000 \text{ W/m}^2$

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/m<sup>2</sup>. L'émission des fumées noires est d'environ 20 000 W/m<sup>2</sup> 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..

??

Si l'on considère les valeurs expérimentales mentionnées ci-dessus, on peut les décrire par la corrélation suivante..



$$\Phi_o = 140\,000 e^{-0,12Deq} + 20\,000 (1 - e^{-0,12Deq}) \quad (W/m^2) \quad (eq.FC.28)$$

avec

$\Phi_{max}$ , l'émittance maximale des points lumineux ( $\Phi_{max} \sim 140\,000 W/m^2$ )

$\Phi_f$ , l'émittance des fumées ( $\Phi_f \sim 20\,000 W/m^2$ )

S, un paramètre expérimental ( $S = 0,12 m^{-1}$ )

On peut écrire cette corrélation comme suit :

$$\Phi_o = 20000 + 120\,000 e^{-0,12Deq} \quad (W/m^2) \quad (eq.FC 28bis)$$

Cette corrélation nous donne

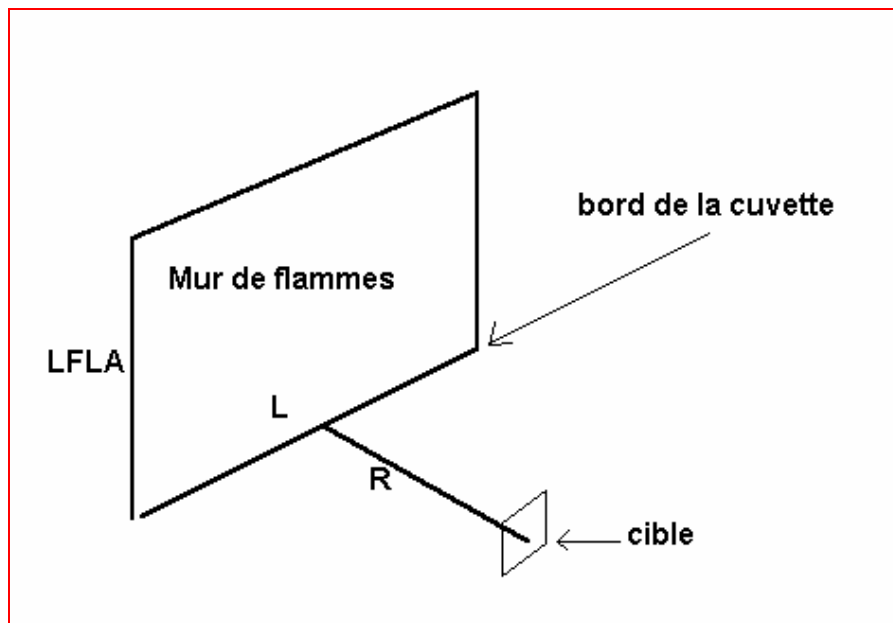
$\Phi_o = 126\,430 W/m^2$	pour	Deq = 1 m	et	S = 0,785 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 56\,143 W/m^2$		Deq = 10 m		S = 78,5 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 25\,974 W/m^2$		Deq = 25 m		S = 500 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 21\,799 W/m^2$		Deq = 35 m		S = 1\,000 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 20\,144 W/m^2$		Deq = 56 m		S = 2\,500 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 20\,008 W/m^2$		Deq = 80 m		S = 5\,000 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 20\,000 W/m^2$		Deq = 113 m		S = 10\,000 m <sup>2</sup>

#### 4. FACTEUR DE VUE

Le facteur de vue exprime l'expression du pourcentage du rayonnement reçu par une cible. Il s'agit d'une intégrale de surface double identifiant la partie de la surface rayonnante pouvant atteindre la cible, et d'autre part définissant la partie de la cible qui peut voir la source de rayonnement.

##### CAS DU FEU D'UNE CUVETTE DE RETENTION

❶ La cible n'est soumise au rayonnement que d'un seul mur de flammes et u < 1 m/s.



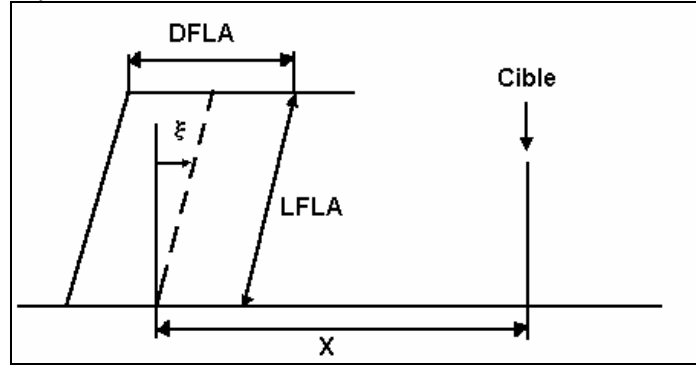
$$X = LFLA/R$$

$$Y = L/R$$

$$F = \frac{1}{2\pi} \left\{ \frac{X}{\sqrt{1+X^2}} \tan^{-1} \left[ \frac{Y}{\sqrt{1+X^2}} \right] + \frac{Y}{\sqrt{1+Y^2}} \tan^{-1} \left[ \frac{X}{\sqrt{1+Y^2}} \right] \right\} \quad (\text{eq.FC.29})$$

## 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 développé une expression analytique du facteur de vue s'appliquant à un élément de surface :

$$F_v = \frac{1}{\pi} [\sin(\xi + \beta) (A_1 \cos \theta + h A_2) + (A_3 - A_4) \cos \beta] \quad (\text{eq.FC.30})$$

Si la cible est verticale,  $\beta = 90^\circ$  et l'équation (eq.FC.27) devient :

$$F_v = \frac{1}{\pi} \cos \xi (A_1 \cos \theta + h A_2) \quad (\text{eq.FC.31})$$

avec  $\xi$ , l'angle d'inclinaison dû au vent

$$\theta = \sin^{-1} (1/S) \quad (\text{eq.FC.32})$$

$$S = 2 R / DFLA \quad (\text{eq.FC.33})$$

$$h = 2 LFLA / DFLA \quad (\text{eq.FC.34})$$

A1 est donné par la relation

$$A_1 = \frac{1}{B_1} \left\{ \tan^{-1} \left( \frac{h - (S - 1/S) \sin \xi}{B_1} \right) + \tan^{-1} \left( \frac{(S - 1/S) \sin \xi}{B_1} \right) \right\} \quad (\text{eq.FC.35})$$

avec,

$$B_1 = \left\{ (S^2 - 1) \cos^2 \xi + (1/S^2) \sin^2 \xi \right\}^{0,5} \quad (\text{eq.FC.36})$$

A2 est obtenu par

$$A_2 = \int_0^{\pi/2} f(v) dv \quad (\text{eq.FC.37})$$

$$f(v) = \frac{\sin v}{(1 + h^2 + S^2 - 2Sh \sin \xi) + 2(h \sin \xi - S) \sin v} \quad (\text{eq.FC.38})$$

Le calcul de A2 doit être réalisé par la méthode de SIMPSON

## 5. ATTENUATION DANS L'AIR

La relation préconisée est celle du TNO :

$$\text{TAU} = 2.02 (\text{PVAP}(\text{H}_2\text{O}) \times X)^{-0.09} \quad (\text{eq.FC.39})$$

avec  $x$  la distance au foyer (m), distance comptée à partir du front de flammes le plus proche de la cible.

PVAP(H<sub>2</sub>O), 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 (H<sub>2</sub>O) de la vapeur d'eau à la même température TAMB.

$$\text{HR} = \text{PVAP}(\text{H}_2\text{O})/\text{TV}(\text{H}_2\text{O}) \quad (\%) \quad (\text{eq.FC.40})$$

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(H<sub>2</sub>O) à la température TAMB s'obtient par l'équation d'ANTOINE :

$$\text{TV} = 133,4 \exp \left\{ \text{ANTA} - \left( \frac{\text{ANTB}}{\text{TAMB} + \text{ANTC}} \right) \right\} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FC.41})$$

ANTA, ANTB, ANTC les coefficients d'ANTOINE.

Pour l'eau on a :

$$\text{TV}(\text{H}_2\text{O}) = 133,4 \exp \left\{ 18,3036 - \left( \frac{3816,44}{\text{TAMB} - 46,13} \right) \right\} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FC.42})$$

Connaissant l'humidité HR, on obtient,

$$\text{PVAP}(\text{H}_2\text{O}) = \text{HR} \times \text{TV}(\text{H}_2\text{O}) \quad (\text{Pa}) \quad (\text{eq.FC.43})$$

## 6. FLUX RECU

Le flux reçu à une distance  $r$  s'exprime :

$$\Phi_x = \Phi_o \times F_v \times \tau \quad (\text{W/m}^2) \quad (\text{eq.FC.44})$$

où  $F_v = f(r)$

$\tau = f(r)$

$r$  est la distance à la cible exprimée en m.

- Dans le cas d'un calcul de flux reçu par une cible la distance  $R$  est connue et

→ le calcul de  $\tau = 2,02 (\text{PVAP}(\text{H}_2\text{O}) \times R)^{-0.09}$

→ le calcul de  $F_v = f(R)$

sont aisément réalisables.

- Dans le cas du calcul de la distance  $R$  correspondant à un flux reçu  $\Phi_x$  le problème se complique et nécessite un calcul itératif.

## ANNEXE 3 : MODELE EXPLOSION BAC

### ONDE DE CHOC

#### Modèle BK WAVE

Le modèle permet de déterminer la variation de la surpression  $\Delta p$  en fonction de la variable adimensionnelle  $R/R_0$  ( $R$  étant la distance et  $R_0$  le rayon initial de la charge).

Les hypothèses retenues sont :

- L'explosion est une explosion thermique
- le réservoir contient un mélange stœchiométrique air-hydrocarbure de concentration 5 %
- **le réservoir est détruit dès que la pression de rupture statique est atteinte ; l'onde envoyée dans l'environnement (air atmosphérique) correspond à cette pression ;**
- la détente des gaz est supposée isentropique : toute l'énergie est disponible pour la propagation de l'onde, ce qui est pessimiste ;
- les gaz brûlés ont les caractéristiques suivantes :
  - ➔ masse volumique = 2,385 kg/m<sup>3</sup>
  - ➔ rapport des chaleurs spécifiques  $\gamma = 1,314$
- la pression d'éclatement retenue par le modèle BK WAVE est de 3,5 10<sup>5</sup> Pa ce qui est très majorant.

On peut alors déterminer la loi  $\Delta p = f(R/R_0)$  pour une pression de rupture donnée, donc pour un réservoir donné à caractéristiques géométriques (*rayon et épaisseur*) et mécaniques (*contrainte de rupture*) connues.

Les calculs sont effectués en paramétrant la pression initiale de rupture du réservoir. Les résultats sont donnés sous forme de courbes représentées à la figure de la page suivante.

Cette courbe peut être approximée avec une précision suffisante par l'équation :

$$\frac{R}{R_0} = \exp \left\{ \frac{\ln \Delta p^+ - 11,5984}{-1,03141} \right\}$$

le volume du bac libre à la phase vapeur vaut :

$$V_{GAZ} = \pi \overline{DEQU}^2 (HEQU - HLIQ) \quad (m^3)$$

et soit 
$$V_{GAZ} = \frac{4}{3} \pi R_0^3$$

le volume de la charge sphérique équivalent de rayon  $R_0$

avec  $\overline{DEQU}$  le diamètre du réservoir (m)  
 $HEQU$  la hauteur de la robe du réservoir (m),  
 $HLIQ$  le niveau de liquide en (m) dans le bac au moment de l'explosion

Dès lors 
$$R_0 = 0,572 \left( \overline{DEQU}^2 \times (HEQU - HLIQ) \right)^{1/3} \quad (m) \quad (eq.ECL.48)$$

$$R = 0,572 \overline{DEQU}^{2/3} \times (HEQU - HLIQ)^{1/3} \times \exp \left( \frac{\ln \Delta p^+ - 11,5984}{-1,03141} \right) \quad (eq.ECL.49)$$

$\Delta p^+ = 70\,000$  Pa risque létal direct  $\lambda = R/R_0 = 1,535$

$$R = 0,878 \overline{DEQU}^{2/3} \times (HEQU - HLIQ)^{1/3} \quad (m) \quad (eq.ECL.50)$$

$\Delta p^+ = 30\,000$  Pa destruction et dégâts lourds  $\lambda = R/R_0 = 3,49$

$$R = 1,997 \overline{DEQU}^{2/3} \times (HEQU - HLIQ)^{1/3} \quad (m) \quad (eq.ECL.51)$$

$\Delta p^+ = 17\,000$  Pa risque létal indirect  $\lambda = R/R_0 = 6,055$

$$R = 3,465 \overline{DEQU}^{2/3} \times (HEQU - HLIQ)^{1/3} \quad (m) \quad (eq.ECL.52)$$

$\Delta p^+ = 14\,000$  Pa risque létal indirect (LC3%)  $\lambda = R/R_0 = 7,309$

$$R = 4,18 \overline{DEQU}^{2/3} \times (HEQU - HLIQ)^{1/3} \quad (m) \quad (eq.ECL.53)$$

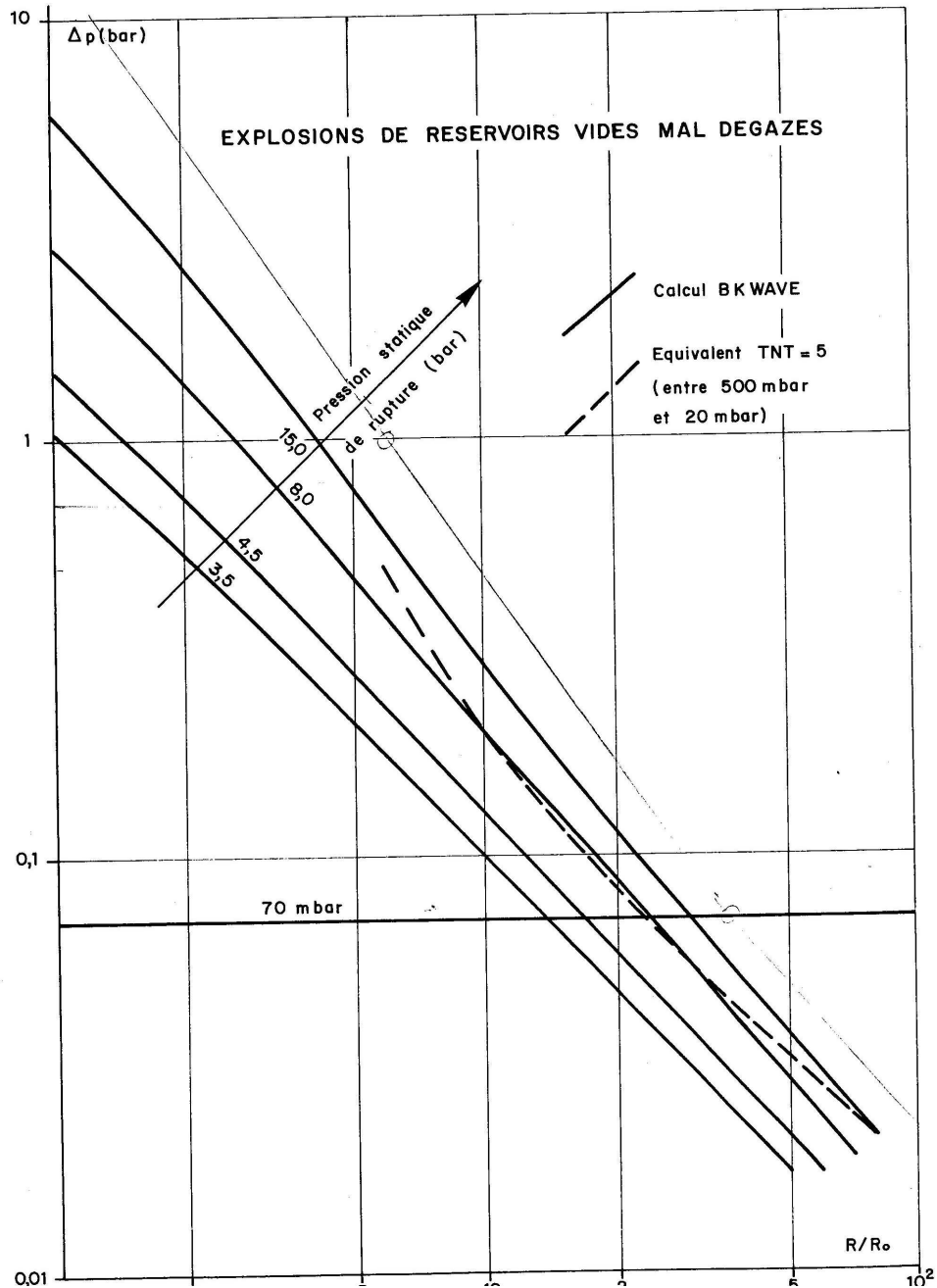
$\Delta p^+ = 5\,000\text{ Pa}$  blessures et dégâts réparables  $\lambda = R/R_0 = 19,83$

$$R = 11,35 \text{ DEQU}^{2/3} \times (\text{HEQU} - \text{HLIQ})^{1/3} \text{ (m)}$$

(eq.ECL.54)

$\Delta p^+ = 2\,500\text{ Pa}$  seuil des effets réversibles  $\lambda = R/R_0 = 39,13$

$$R = 22,39 \text{ DEQU}^{2/3} \times (\text{HEQU} - \text{HPIQ})^{1/3} \text{ (m)}$$





## EFFET MISSILE

### 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,
- sulfures pyrophoriques
- 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.

### MASSE DU MISSILE

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 ou toit (rupture suivant soudure circonférentielle), ou de la virole et du toit pour les réservoirs à toit frangible ou non, de diamètre inférieur à 15 mètre (cf. Codres)

Dès lors la masse du missile est calculable :

#### Pour un toit

➔ Hémisphérique :

$$MMIS = 0,25 (d^2 + 4h^2) \times ep \times \rho_{acier} \text{ (kg)}$$

d = DEQU, le diamètre du cylindre (m)

h = 0,5 DEQU (m)

et

$$MMIS = 0,5 \times \pi \times \overline{DEQU}^2 \times ep \times \rho_{acier} \text{ (kg)}$$

avec ep l'épaisseur du fond (m)

$\rho_{acier} = 7800 \text{ kg/m}^3$

<b><math>MMIS = 12252 \times \overline{DEQU}^2 \times ep</math></b>	(kg) (eq.ECL.111)
---	-------------------

➔ Calotte sphérique ou fond bombé

$d = \text{DEQU}$ , le diamètre du cylindre (m)

$h = f$ , la flèche (m)

et

$$\text{MMIS} = 0,25 \pi \left( \overline{\text{DEQU}}^2 + 4 f^2 \right) \times e_p \times \rho_{\text{acier}} \quad (\text{kg})$$

$$\text{MMIS} = 6126 \pi \left( \overline{\text{DEQU}}^2 + 4 f^2 \right) \times e_p \quad (\text{kg})$$

Les accessoires supportés par le toit et ayant fait l'objet de l'effet missile doivent être pesés et ajoutés à la masse du toit brut.



➔ toit conique,

$$St = 0,5 \times \pi \text{ DEQU} \times G \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.ECL.104})$$

avec  $G$ , la génératrice du toit.

$$G = 0,5 \text{ DEQU} / \cos(\text{arc tan } \delta) \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.ECL.105})$$

$\delta$ , la pente du toit.

$$\text{MMIS} = St \times EP1 \times \rho_{AC} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.ECL.106})$$

avec  $EP1$ , l'épaisseur du toit, (m)

$\rho_{AC}$ , la masse spécifique de l'acier du toit, (kg/m<sup>3</sup>)

➔ Masse robe + toit

$$\text{MMIS} = \rho_{AC} [ (St \times EP1) + (\pi \text{ DEQU} \text{ HEQU} EP2) ] \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.ECL.107})$$

avec  $EP2$  l'épaisseur moyenne de la robe.

➔ Le toit est frangible.

La rupture frangible s'effectue pour une pression de :

$$\begin{aligned} \text{PRUP} &= 101\,325 \text{ Pa} + (1,5 \times 500) \text{ Pa} \\ &= 102\,075 \text{ Pa} \end{aligned} \quad (\text{eq.ECL.108})$$

soit un  $\Delta p = 750 \text{ Pa}$ .

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 frangible (phénomène d'hystérésis).

Dès lors il est plausible d'admettre de façon conservatrice un multiplicateur 10 pour tenir compte du phénomène d'hystérésis et :

$\Delta p = 7500 \text{ Pa}$  en cas d'éclatement du bac.

Cela signifie qu'au sein de la phase gazeuse en combustion sous le ciel du toit du réservoir concerné, on atteint une surpression de 7500 Pa au moment où la rupture de la liaison frangible se produit.

## 5.2 PROCESSUS DE DETERMINATION DU COEFFICIENT DE TRAINEE

On se réfère aux études de BAKER & 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  $L < ep$   
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  $a = 1,9$ .

L'explosion lorsqu'elle se développe applique sa contrainte sur toute la surface du métal du réservoir, à savoir le toit, le fond, et la robe cylindrique. En outre elle agit sur la masse de liquide contenu dans le bac au moment de l'explosion.

Il faut dès lors tenir compte de la masse totale du métal du réservoir et de la masse de l'hydrocarbure contenu dans le réservoir. les équations du bilan énergétique permettant d'obtenir la vitesse initiale d'éjection du toit.

Soit  $MEQU = \text{Masse toit+robe+fond+liquide}$

La vitesse d'éjection s'obtient en égalant l'énergie de l'explosion dévolue à l'effet missile et l'énergie cinétique transmise à tout l'équipement de masse MEQU.

### Calcul de l'énergie d'explosion dévolue à l'effet missile

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.

$$\text{ENER} = E_i - E_i' - E_{DP} - E_{fr} \quad (J)$$

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 :

$$E'i = \frac{P_{ATM} \times V_{REF}}{\gamma - 1} \quad (J)$$

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 :

$$V_{GAZF} = V_{GAZ} (1 + \epsilon_{fr}) \quad (m^3)$$

$\epsilon_{fr}$  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

$$E''i = \frac{1}{(1 + \epsilon_{fr})^{3\gamma-3}} (E_i - E'i) \quad (J)$$

et calculant l'énergie de déformation plastique :

$$E_{DP} = \frac{1}{(1 + \epsilon_{fr})^{3\gamma-3}} \left\{ \frac{PECL \times V_{GAZ}}{\gamma - 1} - \frac{P_{ATM} \times V_{REF}}{\gamma - 1} \right\} \quad (J)$$

l'énergie résiduelle ENER se répartit dès lors en énergie de fragmentation (missiles) et en énergie d'onde de choc :

$$\begin{aligned} ENER &= E''i - E_{DP} - E_{FR} = E_{MIS} + E_{CHO} \quad (J) \\ E_{MIS} &= F \cdot ENER \quad (J) \\ E_{CHO} &= (1 - F) \cdot ENER \quad (J) \end{aligned}$$

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 :

$$E_{MIS} = F \frac{\Delta p \times V}{K_1} \quad (J)$$

## PRESSIION D'EXPLOSION

**La déflagration** est obtenue à partir d'une source d'inflammation de faible énergie (quelques millijoules). Un front de flamme centré sur le point d'inflammation se propage dans le mélange avec une vitesse subsonique ( $<$  quelques centaines de m/s). La vitesse de propagation des ondes de pression engendrées par une déflagration est égale à la célérité du son du milieu dans lequel elle se propage. Pour un mélange homogène et au repos, le front de flamme est sphérique divergent. La propagation de la flamme et l'expansion volumique des gaz frais transformés en gaz brûlés, s'accompagnent d'une mise en mouvement et d'une élévation de pression progressive des gaz frais à l'avant de la flamme. Une explosion confinée engendre, selon la composition de l'atmosphère explosive, des surpressions de l'ordre de  $4 \cdot 10^5$  à  $10^6$  Pa si le mélange est initialement dans des conditions de pression et de température normales. Au contraire, une explosion en espace libre (non confinée et en l'absence d'obstacle) dans un mélange préalablement formé, génère un maximum de surpression au plus égal à quelques millibars,

**Si le bac est rempli d'un mélange inflammable la pression maximale que l'on peut atteindre en régime de déflagration et en l'absence d'obstacles (coudes, restriction) est estimée en utilisant l'équation d'état des gaz parfaits.**

→ Avant inflammation on a :  $P_o \times VOL = m_o R T_o$   
avec

$$VOL = \sum_k 0,25 \times \pi \times \overline{DIA_k}^2 \times L_k \text{ (m}^3\text{) le volume du système}$$

$P_o = 101\,325 \text{ Pa}$ , la pression de service

$R = 8314 / MOLE_i \text{ J/kg K}$ , la constante massique des gaz parfaits

où  $MOLE_i$  est la masse molaire du mélange inflammable

$MOLE_i = 30,22 \text{ (kg/kmole)}$

$T_o = T_{AMB} = 300 \text{ K}$ , la température de service

→ En fin de combustion on a :  $P_{max} \times VOL = (m_o - m_{ev}) R TFLA$

avec

$m_{ev}$ , la masse expulsée par les ouvertures et/ou événements

$R = 8314 / MOLE_b$

où  $MOLE_b$  est la masse molaire des produits de combustion

$MOLE_b = 23,87 \text{ (kg/kmole)}$

$TFLA$  est la température de flamme (K)

On peut donc écrire :

$$\frac{P_{max} \times VOL}{P_o \times VOL} = \frac{(m_o - m_{ev})}{m_o} \frac{MOLE_i}{MOLE_b} \frac{TFLA}{T_o}$$

et

$$P_{max} = P_o \times \frac{m_o - m_{ev}}{m_o} \times \frac{MOLE_i}{MOLE_b} \times \frac{TFLA}{T_o}$$

par conservatisme nous posons  $m_{ev} = 0$

et

$$P_{max} = 101325 \times \frac{32}{23,87} \times \frac{2000}{353}$$

$$\boxed{P_{max} = 769\,608 \text{ Pa}}$$

Deux concepts s'opposent à atteindre cette pression maximale pour un régime de combustion type déflagration :

- la non stœchiométrie du mélange
- l'effacement du toit agissant à l'instar d'un événement

La montée en pression consécutive à la combustion dure quelques millisecondes, pouvant entraîner une valeur de surpression,  $\Delta p$  bien supérieure à la pression de rupture statique de l'enceinte ; en effet par hystérésis le métal a un temps de réponse plus long que la montée en pression due à l'explosion et se rompt de façon dynamique. L'énergie accumulée quasi instantanément sera donc plus importante que pour les cas d'explosion pneumatique.

La pression de rupture de ce type de réservoir atmosphérique est égale à 1,5 fois la pression de service, soit :

$$P_{rup} = 1,5 \times P_{SER} = 1,5 \times P_{ATM}$$



$$P_{rup} = 151\,987\text{ Pa}$$

Il a été constaté après l'explosion le gonflement et la déformation du bac. Ceci est la preuve qu'il n'y a pas eu de rupture frangible (à + 750 Pa) au niveau de la soudure toit/robe.

Ceci est conforté par le CODRES qui énonce que la frangibilité d'un réservoir ne peut être garantie pour des bacs de diamètre inférieur à 15 mètres.

Nous avons donc eu bel et bien une rupture ductile de l'enceinte du réservoir, avec déchirure au droit de la soudure toit/robe du bac, à cause des concentrations de contrainte dans le cordon de soudure.

La pression d'explosion sera plus élevée que la pression de rupture du réservoir. En effet la montée en surpression du front de flammes qui identifie une explosion confinée se passe à une échelle de temps plus courte que celle de la réaction du métal subissant sa pression de rupture ; nous avons réellement un temps de réponse du métal à la rupture, qui fait que le réservoir conserve son intégrité pendant quelques millisecondes après avoir atteint la pression de rupture, et cela permet à la pression d'explosion d'augmenter pendant ces quelques millisecondes. Ce phénomène bien connu est l'hystérésis de l'acier.

C'est pour cette raison que nous prenons pour pression d'explosion :

$$P_{explo} = 202\,650\text{ Pa}$$

soit deux fois la pression de service.

	Prupt	$\Delta p$	K1	F
<b>explosion thermique</b>				
→ réservoir à toit frangible	PATM + 10 x PFR*	10 x PFR*	$(\gamma - 1)$	0.2
→ rupture fragile	1.5 PSER	0,5 PATM	$(\gamma - 1)$	0.2
→ rupture ductile	2 PSER	PATM	$(\gamma - 1) (1 + \varepsilon_{fr})^{3\gamma-3}$	0.6

\* PFR est la valeur de rupture de la liaison

$$EMIS = \frac{F \cdot \Delta p \cdot V_{GAZ}}{K1}$$

### ANGLE DE TIR

Nous prenons  $90^\circ \leq \alpha \leq 70^\circ$  pour un réservoir atmosphérique .

### CALCUL DE LA VITESSE D'EJECTION

Nous égalons l'énergie de l'explosion dévolue à l'effet missile EMIS, à l'énergie cinétique acquise par le fragment :

$$0,5 \times (MEQU \times VMIS^2) = EMIS$$

$$VMIS = \sqrt{\frac{2 \times EMIS}{MEQU}} \quad (\text{m/s})$$

### 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.

$$\ddot{Y} = -g - \frac{SMIS C_D \rho_{air} \left( \dot{X}^2 + \dot{Y}^2 \right) \sin \alpha}{2 MMIS} + \frac{SMIS C_L \rho_{air} \left( \dot{X}^2 + \dot{Y}^2 \right) \cos \alpha}{2 MMIS} \quad (\text{eq.ECL.117})$$

$$\ddot{X} = - \frac{SMIS C_D \rho_{air} \left( \dot{X}^2 + \dot{Y}^2 \right) \cos \alpha}{2 MMIS} + \frac{SMIS C_L \rho_{air} \left( \dot{X}^2 + \dot{Y}^2 \right) \sin \alpha}{2 MMIS}$$

avec pour  $t = 0$

$$\dot{X} = VMIS \cos 80^\circ$$

$$\dot{Y} = VMIS \sin 80^\circ$$

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.

## ❶ Mouvement ascendant

En direction verticale pour  $t < t_1$ , on a :

$$\frac{dV}{dt} = -g - C_D V^2$$

$$\frac{1}{C_D} \frac{dV}{dt} = \frac{g}{C_D} - V^2$$

On pose  $a^2 = \frac{g}{C_D}$ , et on sépare les variables :

$$\frac{dV}{a^2 + V^2} = - C_D dt$$

Après avoir pris les intégrales des deux membres de l'égalité, on obtient :

$$\frac{1}{a} \tan^{-1} \frac{V}{a} + C1 = - C_D t$$

a a

Pour  $t = 0$ ,  $V = V_0 = VMIS \sin a$

et la constante  $C_1$  vaut

$$C_1 = \frac{1}{a} \tan^{-1} \frac{V_0}{a}$$

Le temps  $t$  s'exprime dès lors :

$$t = \frac{1}{C_D \times a} \left\{ \tan^{-1} \frac{V_0}{a} - \tan^{-1} \frac{V}{a} \right\}$$

Le temps  $t_1$  pour monter à l'apogée vaut dès lors :

$$t_1 = \frac{1}{C_D \times a} \tan^{-1} \frac{V_0}{a}$$

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 :

$$t_1 = \frac{1}{g} \frac{1}{(C_{DG})^{0,5}} \tan^{-1} (V_0 C_{DG}^{0,5})$$

$$t_1 = \{ 0,102 / (C_{DG})^{0,5} \} \tan^{-1} \{ V_0 \times (C_{DG})^{0,5} \}$$

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 :

$$\frac{1}{g} V \frac{dV}{dz} = -1 - C_D V^2$$

soit en reprenant la notation en  $a^2$ , avec  $a^2 = g/C_D$  on peut écrire :

$$V \frac{dV}{dz} = -g \left( 1 + \frac{V^2}{a^2} \right)$$

et, après la séparation des variables,

$$\frac{V dV}{a^2 + V^2} = - \frac{g}{a^2} dz$$

Après intégration des deux membres, on obtient :

$$\ln (a^2 + V^2) = -2 \frac{gz}{a^2} + C_2$$

Au point 0, on a les conditions :

$V = V_0 = VMIS \sin a$

$z = HEQU$ , la hauteur du bac

et,

$$C_2 = \ln(a^2 + V_0^2) + \frac{2g}{a^2} \text{HEQU}$$

Substituant cette valeur de  $C_2$ , on obtient :

$$z = \left\{ \ln \left[ \frac{(a^2 + V_0^2)}{(a^2 + V^2)} \right] + \frac{2g}{a^2} \text{HEQU} \right\} (a^2/2g)$$

A l'apogée de la trajectoire on a la condition  $V = 0$  et,

$$Z_1 = (a^2/2g) \ln \left\{ (a^2 + V_0^2)/a^2 \right\} + \text{HEQU} \text{ (m)}$$

Introduisant  $C_{DG} = C_D/g$  on peut écrire,

$$Z_1 = \frac{1}{2g C_{DG}} \ln(1 + (V_0^2 C_{DG})) + \text{HEQU}$$

$$Z_1 = \{ 0,051 \ln(1 + V_0^2 C_{DG}) / C_{DG} \} + \text{HEQU}$$

### Mouvement descendant

Lorsque  $t > t_1$ , le paramètre  $C_D$  change de signe et on a :

$$\frac{dV}{dt} = -g + C_D V^2$$

L'équation différentielle du mouvement peut s'écrire sous la forme :

$$V \frac{dV}{dz} = -g + C_D V^2$$

ou,

$$V \frac{dV}{dz} = -g \left( \frac{1}{a^2} - V^2 \right)$$

et, après séparations des variables :

$$\frac{VdV}{a^2 - V^2} = -\frac{g}{a^2} dz$$

L'intégration des deux membres de l'égalité donne,

$$\ln(a^2 - V^2) = -2 \frac{gz}{a^2} + C_3$$

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 :

$$C_3 = \ln a^2 + \frac{2g}{a^2} z_1 + HEQU$$

Substituant cette constante dans l'équation (eq.ECL.144) on obtient :

$$\ln \left\{ \frac{(a^2 - V^2)}{a^2} \right\} = \frac{2g}{a^2} (z_1 - z) + HEQU$$

$$(a^2 - V^2) / a^2 = \exp \left\{ \frac{2g}{a^2} (z_1 - z + HEQU) \right\}$$

La composante verticale de la vitesse d'impact s'obtient avec la condition au point d'impact  $z = 0$

$$(a^2 - V_2^2) / a^2 = \exp \left\{ \frac{2g}{a^2} (z_1 + HEQU) \right\}$$

$$V_2^2 = \left\{ g / C_D [1 - \exp 2C_D (Z_1 + HEQU)] \right\}^{0,5}$$

L'équation exprimée en fonction du temps s'intègre comme suit :

$$\frac{1}{C_D} \frac{dV}{dt} = - (a^2 - V^2)$$

$$\frac{dV}{a^2 - V^2} = - C_D dt$$

L'intégration des deux membres de l'égalité donne :

$$\frac{1}{2a} \ln \left\{ \frac{a + V}{a - V} \right\} = - C_D t + C_4$$

Pour  $t = t_1$   $V = 0$  (point d'inflexion)

et donc,  $C_4 = C_D t_1$

Pour  $t = t_2$   $V = V_2$

et le temps  $t_2$  après lequel le missile percute le sol, appelé temps de vol, s'exprime donc :

$$t_2 = t_1 + \left( 0,051 / C_{DG}^{0,5} \right) \ln \left\{ \left( 1 + V_2 C_{DG}^{0,5} \right) / \left( 1 - V_2 C_{DG}^{0,5} \right) \right\}$$

### Variation de la vitesse en direction horizontale

En direction horizontale on a :

$$\frac{dU}{dt} = - C_D U^2$$

ou,

$$\frac{dU}{U^2} = - C_D dt$$

et après intégration on obtient :



$$-\frac{1}{U} = -C_D t + C_5$$

Pour  $t = 0$ ,  $U = U_0 = VMIS \cos \alpha$

La constante  $C_5$  vaut dès lors,

$$C_5 = -\frac{1}{U_0}$$

ce qui entraîne,

$$U = \frac{U_0}{1 + C_D U_0 t}$$

$$\text{Et} \quad U^2 = \frac{U_0^2}{1 + C_D U_0 t^2}$$

Pour obtenir l'expression directe de la dépendance entre  $U$  et  $x$ , on exprime l'équation différentielle du mouvement sous la forme :

$$U \frac{dU}{dx} = -C_D U^2$$

ou, après la séparation des variables,

$$\frac{dU}{U} = -C_D dx$$

Après avoir pris les intégrales des deux membres de l'égalité, on aura :

$$\ln U = C_D x + C_6$$

pour  $x = 0$ ,  $U = U_0 = VMIS \cos \alpha$

$$C_6 = \ln U_0$$

$$\text{et} \quad x = \frac{1}{C_D} \ln \frac{U_0}{U}$$

La distance d'impact au sol ou distance maximale d'éjection s'exprime dès lors :

$$\begin{aligned} RMIS^2 &= \frac{1}{C_D} \ln \frac{U_0}{U^2} \\ &= \frac{1}{C_D} \ln (1 + \cos \alpha C_D t^2 VMIS) \end{aligned}$$

$$\text{Introduisant} \quad C_{DG} = C_D/g$$

on obtient,

$$RMIS = \frac{0,102 \ln (1 + 9,81 C_{DG} t^2 U_0)}{C_{DG}} \quad (m)$$

### Calcul du paramètre de traînée

Nous utilisons la relation de CLANCEY :

$$RMIS = \frac{MMIS^{1/3}}{Ka} \ln \left\{ \frac{U_0}{U} \right\}$$

Avec K, une constante empirique qui vaut :

0,002 (m<sup>-1</sup> kg<sup>-1/3</sup>) pour un missile supersonique

0,0014 (m<sup>-1/3</sup>) pour un missile subsonique

a, le coefficient de traînée prenant des valeurs comprises entre 1,5 et 2.

$$\text{soit, } RMIS = 1/C_D \ln \frac{U_0}{U}$$

et en les combinant, on extrapole

$$C_D = Ka / MMIS^{1/3}$$

et

$$\begin{aligned} C_{DG} &= Ka / g (MMIS)^{1/3} \\ &= 2,0387 \times a \times 10^{-4} / MMIS^{1/3} \text{ (vitesse supersonique)} \\ &= 1,4271 \times a \times 10^{-4} / MMIS^{1/3} \text{ (vitesse subsonique)} \end{aligned}$$

### Equations simplifiées

Les équations ci-avant 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 :

$$C_{DG} = C_D/g = 1,4271 \times a \times 10^{-4} / MMIS^{1/3}$$

si VMIS est subsonique

$$C_{DG} = 2,0387 \times a \times 10^{-4} / MMIS^{1/3}$$

si VMIS est supersonique

→ Le temps t<sub>1</sub> pour monter à l'apogée se calcule par :

$$t_1 = 0,102 \tan^{-1} (C_{DG}^{0,5} \times V_0) / C_{DG}^{0,5} \quad (s)$$

→ La hauteur maximale de la trajectoire Z<sub>1</sub> vaut :

$$Z_1 = 0,051 \ln (1 + C_{DG} V_0^2) / C_{DG} + HEQU \quad (m)$$

→ La composante verticale de la vitesse d'impact au sol se calcule par :

$$V_2 = \left\{ \frac{1 - \exp (-19,62 C_{DG} Z_1)}{C_{DG}} \right\}^{0,5} \quad (m/s)$$

→ Le temps pour arriver au point d'impact au sol s'écrit :

$$t_2 = t_1 + (0,051 / C_{DG}^{0,5}) \ln \{ (1 + V_2 C_{DG}^{0,5}) / (1 - V_2 C_{DG}^{0,5}) \} \quad (s)$$

→ La vitesse d'impact au sol s'exprime par :

$$VIMP2 = \{ U_o^2 / (1 + 9,81 U_o t_2 C_{DG})^2 + V_2^2 \}^{0,5} \quad (m/s)$$

→ La distance maximale d'éjection devient finalement :

$$RMIS = 0,102 \ln (1 + 9,81 U_o t_2 C_{DG}) / C_{DG}$$



## ANNEXE 4 : CINETIQUE DU PHENOMENE DE BOILOVER

### DEFINITION DU PHENOMENE

Un boilover est un phénomène de moussage de grande ampleur impliquant des réservoirs atmosphériques et résultant de la transformation en vapeur, d'eau liquide (fond d'eau, eau libre, émulsion) contenue **dans un réservoir en feu**.

Ce phénomène ne doit pas être confondu avec un frothover impliquant un réservoir réchauffé et non en feu, ou un slopover qui est un phénomène de faible ampleur localisé à la surface de l'hydrocarbure contenu dans un bac.

Un boilover peut concerner des réservoirs de gazole, de fuel et de brut notamment.

Les mots clés sont : **feu, onde de chaleur et effet piston**.

Les effets conséquences sont : boule de feu, débordement et épandage d'hydrocarbures en feu à l'extérieur de la cuvette de rétention.

### CONDITIONS NECESSAIRES POUR LA NAISSANCE D'UN BOILOVER

Pour qu'un BOILOVER se produise, 4 conditions doivent 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 pour que la vapeur ne puisse pas traverser facilement depuis le bas.

#### 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.

#### 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.

Le paramètre capital à évaluer est la température de l'onde de chaleur.

#### 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. C'est ce que l'on appelle ici " onde de chaleur ".

*" 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*

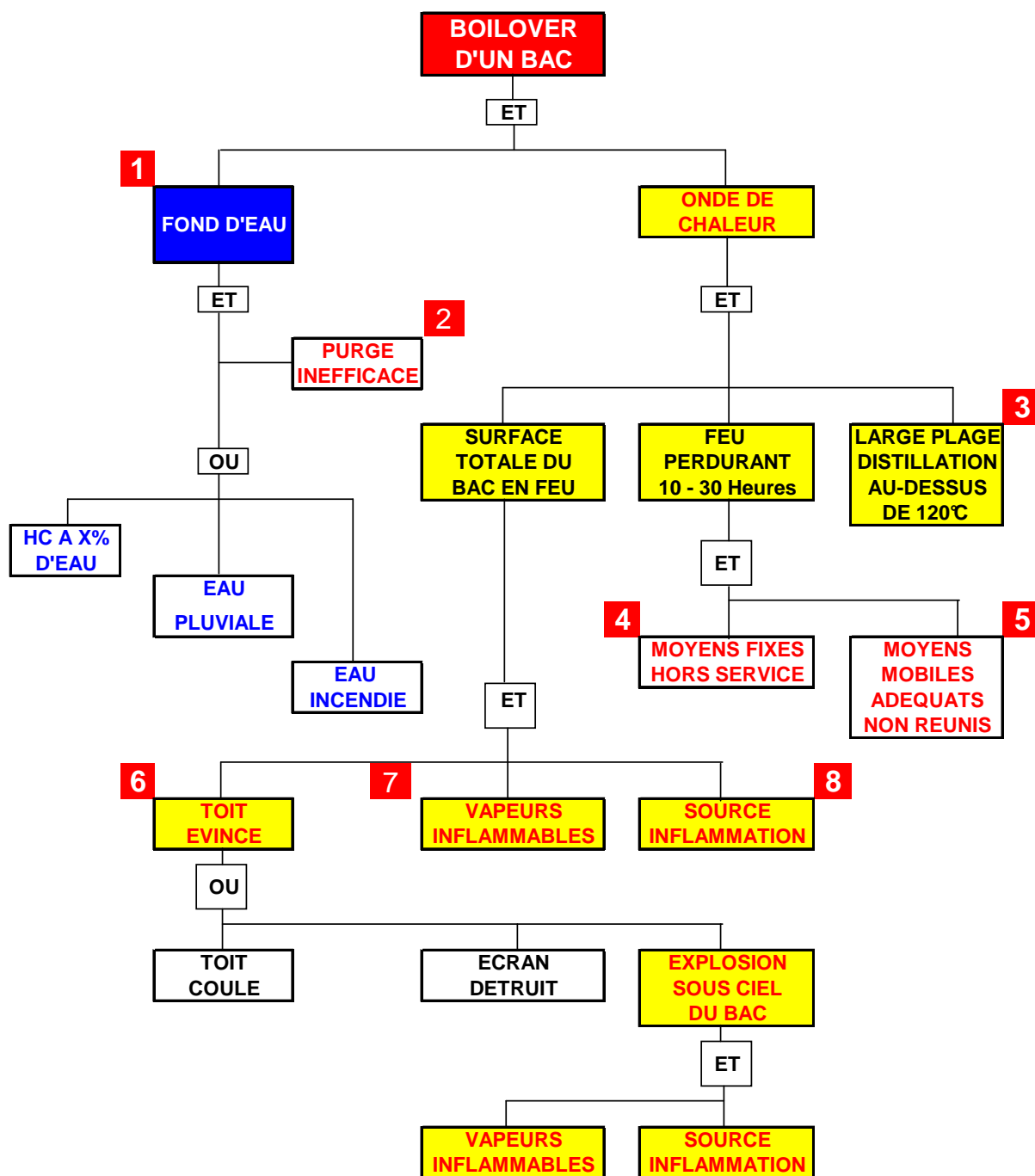


*subit un échauffement accru qui a pour conséquence que sa température d'ébullition, à l'intérieur du combustible qui possède encore la composition d'origine, est dépassée. D'où un début de vaporisation de bulles dans le cœur de la combustion. Du fait de la convection déclenchée, le combustible est homogénéisé ; il se forme une zone de température homogène."*

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.



## 1. OBJECTIFS

Le développement du modèle de calcul de la cinétique du phénomène accidentel de boilover présenté dans ce rapport, satisfait aux quatre objectifs suivants :

- 1) Offrir un modèle très précis sans coupler les calculs avec un programme de procédé.
- 2) Développer une cinétique pouvant quantifier des mélanges de deux liquides générant un boil over, alors que chaque liquide pris isolément n'engendre aucun boilover.
- 3) Etablir pour ce faire des corrélations expérimentales permettant d'établir des relations biunivoques entre les grandeurs physiques et thermodynamiques du mélange et des données connues telles la température d'ébullition moyenne et le degré API.

**4) Développer un logiciel de calcul de la cinétique du boilover associé à des modules effets conséquences, à savoir :**

- Effet de débordement intra cuvette de rétention
- Effet de débordement extra cuvette de rétention
- Effet de feux de nappe hors cuvette de rétention
- Effet boule de feu

Les effets conséquences sont: boule de feu, débordement et épandage d'hydrocarbures en feu à l'extérieur de la cuvette de rétention

Des boilovers ont été observés dès la fin du XIX<sup>ème</sup> siècle, et lors de plus de soixante accidents graves, notamment :

• Colegrove (USA)	22/06/1892
• San Luis Obispo (USA)	07/04/1926
• Yokkaichi (Japon),	15/10/1955,
• Czechowice-Dziedzice (Pologne)	26/06/1971
• Tacoa (Venezuela),	19/12/1982,
• Milford Haven (G-B),	30/08/1983,
• Thessalonique (Grèce),	24/02/1986,
• Amuay (Venezuela)	1994
• Skikda (Algérie)	04/10/2005

Les dommages pour les industriels sont nombreux :

- destruction d'un ou de plusieurs réservoirs de grand diamètre
- perte du contenu de bacs de grand diamètre
- des morts parmi les intervenants (pompiers et/ou opérateurs)
- destruction possible d'unités proches
- possible ralentissement ou arrêt de l'outil de production

Sur la période allant de 1955 à 2009, 26 boilovers ont provoqué les dégâts et dommages suivants :

- Morts: 198
- Blessés et brûlés: 547
- Barils de brut partis en fumée: 103 309 956
- Réservoirs détruits: 61
- Maisons et bâtiments détruits: 220
- Sites industriels sévèrement endommagés: 9
- Dégâts cumulés s'élevant à

**Pour qu'un BOILOVER se produise, 3 conditions doivent 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 ;

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.

Le paramètre capital à évaluer est la température de l'onde de chaleur.

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.

### 3. CINETIQUE DANS LE CAS D'UN BOILOVER

Dans la cinétique d'un phénomène de boilover, il existe dans la simulation de la formation d'une onde de chaleur, quatre paramètres physiques et thermodynamiques considérés comme des inconnues :

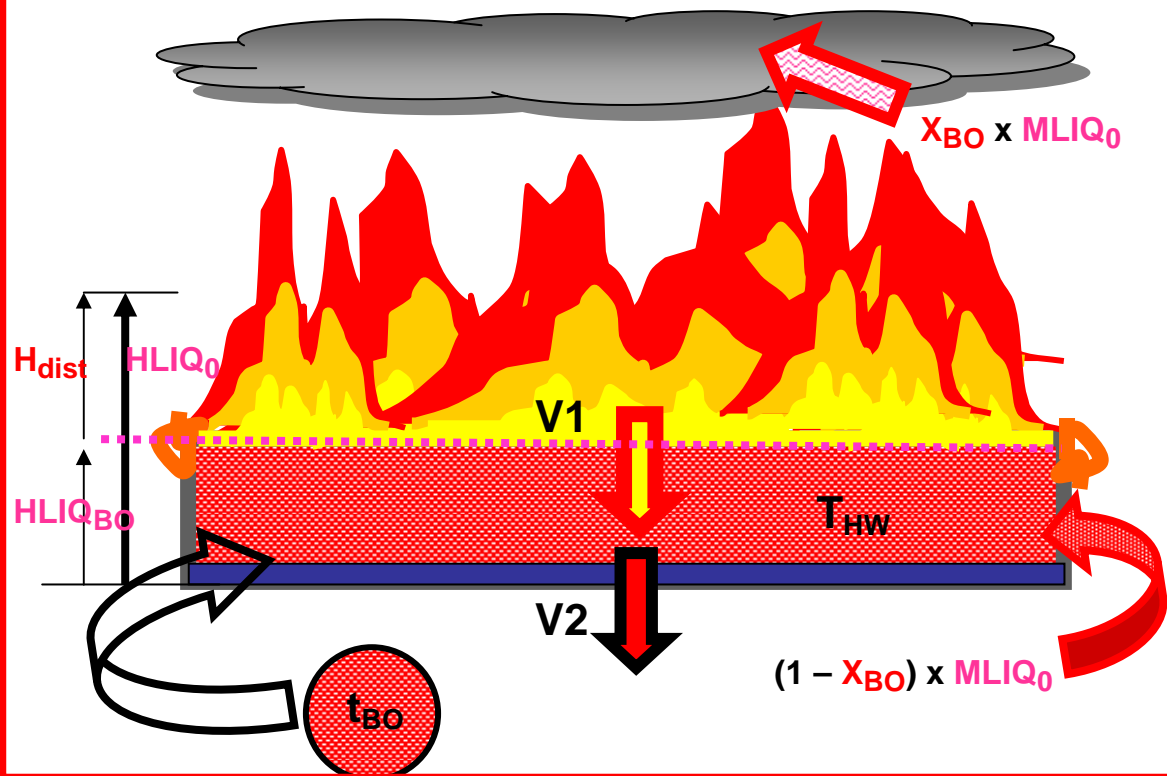
- 1) La vitesse de combustion  $v_{comb}$  des coupes pétrolières élémentaires en combustion, sachant que cette vitesse varie dans le temps avec la combustion des coupes plus légères, donc en fonction de l'augmentation de la masse spécifique du liquide en fonction du temps.
- 2) La température de l'onde de chaleur  $T_{HW}$ , qui elle aussi augmente en fonction de l'accroissement de la masse spécifique du liquide en fonction du temps.
- 3) Le temps de déclenchement du phénomène de boilover  $t_{bo}$ .
- 4) La fraction  $X_{BO}$  du liquide brûlé au moment du déclenchement du phénomène de boilover.

La connaissance de ces quatre grandeurs permet d'évaluer :

- 1) la masse liquide demeurant dans le réservoir au moment du déclenchement du boilover
- 2) la masse de liquide vaporisant au moment du boilover, et alimentant la boule de feu
- 3) l'énergie dévolue à l'effet piston
- 4) la vitesse de descente de l'onde de chaleur
- 5) la masse de liquide participant au phénomène de débordement

Avec ces neuf grandeurs on peut calculer tous les effets conséquences.

## CINETIQUE D'UN BOILOVER



## 2. CORRELATIONS PERMETTANT D'ETABLIR LES PROPRIETES PHYSIQUES DES FRACTIONS PETROLERES

*Les modèles proposés par l'INERIS et le guide UFIP se limitent à considérer les valeurs moyennes du liquide avant combustion, et les considèrent constantes jusqu'au démarrage du phénomène du boilover. Cette approche extrêmement simpliste ne permet pas de vérifier les nombreux essais réalisés, ni les accidents connus dont on possède des paramètres enregistrés ou mesurés.*

Seule une approche utilisant le couplage avec un modèle de calcul de procédé, a été réalisée par le groupe Total (entre 2005 et 2008), approche qui recalcule toutes les caractéristiques physiques et thermodynamiques après la combustion ou distillation de chaque coupe élémentaire (cf. les travaux de Patrice Michaëlis, Laurent Gauthier et Rémy Bas)

Dans l'approche proposée par l'équipe de DESAUTEL Risques Industriels associée au laboratoire de Risques Industriels de l'Ecole des Mines d'Alès, on réalise un calcul itératif qui à chaque pas, recalcule les huit grandeurs physiques et thermodynamiques en fonction de l'augmentation de la température de l'onde de chaleur, et de l'accroissement de la masse spécifique liquide du mélange qui s'alourdit.

Pour ce faire un travail une première étape a été d'établir des corrélations reliant la variation de la masse spécifique du liquide à 15°C DENS<sub>L</sub>(288), de la chaleur spécifique de la masse liquide CSPE(288), de la chaleur latente de vaporisation CVAP(TBUL), de la chaleur de combustion QFLU, des pressions et températures critiques PKR et TKR, en fonction de la température d'ébullition TBUL. Les bases de ce travail ont été réalisés au départ des courbes de Maxwell, et se présentent sous forme de six équations du troisième au quatrième degré.

La valeur de la température d'ébullition moyenne TBUL d'une coupe pétrolière quelconque est calculée au départ des valeurs des températures initiales et finales de distillation (données connues).



La grandeur DENS<sub>L</sub> (masse spécifique du liquide) d'une coupe pétrolière quelconque, est approchée par la mise en équation d'un nuage de points représentatif de quelques soixante coupes pétrolières. Les grandeurs CVAP (chaleur latente de vaporisation), et QFLU (chaleur de combustion) d'une coupe pétrolière quelconque, sont calculées en utilisant les courbes de Maxwell.

La grandeur CSPE (chaleur spécifique interne du liquide) d'une coupe pétrolière quelconque est calculée par les équations de Watson, en utilisant la valeur de la masse spécifique du liquide approchée par la mise en équation du nuage des soixante points.

$$TBUL = (T_{in} \times T_{fin})^{0,5}$$

- 60 coupes pétrolières
- Nuage de points
- Une équation du 4ème degré

$$DENS_L(288) = a + b TBUL + c TBUL^2 + d TBUL^3 + e TBUL^4 \quad \text{kg/m}^3$$

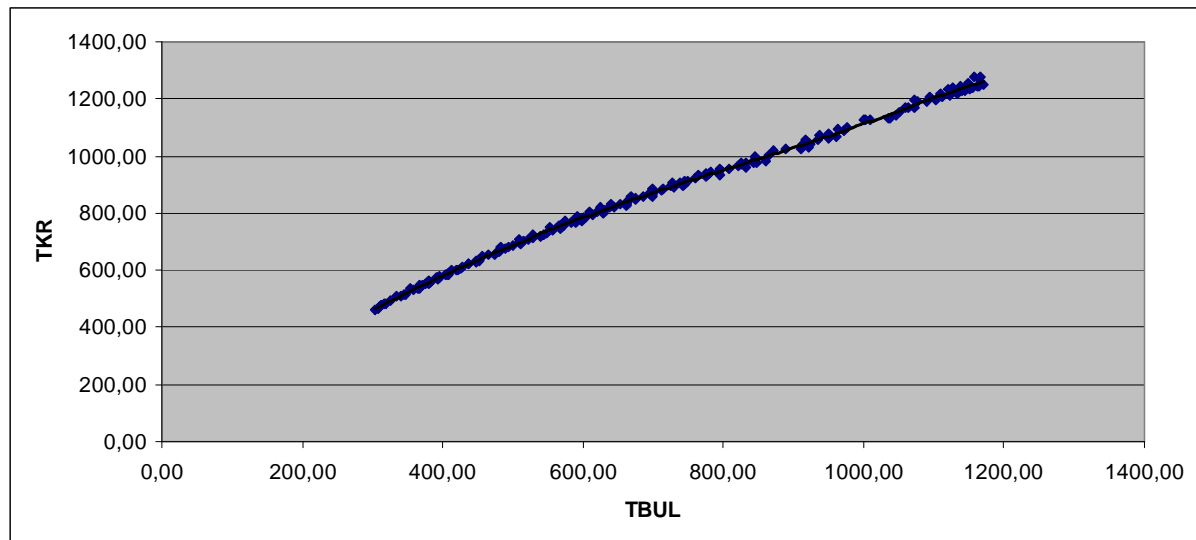
avec,  $a = -6,99 \cdot 10^{+2}$   
 $b = 8,55$   
 $c = -1,91 \cdot 10^{-2}$   
 $d = 1,99 \cdot 10^{-5}$   
 $e = -7,69 \cdot 10^{-9}$

$$CVAP = a + b TBUL + c TBUL^2 + d TBUL^3 \quad (\text{J/kg})$$

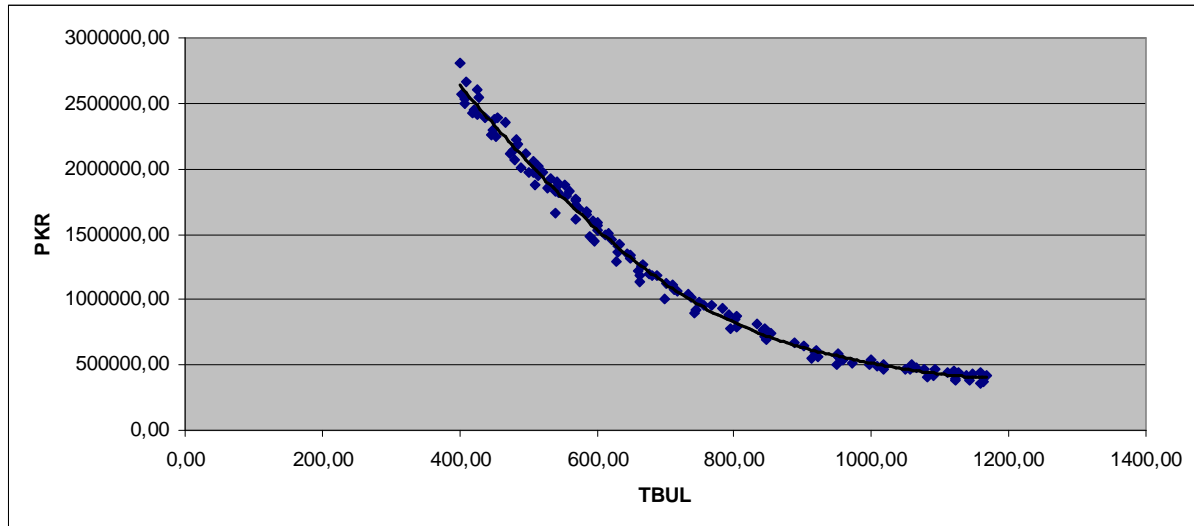
avec:  $a = 612203,585$   $c = 0,68075129$   
 $b = -1030,57173$   $d = -0,00016773$

$$QFLU = a + b DENS_L(288) + c DENS_L(288)^2 + d DENS_L(288)^3 + e DENS_L(288)^4 \quad (\text{J/kg})$$

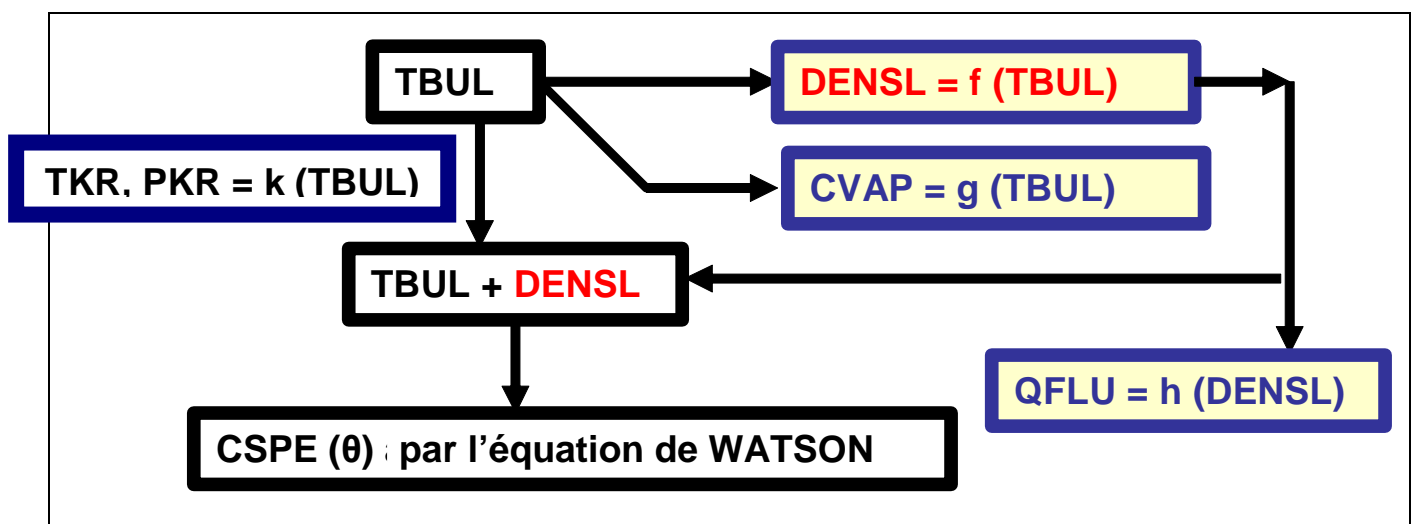
avec:  
 $a = 356703136,7$   $c = 2573,6576$   $e = 0,000581322$   
 $b = -1459521,115$   $d = -2,010889923$



$$TKR = -6,3595E-15 TBUL^6 + 2,6154E-11 TBUL^5 - 4,2864E-08 TBUL^4 + 3,6233E-05 TBUL^3 - 1,7271E-02 TBUL^2 + 5,5675 TBUL - 3,4669E+02$$



$$PKR = 4,2147E-11 TBUL^6 - 1,8900E-07 TBUL^5 + 3,3737E-04 TBUL^4 - 3,0608E-01 TBUL^3 + 1,5335E+02 TBUL^2 - 4,6836E+04 TBUL + 9,5513E+06$$



### 3. QUATRE EQUATIONS POUR RESOUDRE QUATRE INCONNUES

Pour quatre inconnues, nous devons donc avoir quatre équations.

#### 1. PREMIERE EQUATION: CALCUL DE LA VITESSE DE COMBUSTION

Nous utilisons les relations de BABRAUSKAS et MUDAN pour calculer la vitesse de combustion:

$$V1 = \frac{QFLU}{DENS(T)} \cdot 10^{-3} / \left[ (CVAP(TBUL) + \int_{TSER}^{TBUL} (CSPE(\theta) d\theta)) \right] \quad (m/s)$$

$$T = (TBUL \times TSER)^{0,5} \quad (K)$$

où

QFLU, la chaleur de combustion (J/kg)

DENS, la masse spécifique du liquide (kg/m<sup>3</sup>)

CVAP, la chaleur latente de vaporisation du liquide(J/kg)

CSPE, la chaleur spécifique du liquide (J/kgK)  
TBUL, la température d'ébullition (K)  
T<sub>Stoc</sub>, la température de stockage (K)

Nous rappelons quelques lois simples pour calculer à une température T, la masse spécifique et la chaleur spécifique d'une coupe pétrolière en phase liquide:

### Masse spécifique liquide DENS<sub>L</sub>(T)

$$\text{DENS}_L(T) = \text{DENS}_L(288) \left\{ \frac{(TKR - T_2)}{(TKR - T_1)} \right\}^{1/3} \quad (\text{kg/m}^3)$$

avec,  $T_1 = \text{Mini}(288, TKR - 10)$  (K)  
 $T_2 = \text{Mini}(T, TKR - 10)$  (K)  
TKR, la température critique du fluide (K)

### Chaleur spécifique d'une coupe pétrolière en phase liquide CSPE

Nous calculons d'abord le facteur de WATSON K

$$K = \frac{(1,8 \times TBUL)^{1/3}}{DL}$$

et puis,

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

avec  $T = \text{Min} \{ T_{SER}, TKR \}$

et finalement nous obtenons

$$\text{CSPE}(T_{SER}) = 1\,395,6 \times DY \times (1 + 0,17 \text{ K}) \quad (\text{J/kg K})$$

Au temps t, le pourcentage volumétrique X de produits brûlés ou flashés ou distillés à la surface du bac, peut s'exprimer par:

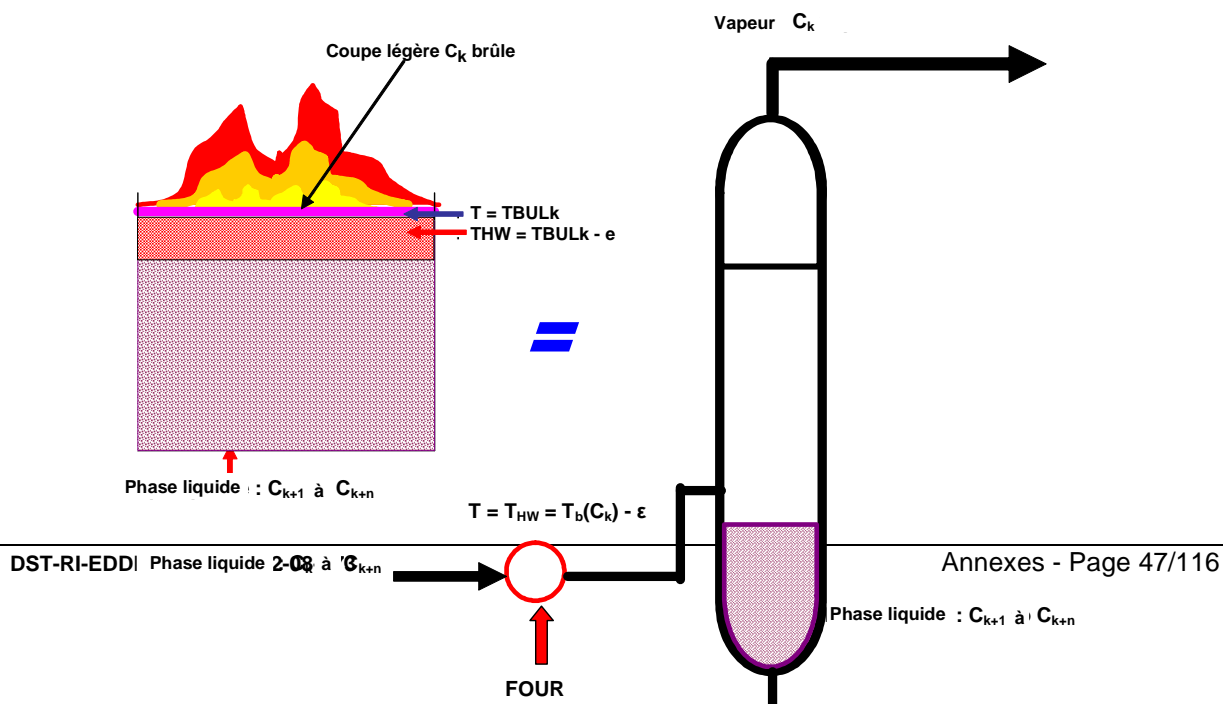
$$X = (V_1 \times t) / \text{HLIQ}_0 \quad (\% \text{vol})$$

où,  $V_1$  est la vitesse de combustion exprimée en (m/s) et établie dans la première équation

$\text{HLIQ}_0$ , est le niveau de liquide dans le réservoir au moment où le feu se déclare (m)

## 2. SECONDE EQUATION : L' EXPRESSION DE LA COURBE DE DISTILLATION

Nous considérons un réservoir en feu contenant un combustible à large plage d'ébullition ; les phénomènes observés sont identiques à ceux constatés dans une colonne de distillation atmosphérique.



Au temps  $t_k$  la coupe légère  $C_k$  brûle à la surface du combustible contenu dans le réservoir; si la température d'ébullition de la coupe pétrolière  $C_k$  est  $TBUL(C_k)$ , la température de l'onde de chaleur vaut dès lors:  $T_{HW} = TBUL(C_k) - \varepsilon$

Les fractions ou coupes pétrolières restant dans le réservoir sont dès lors  $C_{k+1}$  à  $C_{k+n}$

Dans une colonne de distillation, lorsque le four chauffe l'hydrocarbure liquide à une température égale à  $TBUL(C_k)$ , on obtient en son sommet la coupe  $C_k$  en phase vapeur, et en fond de colonne les coupes  $C_{k+1}$  à  $C_{k+n}$  en phase liquide.

Il s'agit de restituer un phénomène de distillation atmosphérique sans passer par un logiciel de procédé, au départ des seules valeurs de  $T_{in}$  et de  $T_{fin}$ .

Si on possède la courbe de distillation, et elle existe pour tous les bruts, et pour toutes les coupes pétrolières il est recommandé d'utiliser une fonction polynomiale du cinquième degré, type

$$T = aX^5 + bX^4 + cX^3 + dX^2 + eX + f$$

Autrement connaissant la température initiale et la température finale de distillation d'un brut, ou de tout autre coupe pétrolière, on utilisera la relation semi logarithmique suivante :

$$\ln T = \alpha X + \beta$$

Nous avons en effet deux points connus:

- la température initiale  $T_{in}$  correspondant à 15% de distillation
- la température finale  $T_{fin}$  correspondant à 85% de distillation

Nous pouvons donc écrire:

$$\ln T_{in} = \alpha \times 0,15 + \beta$$

$$\ln T_{fin} = \alpha \times 0,85 + \beta$$

et donc,

$$\alpha = (\ln T_{fin} - \ln T_{in}) / 0,7$$

$$\begin{aligned} \beta &= \ln T_{fin} - 0,85 \times (\ln T_{fin} - \ln T_{in}) / 0,7 \\ &= \ln T_{fin} - 1,214 \times (\ln T_{fin} - \ln T_{in}) \\ &= 1,214 \ln T_{in} - 0,214 \ln T_{fin} \end{aligned}$$

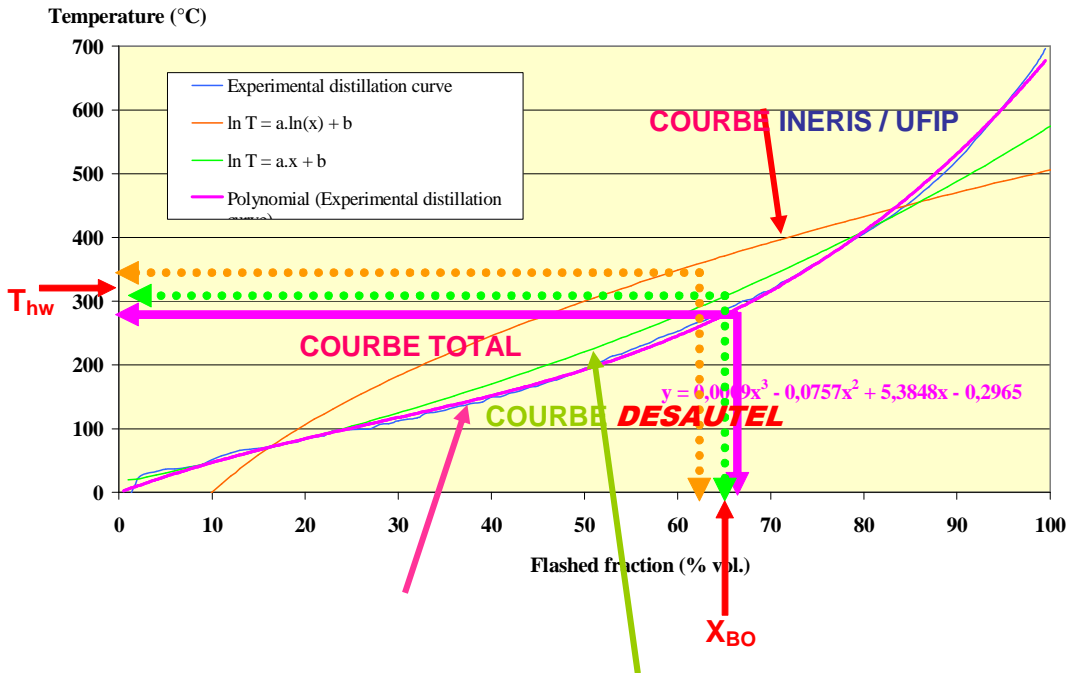
L'inconnue à quantifier est  $X_{BO}$ , et nous pouvons écrire :

$$\ln T_{HW} = \alpha X_{BO} + \beta$$

$$X_{BO} = (\ln T_{HW} - \beta) / \alpha$$

**Certains utilisent une relation bi logarithmique  $\rightarrow \ln T_{HW} = \alpha \ln X_{BO} + \beta$**

**Cette relation est encore utilisée par l'INERIS et la méthode UFIP, mais est moins précise que la relation semi log plus simple ; la comparaison des trois types de relation pour approximer la courbes de distillation est évidente sur le diagramme suivant :**



### 3. TROISIEME EQUATION :

#### DETERMINATION DU TEMPS D'INITIATION DU PHENOMENE DE BOILOVER

Dans la première équation nous avons calculé la vitesse de combustion du combustible  $V1$ .

La seconde équation a permis de donner une valeur de la fraction volumique du fuel  $X_{BO}$ , brûlé ou distillé au moment où le phénomène du boilover démarre.

Nous pouvons maintenant écrire une expression donnant le temps  $t_{BO}$  correspondant au commencement du phénomène de boilover.

Par définition la fraction volumique est le rapport entre le volume d'hydrocarbures brûlés, et le volume d'hydrocarbures contenus dans le réservoir avant le début du feu du bac.

Comme le réservoir est un cylindre vertical, le rapport des volumes est égal au rapport des hauteurs respectives de liquide,

$$X_{BO} = \frac{HLIQ_0 - HLIQ_{BO}}{HLIQ_0}$$

$HLIQ_{BO}$  est la hauteur de liquide au moment où le phénomène de boilover prend naissance:

$$HLIQ_{BO} = (1 - X_{BO}) HLIQ_0$$

La hauteur de colonne de liquide brûlée au moment où le phénomène de boilover démarre, peut s'exprimer par :  $t_{BO} = (X_{BO} HLIQ_0) / V1$

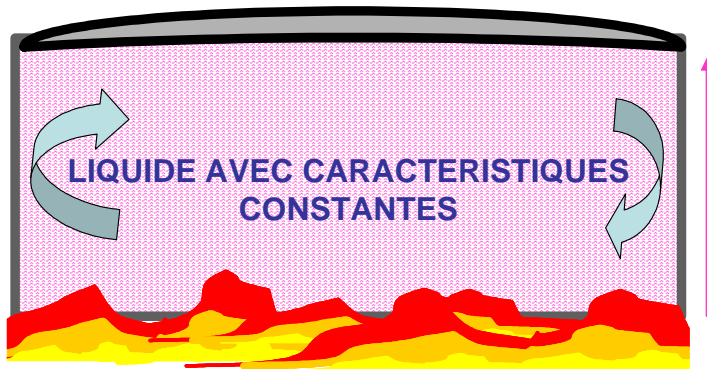
Nous avons maintenant les expressions de la vitesse de combustion, de la fraction volumique brûlée ou distillée lorsque le phénomène de boilover se déclenche, et le temps d'initiation du boilover. Nous avons besoin maintenant d'une équation supplémentaire pour quantifier la température  $T_{HW}$  de l'onde de chaleur, et de comparer la valeur calculée et la première valeur posée (processus d'itération convergente).

### 4. QUATRIEME EQUATION : L'EQUATION DITE DU CHAUDRON

Dans une ancienne approche appelée approche de la "lessiveuse", on calculait le temps nécessaire pour porter toute la masse liquide contenue dans le réservoir au moment où le feu se déclare, à la température de l'onde de chaleur  $T_{HW}$  lorsque le boilover se déclenche :



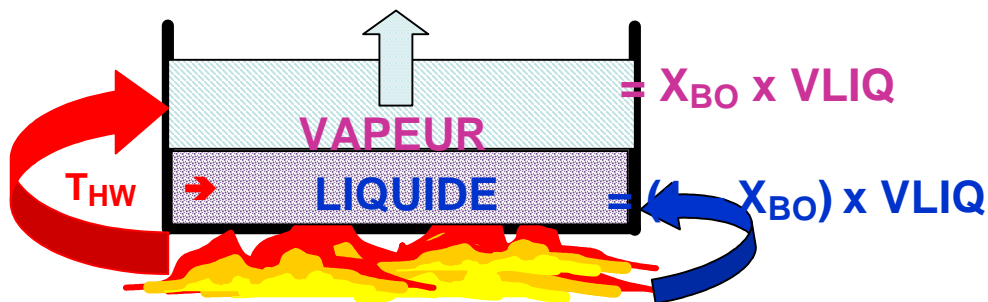
## EQUATION UFIP/INERIS : le concept de la lessiveuse



$$t_{BO} = \frac{\text{DENSL (TSER)} \times \text{CSPE (TSER)} \times \text{HLIQ} \times (\text{THW} - \text{TSER})}{\Phi}$$

L'inconvénient majeur de cette approche, est d'ignorer l'existence de la masse d'hydrocarbures brûlés pendant l'intervalle de temps  $t_{BO}$ .

Pour ce faire nous assimilons la distillation atmosphérique pendant l'incendie du réservoir, à un chaudron sans couvercle rempli d'hydrocarbures, et chauffé par un feu situé sous le chaudron. Nous exprimons dès lors l'énergie thermique suffisante pendant l'intervalle de temps  $t_{BO}$ , pour brûler la fraction  $X_{BO}$ , et chauffer la fraction  $(1 - X_{BO})$  à la température  $T_{HW}$ .



Dans le cas d'un feu de bac seul (nous ne considérons pas un feu de cuvette simultanée), nous calculons  $t_{BO}$  au moyen de l'équation de transfert thermique:

$$\Phi_0 A_{bac} t_{BO} = [X_{BO} V_{LIQ} CVAP + (1 - X_{BO}) V_{LIQ} CSPE (T_{HW} - T_{st})] / \text{DENSL}(T_{st})$$

et

$$t_{BO} = [X_{BO} M_{LIQ} CVAP + (1 - X_{BO}) M_{LIQ} CSPE (T_{HW} - T_{st})] / (\Phi_0 A_{bac} \text{DENSL}(T_{st}))$$

avec  $\Phi_0$  l'émittance du foyer situé sous le chaudron, prise égale à  $60\,000 \text{ W/m}^2$ , parce que suivant la loi de Lambert ( $\Phi_0 = \epsilon \sigma T^4$ ), la valeur maximale pour des coupes pétrolières Lourdes est égale à  $120\,000 \text{ kW/m}^2$ , et nous considérons que dans un feu de bac la moitié de la puissance est convertie en flux radiatif (flammes) et en convection (fumées) au dessus du réservoir, et que l'autre moitié est transmise par radiation seule aux hydrocarbures contenus dans le réservoir.

$M_{LIQ}$ , la masse liquide d'hydrocarbures continue dans le réservoir, au moment où le feu se déclare.

$$M_{LIQ} = 0,25 \pi \text{DIA} \text{HLIQ}_0 M_{LIQ} \quad (\text{kg})$$

$A_{bac}$ , la surface du bac

$$A_{bac} = 0,25 \pi \text{DIA}^2 \quad (\text{m}^2)$$

## 4. CALCUL DES AUTRES FACTEURS CINETIQUES DU BOILOVER

La connaissance des quatre grandeurs calculées, la vitesse de combustion, la température de l'onde de chaleur, la fraction volumique brûlée, et le temps de déclenchement du boilovert, permet d'évaluer cinq autres grandeurs :

- 1) la masse liquide demeurant dans le réservoir au moment du déclenchement du boilovert
- 2) la masse de liquide vaporisant au moment du boilovert, et alimentant la boule de feu
- 3) l'énergie dévolue à l'effet piston
- 4) la vitesse de descente de l'onde de chaleur
- 5) la masse de liquide participant au phénomène de débordement

### 1. VITESSE DE DESCENTE DE L'ONDE DE CHALEUR

La vitesse de descente de l'onde de chaleur peut s'exprimer par l'équation suivante:

$$V_2 = \text{HLIQ}_0 / t_{\text{BO}} \quad (\text{m/s})$$

### 2. INVENTAIRE EN LIQUIDE AU MOMENT OU LE BOILOVERT COMMENCE

Nous pouvons donc immédiatement calculer le volume brûlé, et le volume de fluide demeurant liquide après le début de la vaporisation du fond d'eau :

$$\text{Volume brûlé} = (\text{HLIQ}_0 - \text{HLIQ}_{\text{BO}}) \times 0,25 \pi \text{ DIA}^2 \quad \text{m}^3$$

avec  $\text{HLIQ}_0$ , la hauteur de liquide dans le réservoir au moment où le bac s'enflamme

$$\text{HLIQ}_{\text{BO}} = (1 - X_{\text{BO}}) \text{HLIQ}_0 \quad \text{m}$$

$$\text{et Volume brûlé} = X_{\text{BO}} \times \text{HLIQ}_0 \times 0,25 \pi \text{ DIA}^2 \quad \text{m}^3$$

Le volume restant en phase liquide vaut de même :

$$\text{Volume liquide} = (1 - X_{\text{BO}}) \text{HLIQ}_0 \times 0,25 \pi \text{ DIA}^2 \quad \text{m}^3$$

La masse liquide restant au moment du boilovert s'écrit donc :

$$\text{MLIQ}_{\text{BO}} = (1 - X_{\text{BO}}) \text{HLIQ}_0 \times 0,25 \pi \text{ DIA}^2 \times \text{DENS}_L(T) \quad (\text{kg})$$

$$\text{avec } T = [T_{\text{HW}} \times T_{\text{st}}]^{0,5} \quad (\text{K})$$

### 3. MASSE LIQUIDE FLASHANT ET PARTICIPANT A L'EFFET BOULE DE FEU

Nous quantifions dans ce but deux incréments de température:

1)  $\Delta T_1 \rightarrow$  une augmentation de température fictive sur la courbe de tension de vapeur, due du liquide à la dépressurisation jusqu'à la pression atmosphérique des hydrocarbures en phase liquide par suppression de la colonne de liquide.

2)  $\Delta T_2 \rightarrow$  l'accroissement de température causé par l'échange de chaleur par radiation et convection au travers du cylindre de flammes constitué par les flammes du réservoir en feu.

Nous obtenons alors une température  $T = T_{\text{HW}} + \sum \Delta T_i$

et utilisant la courbe de distillation, nous pouvons quantifier la fraction de liquide flashant à la température  $T$ .

#### CALCUL DE L'ACCROISSEMENT DE TEMPERATURE $\Delta T_1$

La vaporisation du liquide se justifie physiquement par une dépressurisation due à l'élimination de la hauteur de colonne de liquide agissant sur la phase liquide restante. Cette dépressurisation réelle correspond à une élévation virtuelle de la température du liquide  $\Delta T_1$ , qui permettra d'évaluer au moyen de la courbe de distillation la fraction qui vaporise à la pression atmosphérique.

On doit tout d'abord établir l'équation de la courbe de tension de vapeur de la coupe liquide au moment du boilovert. Pour une coupe pétrolière les lois d'Antoine ou de Wagner, ne s'appliquent plus. Il faut faire passer une courbe log/log, ou semi log par deux points connus : le point critique, et le point d'ébullition sous pression atmosphérique.

Nous connaissons  $T_{\text{BUL}}$ ,  $T_{\text{KR}}$ , et  $P_{\text{KR}}$ . On fait passer une droite semi log par ces deux points :

$$\ln(P) = \alpha T + \beta$$

$$\alpha = \frac{\ln P_{\text{ATM}} - \ln P_{\text{KR}}}{T_{\text{BUL}} - T_{\text{KR}}} = \frac{11,526 - \ln P_{\text{KR}}}{T_{\text{BUL}} - T_{\text{KR}}}$$

$$\beta = 11,526 - \alpha T_{\text{BUL}}$$

On calcule ensuite la pression due à la colonne de liquide sur ce liquide :

$$P_{\text{VAP}} = P_{\text{ATM}} + (0,5 \times \text{HLIQ}_{\text{BO}} \times \text{DENS}_L(T_{\text{HW}}) \times 9,81) \quad (\text{Pa})$$

Il y correspond une température  $T_{\text{VAP}}$  donnée par l'équation :

et  $\ln(PVAP) = \alpha TVAP + \beta$   
Dès lors  $TVAP = \ln(PVAP) - \beta$   
 $\Delta T1 = TVAP - TBUL$

### CALCUL DE L'INCREMENT DE TEMPERATURE $\Delta T2$

Ce qui est calculé est l'accroissement de température causé par l'échange de chaleur par radiation et convection entre les hydrocarbures liquides expulsés du réservoir et les flammes cylindriques engendrées par le réservoir en feu.

$$\Delta T2 = \frac{(qr + q_{CD}) \left( (LFLA \times \pi DIA) + (0,5 \pi DIA^2) \right) LFLA}{CSPE(THW) MLIQ_o V_{fluide}}$$

avec : LFLA, la longueur de flamme (m)

$\rho_{air}$ , la masse spécifique de l'air ( $kg/m^3$ )

qr, l'émittance du flux radiatif, à savoir  $30\,000\,W/m^2$

$q_{CD}$ , le flux convectif, soit  $30\,000\,W/m^2$

$V_{fluide}$ , la vitesse d'éjection des hydrocarbures liquides (m/s)

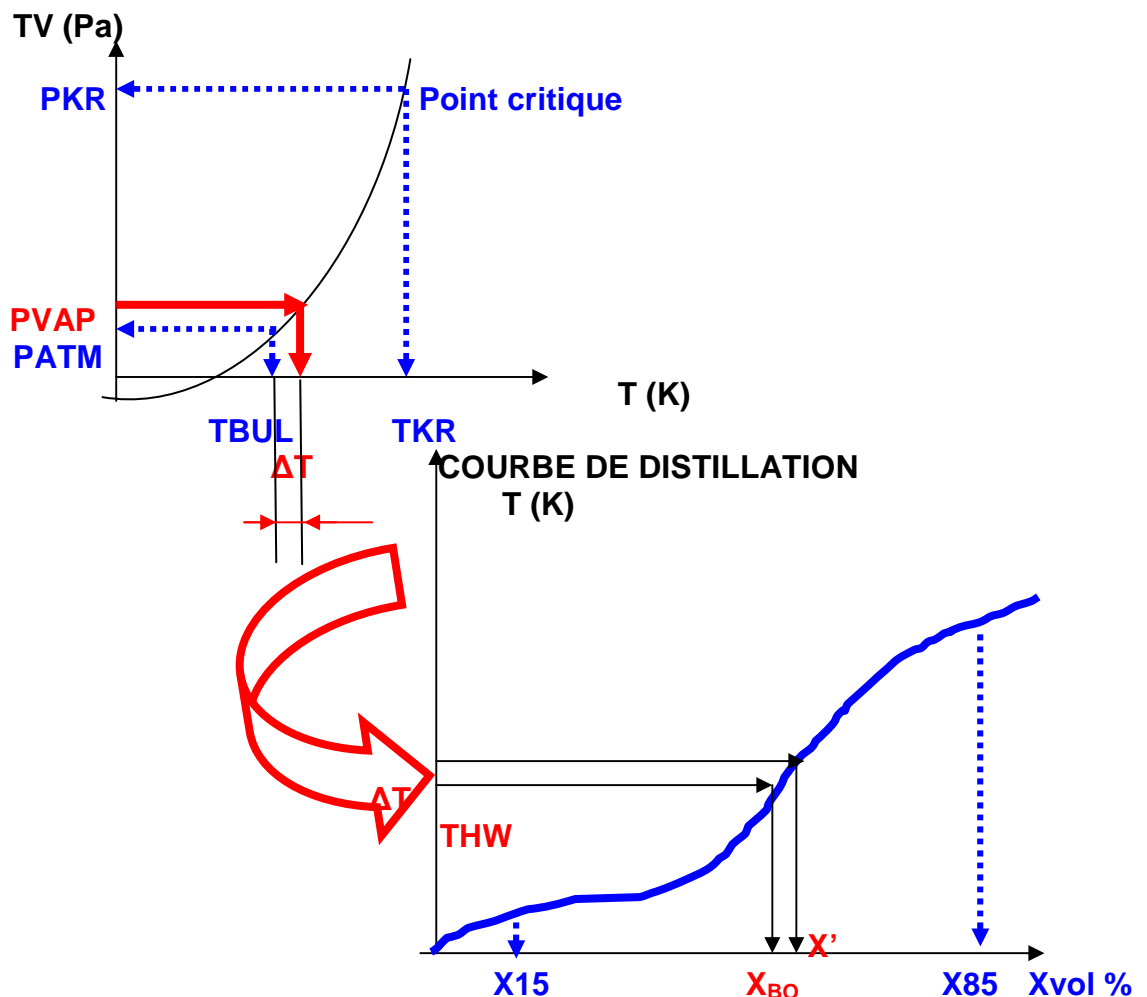
Nous utilisons pour la longueur de flamme LFLA:

LFLA = 0,855 DEQU

### FRACTION DE LIQUIDE FLASHANT :

Nous connaissons :  $T = TWAV + \sum_{i=1}^2 \Delta T_i$  (K)

### COURBE DE TENSION DE VAPEUR



Nous considérons à nouveau la courbe de distillation, et déterminons la fraction  $X$  flashant à la température  $T$ . Lorsque la température est égale à  $T_{HW}$ , la fraction est connue et vaut  $X_{BO}$  déjà calculé

On ajoute ce  $\Delta T$  à la température  $T_{HW}$  de l'onde de chaleur au moment où le boilover se déclenche, et on extrapole de la courbe de distillation la fraction volumique distillée  $X'$  qui y correspond.

Si la courbe de distillation a été approchée par une courbe semi log, on a l'équation :

$$\ln(T_{HW} + \Delta T) = \alpha X' + \beta$$

$$X' = \frac{\ln(T_{HW} + \Delta T) - \beta}{\alpha}$$

La fraction vaporisant s'exprime donc :

$$X_{VAP} = X' - X_{BO}$$

La masse vaporisant est donc :

$$M_{VAP} = X_{VAP} \times \text{DENS}_{L(T_{HW})} \times (1 - X_{BO}) \times H_{LIQ_0} \times 0,25 \pi \text{DIA}^2$$

## 5. CINETIQUE DU DEVELOPPEMENT DE LA BOULE DE FEU

Au temps  $t = t_{BO+\epsilon}$ , on peut calculer la masse d'air introduite dans la masse d'hydrocarbures en phase vapeur, en appliquant les lois physiques décrivant les cinq phénomènes ci-après :

- 1) L'énergie de l'expansion de la vapeur lorsque le fond d'eau se transforme en vapeur
- 2) La conversion de cette énergie en énergie cinétique de la masse d'hydrocarbures liquides
- 3) L'énergie engendrée par le phénomène de vaporisation d'une partie des hydrocarbures éjectés par l'effet piston de la vapeur
- 4) La naissance d'un effet vortex du à la vitesse du liquide expulsé à l'extérieur du réservoir, et à la vitesse des flammes de l'hydrocarbure en combustion
- 5) L'égalité entre l'énergie cinétique du mélange air et vapeurs d'hydrocarbures, et l'énergie de Brode du nuage de vapeurs d'hydrocarbures à la pression atmosphérique.

Les paramètres thermodynamiques et cinétiques que nous devons calculer, sont:

- 1) Taux d'expansion eau/vapeur ER
- 2) Vitesse d'élévation du à l'effet piston de la vapeur  $v_{pist}$
- 3) Energie de vaporisation d'une partie du liquide
- 4) Vitesse de flamme de la combustion de l'hydrocarbure
- 5) Vitesse du tourbillon ou vortex
- 6) Energie de Brode

### Taux d'expansion eau/vapeur ER

Paramètres eau H2O

TBUL = 373.2 K	GAMA = 1.334	IDLH = - 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	EXPT = -
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		

$$\rho_{liq \text{ H}_2\text{O}}(T_{AMB}) = \rho_{liq \text{ H}_2\text{O}}(288) \left( \frac{T_{AMB} - TKR}{T_{AMB} - 288} \right)^{1/3}$$

$$\rho_{gaz \text{ H}_2\text{O}}(T_{HW}) = \rho_{gaz \text{ H}_2\text{O}}(300) \times (300 / T_{HW})$$

$$ER = \rho_{liq \text{ H}_2\text{O}}(T_{AMB}) / \rho_{gaz \text{ H}_2\text{O}}(T_{HW})$$

### Vitesse d'élévation $v_{pist}$

L'énergie de Brode de l'expansion de la vapeur s'écrit:

$$E_{VAP} = \int \int \frac{pvdpdv}{\gamma - 1} = \frac{(P_{vap} - P_{atm}) \times (V_{VAP} - V_{liq H_2O})}{\gamma - 1} \quad (J)$$

L'énergie d'expansion de la vapeur se partage entre l'énergie d'élévation du liquide dans le réservoir, et l'énergie cinétique:

$$\begin{aligned} M_{liq fuel} &= 0,25 \times \pi \times DIA^2 \times \rho_{liq fuel} (T_{HW}) \quad (kg) \\ E_{steam} &= (M_{liq fuel} \times 9,81 \times H_{liq BO}) + (0,5 \times M_{liq fuel} \times v_{pist}^2) \quad (J) \\ v_{pist} &= \{E_{VAP} - [(M_{liq fuel} \times 9,81 \times H_{liq BO}) / (0,5 \times M_{liq fuel})]\}^{0,5} \\ v_{pist} &= \{E_{VAP} - (19,62 \times H_{liq BO})\}^{0,5} \quad (m/s) \end{aligned}$$

### Energie de vaporisation

La masse d'hydrocarbures vaporisant  $M_{vap}$  a déjà été calculée en utilisant la courbe de distillation. Le volume vaporisant qui correspond se calcule aisément par l'équation :

$$V_{flash} = M_{vap} / \rho_{gaz fuel} (T_{HW}) \quad (m^3)$$

$$E_{flash} = \int \int \frac{pvdpdv}{\gamma - 1} = \frac{(P_{vap} - P_{atm}) \times (V_{flash} - V_{liq fuel})}{\gamma - 1} \quad (J)$$

$$\text{avec, } V_{liq fuel} = M_{vap} / \rho_{liq fuel} (T_{wav})$$

La vitesse du tourbillon ou vortex s'écrit dès lors

$$v_{vortex} = v_{pist} + v_{flash}$$

La masse d'air introduite dans le nuage d'hydrocarbures par l'effet vortex se calcule dès lors comme suit:

$$\begin{aligned} 0,5 (M_{air} + M_{vap}) \times v_{vortex}^2 &= E_{flash} + \{(P_{atm} \times V_{flash}) / (\gamma - 1)\} \\ M_{air} &= \frac{2 E_{flash} + \{(P_{atm} \times V_{flash}) / (\gamma - 1)\}}{v_{vortex}^2} - M_{vap} \quad (kg) \end{aligned}$$

Comme hypothèse "a priori", en concordance avec les boules de feu de boilover observés et étudiés, l'émittance maximale et finale de la boule de feu est prise égale à :

$$\Phi_o = 150\,000 \text{ W/m}^2$$

La température de flamme TFLA correspondant à une émittance de  $\Phi_o = 150\,000 \text{ W/m}^2$  peut être calculée en utilisant la loi de LAMBERT

$$TFLA = \left[ \frac{\Phi_o + \epsilon \sigma T_{AMB}^4}{\epsilon \sigma} \right]^{(1/4)} \quad (K)$$

avec,  $\epsilon$ , coefficient d'émittance ou d'émissivité

$$\epsilon = 0,6$$

$$\sigma, \text{ la constante de BOLTZMANN, à savoir : } 5,777 \times 10^{-8} \text{ (W/m}^2 \cdot K)$$

$$\text{et } TFLA = 1443 \text{ K}$$

### EXPANSION DE LA BOULE DE FEU APRES SON IGNITION

#### Conditions initiales

Au temps  $t = t_0$ , nous pouvons écrire:

$$V_0 = M_{VAP} / [DENS_G(T_0)] \quad (m^3)$$

avec

$$T_0 = T_{HW} + \Delta 1 + \Delta 2 \quad (K)$$

$$r_0 = \frac{3}{4\pi} V_0^{1/3} = 0,62 V_0^{1/3} \quad (m)$$

$$Mole(mix) = Mole(HC) \quad (kmol/kg)$$

$$X_{vol}(HC) = X_{V_{HC}} = 1 \quad (\% vol.)$$

$$X_{vol}(air) = X_{V_{air}} = 0 \quad (\% vol.)$$

$$X_{mass}(HC) = X_{M_{HC}} = 1 \quad (\% mass)$$

$$X_{mass}(air) = X_{M_{air}} = 0 \quad (\% mass)$$



$$HFB = HEQU + r_0 \quad (m)$$

Au temps  $t = t_{0+\epsilon}$ , nous pouvons écrire en prenant pour hypothèse un apport d'air de 20% vol.:

$$X_{vol}(HC) = XV_{HC} = 0,80 \text{ (\%vol.)}$$

$$X_{vol}(air) = XV_{air} = 0,20 \text{ (\% vol.)}$$

$$\text{Mole}(\text{mix}) = XV_{HC} \text{ Mole}(\text{HC}) + (1 - XV_{HC}) \text{ Mole}(\text{air}) \quad (\text{kg/kmol})$$

$$\text{Mole}(\text{air}) = 28,96 \text{ kg/kmol}$$

$$V_{0+\epsilon} = \{MVAP/[DENS_{SG}(T_0)]\} + \{M_{air} / \rho_{air}(T_{air})\} \quad (m^3)$$

avec

$$T_0 = T_{HW} + \Delta 1 + \Delta 2 \quad (K)$$

$$T_{air} = [T_{AMB} \times (T_{HW} + \Delta 1 + \Delta 2) \times T_{fumées}]^{1/3} \quad (K)$$

$$T_{fumées} = 723 \text{ K, la température des fumées pour un bac entièrement en feu;}$$

Dès lors on observe un mélange HC + air à une concentration de 80% en fuel, et nous obtenons,

$$V_{0+\epsilon} = (1/XV_{HC}) \{MVAP/[DENS_{SG}(T_0)]\} \quad (m^3)$$

$$V_{0+\epsilon} = (1/XV_{air}) \{M_{air} / \rho_{air}(T_{air})\} \quad (m^3)$$

$$XV_{air} = (1 - XV_{HC}) \quad (m^3)$$

et,

$$M_{air} = \frac{(1 - XV_{HC}) MVAP \rho_{air}(T_{air})}{XV_{HC} DENS_{SG}(T_0)} \quad (kg)$$

Juste avant l'allumage de la boule de feu nous avons la géométrie suivante:

$$V_{0+\epsilon} = \{MVAP/[DENS_{SG}(T_0)]\} \{1 + [(1 - XV_{HC}) / XV_{HC}]\} \quad (m^3)$$

$$r_{0+\epsilon} = 0,62 [V_{0+\epsilon}]^{1/3}$$

$$H_{BF} = HEQU + r_{0+\epsilon} \quad (m)$$

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".

Lorsque l'inflammation arrive, la combustion laminaire débute à la surface périphérique de la sphère, sur une fine couche brûlant à la limite supérieure d'inflammation, entraînant une expansion du volume due à la température de flamme. Nous pouvons imaginer qu'au début du phénomène l'épaisseur  $ep$  de cette fine couche dont le mélange air/hydrocarbures est à la LIS, mesure par exemple un mètre.

Le volume inflammable vaut donc:

$$V_{flash} = V_{0+\epsilon} - \left\{ \frac{4\pi}{3} (r_{0+\epsilon} - ep)^3 \right\} \quad (m^3)$$

Le volume  $V_{flash}$  contient une masse  $m_{FLA}$  d'un mélange inflammable dans ses limites d'inflammabilité:

$$m_{FLA} = \{XV_{HC} \times V_{flash} \times DENS_{SG}(T_0)\} + \{(1 - XV_{HC}) \times V_{flash} \times \rho_{air}(T_{air})\} \quad (kg)$$

Après l'inflammation nous avons une expansion du volume  $V_{fla}$  due à l'augmentation de température jusque  $T = T_{FLA}$

Rappelons nous la loi de variation de la masse spécifique d'une vapeur avec la température:

$$DENS_{SG}(T) = DENS_{SG}(300) \times 300/T \quad (kg/m^3)$$

$$\rho_{air}(T) = \rho_{air}(300) \times 300/T \quad (kg/m^3)$$

$$\rho_{air}(300) = 1,18 \quad (kg/m^3)$$

Le volume après expansion thermique peut être calculé par l'équation suivante :

$$V_{exp} = \left\{ \frac{XV_{HC} \times V_{fla} \times DENS_{SG}(T_0)}{DENS_{SG}(T_{FLA})} \right\} + \left\{ \frac{(1 - XV_{HC}) \times V_{fla} \times \rho_{air}(T_{air})}{\rho_{air}(T_{FLA})} \right\} \quad (m^3)$$

Du à ce phénomène d'expansion le volume initial de la boule de feu devient:

$$V_{FB1} = V_{exp} + V_{0+\varepsilon} - V_{flash} \quad (m^3)$$

Le rayon correspondant s'exprime par l'équation suivante:

$$r_{FB1} = r_{MINI} = 0,62 V_{FB1}^{1/3} \quad (m)$$

### Conditions finales

Les conditions finales correspondent à l'expansion maximale de la boule de feu à un temps égal à la durée de la boule de feu moins  $\varepsilon$ .

$$V_{FIN} = V_{MAX} = \{MVAP(t=t_{FIN})/[DENS_{G(TFLA)}]\} + \{M_{air} / \rho_{air}(TFLA)\} \quad (m^3)$$

A la fin de la vie de la boule de feu, nous avons à prendre en compte la masse d'hydrocarbures brûlée entre  $t = t_0$  et  $t = t_{FIN} - \varepsilon$

La masse déjà brûlée peut être aisément calculée par l'intégrale de contour:

$$M_{brûlée} = \int_{S(t_0)}^{S(t_{FIN}-\varepsilon)} m S(t) dt \quad (kg)$$

avec,

$$m \text{ le taux de régression exprimé en } (kg/m^2s)$$

et,

$$MVAP(t=t_{FIN}) = MVAP(t_0) - M_{brûlée} \quad (kg)$$

$$M_{air} = \frac{(1-LISL_{HC})}{LISL_{HC}} \frac{MVAP(t=t_{FIN})}{DENS_{G(TFLA)}} \frac{\rho_{air}(TWAV)}{\rho_{air}(TFLA)} \quad (kg)$$

Finalement on obtient:

$$r_{FIN} = r_{MAXI} = 0,62 V_{MAX}^{1/3} \quad (m)$$

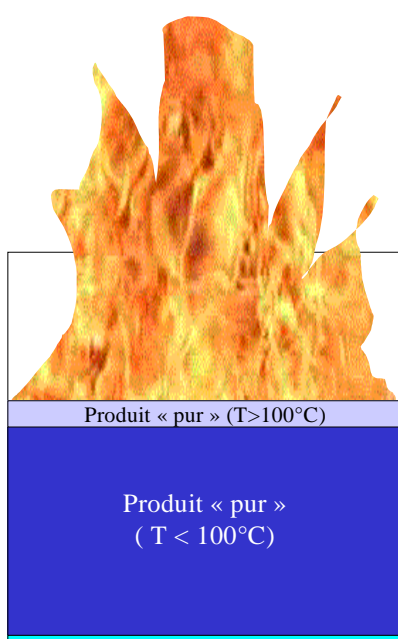
## ANNEXE 5 : BOILOVER EN COUCHE MINCE

Dans le phénomène de boil-over « en couche mince », le produit se consomme en gardant une composition homogène et aucune onde de chaleur ne se forme. La source de chaleur qui peut vaporiser le fond d'eau est le front de flamme lui-même lorsqu'il arrive à proximité immédiate du fond d'eau. Dans ce cas, on retrouve la projection du produit (boule de feu) mais les quantités en jeu sont beaucoup plus faibles et le phénomène de moussage n'est pas observé. La boule de feu est donc plus « petite » et sa durée de vie plus courte, engendrant des effets de moindre intensité.

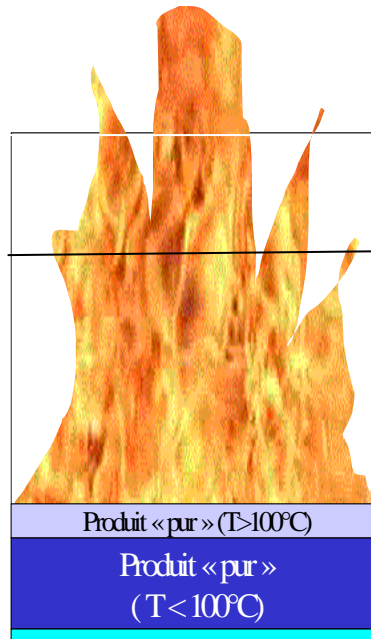
### Description du modèle de boil-over en couche mince

Le modèle proposé est basé sur des calculs successifs qui permettent de caractériser les différentes phases du phénomène :

**Une première phase de combustion « classique » du liquide inflammable** qui se situe avant le contact entre le liquide inflammable à une température supérieure à 100°C et l'eau. Lors de cette phase, une fraction de l'énergie rayonnée par les flammes est transmise au liquide. Cette fraction conduit à l'évaporation du liquide qui va ré-alimenter les flammes et également préchauffer le liquide sur quelques centimètres. L'épaisseur préchauffée dépend de la nature du produit impliqué. Lors de cette phase, aucune projection ne survient. La durée de cette phase peut être estimée en divisant la hauteur de liquide présente au moment de l'inflammation par la vitesse de régression qui est une caractéristique du produit en feu ainsi que du diamètre du bac. A l'issue de cette phase, la grandeur importante est l'épaisseur de liquide inflammable dont la température est supérieure à 100°C.

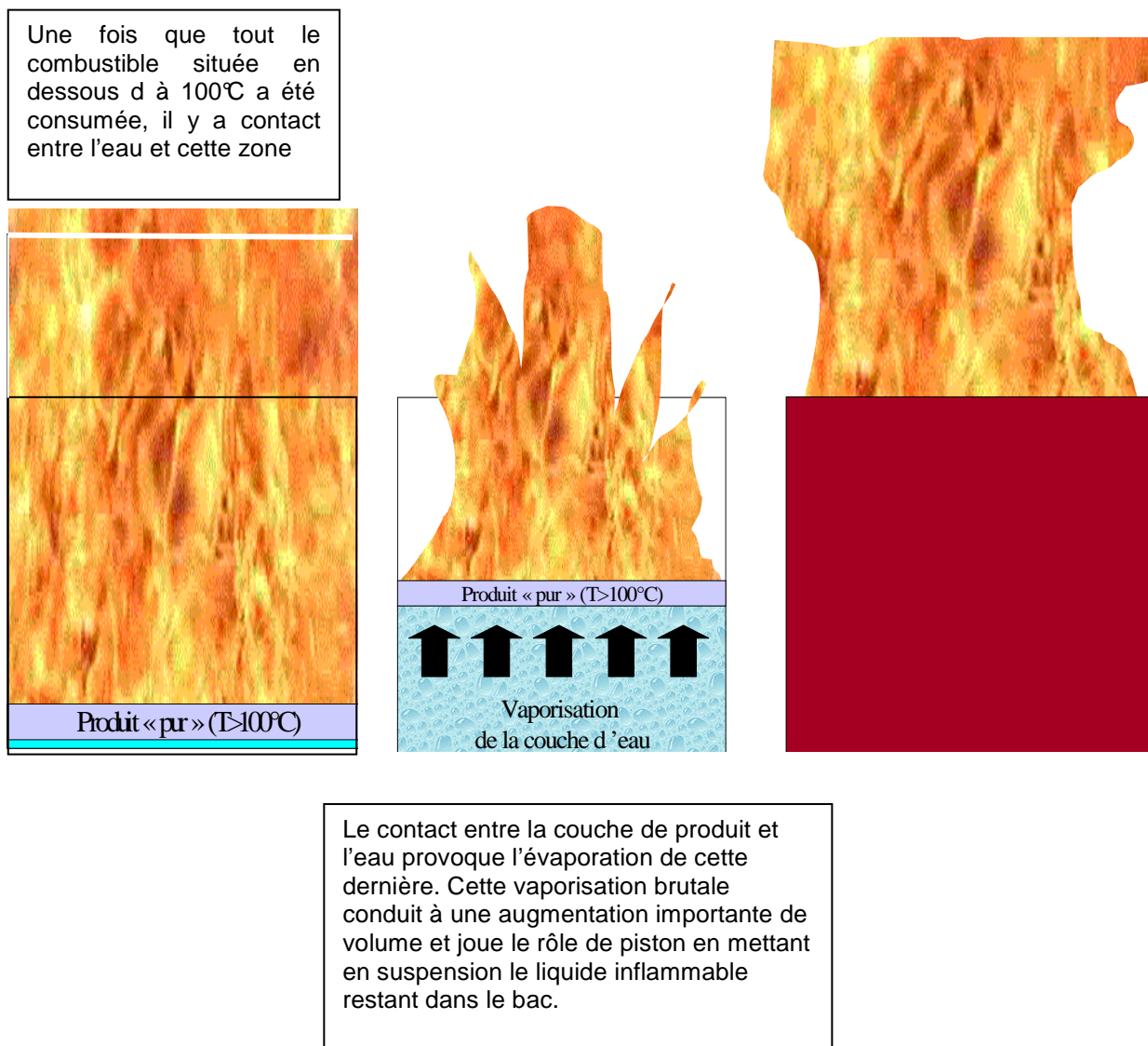


En début d'incendie du bac, le produit qui occupe le volume du bac a une composition homogène et elle le restera tout au long de l'incendie. En revanche, un gradient de température apparaît et une zone où la température est supérieure à 100°C peut être identifiée.



En raison du rayonnement des flammes sur la surface du liquide, le liquide subit une augmentation de température sans modification de composition locale. Il n'y a pas de formation d'onde de chaleur.

La deuxième phase survient lorsque la couche de liquide dont la température est supérieure à 100°C arrive au contact de l'eau présente au fond du bac. A cet instant, l'eau se vaporise brutalement et agit comme un piston en mettant en suspension la couche d'hydrocarbures située au-dessus de l'eau. Les grandeurs de sortie de cette phase sont la vitesse d'éjection du liquide, cette dernière dépendant de la quantité d'eau présente en fond de bac – cette valeur a été fixée à 0.01 m, elle constitue un ordre de grandeur acceptable par la profession de la quantité d'eau susceptible d'être présente dans un bac d'hydrocarbure en exploitation normale – ainsi que la composition du mélange (eau en phase vapeur, combustible en phase vapeur et liquide).



troisième phase consiste en la combustion de l'hydrocarbure mis en suspension. Cette phase est pilotée principalement par l'entraînement d'air au sein du jet. En effet, lors de la projection, le mélange devient rapidement trop riche en combustible et il est alors nécessaire que de l'air (oxygène) soit introduit pour observer la combustion du liquide après son évaporation. Ce modèle est issu d'un bilan thermodynamique prenant en compte l'air entraîné ainsi que le dégagement de chaleur résultant de la combustion de l'hydrocarbure en phase vapeur avec l'air entraîné.

La dernière phase est relative à l'évaluation des conséquences en terme de flux thermiques sur l'environnement. Compte tenu de la durée du phénomène (moins d'une minute), un calcul de dose est réalisé.

Les différentes étapes conduisant à un boil-over en couche mince sont décrites ci-après.

Le modèle proposé par la suite est basé sur des calculs successifs qui permettent de caractériser le phénomène à différents instants caractéristiques, qui sont :

- Phase de combustion « classique » du liquide inflammable qui se situe avant le contact entre le liquide inflammable à une température supérieure à 100°C et l'eau. Lors de cette phase, une fraction de l'énergie rayonnée par les flammes est transmise au liquide. Cette fraction conduit à l'évaporation du liquide qui va réalimenter les flammes et également à préchauffer le liquide sur quelques centimètres. L'épaisseur préchauffée dépend de la nature du produit impliqué. Lors de cette phase, aucune projection ne survient, la durée de cette phase peut être estimée en divisant la hauteur de liquide présente au moment de l'inflammation par la vitesse de régression qui est une caractéristique du produit en feu ainsi que du diamètre du bac. A l'issue de cette phase, la grandeur importante est l'épaisseur de liquide inflammable dont la température est supérieure à 100°C.

- Deuxième phase, qui survient lorsque la couche de liquide dont la température est supérieure à 100°C arrive au contact de l'eau présente au fond du bac. A cet instant, l'eau se vaporise brutalement et agit comme un piston en mettant en suspension la couche d'hydrocarbures située au-dessus de l'eau. Les grandeurs de sortie de cette phase sont la vitesse d'éjection du liquide, cette dernière dépendant de la quantité d'eau présente en fond de bac – cette valeur a été fixée à 0,01 m, elle constitue un ordre de grandeur de la quantité d'eau susceptible d'être présente dans un bac d'hydrocarbure en exploitation normale – ainsi que la composition du mélange (eau en phase vapeur, combustible en phase vapeur et liquide).

- Phase de combustion de l'hydrocarbure mis en suspension. Cette phase est pilotée principalement par l'entraînement d'air au sein du jet. En effet, lors de la mise en suspension du liquide, le mélange devient rapidement trop riche en combustible et il est alors nécessaire que de l'air (oxygène) soit introduit pour observer la combustion du liquide après son évaporation. Par la suite, un bilan thermodynamique est effectué en prenant en compte l'air entraîné ainsi que le dégagement de chaleur résultant de la combustion de l'hydrocarbure en phase vapeur avec l'air entraîné.

- Évaluation des conséquences en terme de flux thermiques sur l'environnement. Compte tenu de la durée du phénomène (moins d'une minute), un calcul de dose thermique est réalisé.

## Modélisation



### Hauteur de liquide susceptible d'être mise en suspension



Pour déterminer la quantité de produit susceptible d'être mise en suspension, ce qui correspond en fait à la quantité de liquide dont la température est supérieure à 100°C, la relation proposée par Broeckmann (92) a été retenue :

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial z} \left( \alpha \frac{\partial T}{\partial z} \right) + V_a \frac{\partial T}{\partial z} + \frac{k}{\rho C_p} q_r \exp(-kz)$$

Cette relation permet de déterminer la profondeur à laquelle une température de 100°C est observée et elle fait intervenir les données physiques suivantes :

□ données thermophysiques du produit : masse volumique  $\rho$  (échanges conductifs), coefficient d'absorption du rayonnement  $k$  (échanges radiatifs avec la flamme), diffusivité thermique modifiée  $\alpha$  (échanges conductifs),

□ flux radiatif reçu par le produit  $q_r$  (échange radiatif et prise en compte du diamètre du bac par l'intermédiaire de la relation proposée par Mudan et Croce),

□ vitesse de combustion  $V_a$  qui est à relier avec la vitesse de régression ; ces valeurs peuvent être déterminées à partir de bases de données ou d'essais.

### Délai d'occurrence du phénomène

Pour estimer le temps de déclenchement du phénomène, il suffit de connaître la hauteur de liquide au moment où l'incendie a débuté. En effet, il ne se passe rien d'autre qu'un feu de bac tant qu'il y a une hauteur de liquide supérieure à quelques centimètres. De fait, le temps de déclenchement peut alors être obtenu à partir de la hauteur initiale de liquide, l'épaisseur mise en suspension et la vitesse de régression spécifique au produit avec de la relation suivante :

$$\text{Temps de déclenchement} = \frac{(\text{Hauteur initiale de liquide} - \text{Epaisseur mise en suspension})}{\text{Vitesse de régression}}$$

### Estimation de la vitesse d'éjection

La vitesse d'éjection a été estimée à partir d'une hypothèse de vaporisation d'une hauteur d'eau de 1 cm présente en fond de bac. Cette valeur est en général comprise entre 8 et 12 m/s.

$$V_{\text{eject}} = \left[ \frac{2 \times P_{\text{inter\_eau\_HC}} \times H_{\text{eau}}}{\rho \times H_{\text{HC}}} \right]^{0,5}$$

### Estimation de la composition du mélange eau/hydrocarbure

La composition du mélange est ensuite calculée sur la base d'un mélange « homogène » au niveau du point le plus haut du bac. Le mélange est considéré à l'équilibre en pression entre la phase liquide et gaz.

$$\rho_{\text{mel(HC+eau)}} = \left[ \frac{M_{\text{eau}} + M_{\text{HC\_liq}} + M_{\text{HC\_gaz}}}{\text{Vol}_{\text{global\_gaz}} + \text{Vol}_{\text{HC\_liq}}} \right]$$

### Caractéristiques géométriques du volume de flamme

#### Entraînement d'air

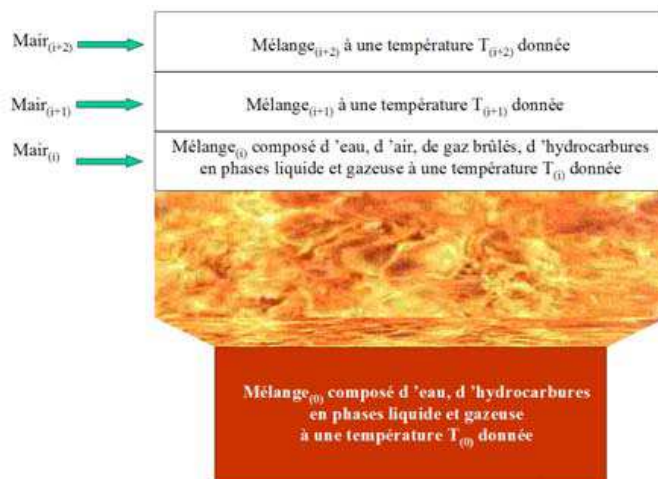
La relation retenue pour estimer l'entraînement d'air est basée sur une de celles utilisées pour les jets. En effet, la projection de liquide peut être assimilée en première approximation à un jet diphasique composé d'un mélange d'eau et d'hydrocarbures, d'une durée d'existence de quelques secondes.

En revanche, la taille du jet et sa brièveté font que la relation ne peut être appliquée sans modifications, c'est ce qui a été fait en se calant sur les essais à petite échelle. Un compromis acceptable a consisté à multiplier le débit d'entraînement d'air par un coefficient correctif de 10.

$$M_{\text{air}} = 10 \times \left[ 0,32 \times M_{\text{mel}} \times \frac{V_{\text{eject}}}{1,2 \times D_{\text{bac}}} \times \left( \frac{\rho_{\text{air}}}{\rho_{\text{mel}}} \right)^{0,5} \right]$$

### Volume de gaz brûlés, nouvelle composition des gaz

Pour estimer ensuite la géométrie des flammes, il est supposé que la combustion des hydrocarbures présents dans le mélange est pilotée par la disponibilité de comburant dans le mélange, en l'occurrence de l'oxygène de l'air. En effet, au niveau du haut du bac, le mélange considéré ne peut s'enflammer faute d'air. Le jet est donc discrétisé et le débit d'air entraîné est calculé sur chaque intervalle pour déterminer la nouvelle composition du mélange en eau, air, gaz brûlés, hydrocarbure en phase liquide et gazeuse



Concernant la combustion, elle est supposée se dérouler dans les conditions stoechiométriques et seul le combustible en phase gazeuse est supposé brûler. Par la suite, l'énergie dégagée par la combustion est supposée contribuer d'une part, à la montée en température du mélange et d'autre part, à la vaporisation de l'hydrocarbure qui est encore en phase liquide (sous forme de gouttelettes). Le rendement global de la combustion est pris égal à 40 %.

### Volume et géométrie des flammes

Pour estimer le volume des flammes qui va émettre un rayonnement, l'hypothèse a été faite d'une géométrie cylindrique dont le diamètre est pris égal à 1,2 fois le diamètre du bac. Cette valeur constitue un compromis entre les cas où des boules de feu de petite taille et des cylindres ont été observés. A noter que, lorsque des boules de feu étaient observées à petite échelle, celles-ci ne constituaient pas la partie la plus rayonnante de la masse en combustion. Pour les plus grandes échelles, il est difficile de faire une estimation plus fine de la géométrie des flammes dans la mesure où ce phénomène n'a jamais été observé à grande échelle. La géométrie décrite précédemment a donc été retenue faute de mieux.

La hauteur du cylindre de feu est obtenue à partir du calcul de la composition effectuée à l'étape précédente. La hauteur du cylindre de flamme est estimée atteinte dès lors que la température du jet passe en dessous d'une température de 500°C. Il est à noter que dès que la combustion est terminée, la température au sein du jet décroît relativement vite.

### Conséquences sur l'environnement

#### Estimation de l'émittance des flammes

Pour estimer les effets sur l'environnement, il faut connaître l'émittance des flammes, celle-ci est prise égale à 150 kW/m<sup>2</sup> ce qui correspond à une température de 1000°C en utilisant de l'équation de Stefan-Boltzmann :

$$SEP = \sigma T_f^4$$

Cette hypothèse est conservatrice car cette température élevée est considérée sur toute la hauteur du cylindre alors que les essais ont montré que cette valeur est plus faible dès que l'altitude augmente.

### Calcul des distances d'effets

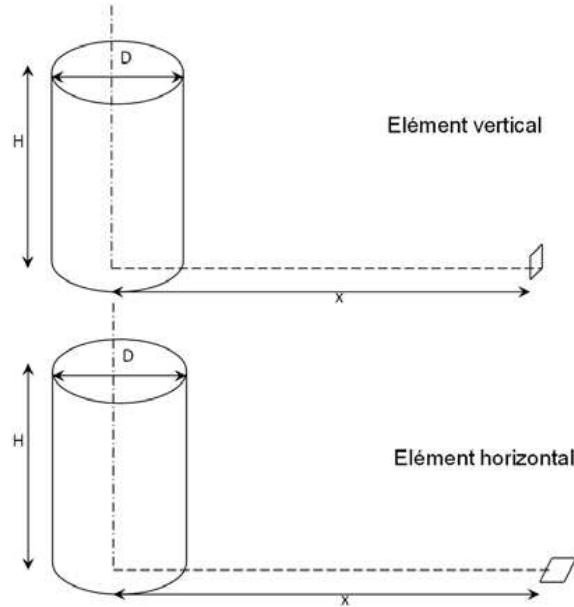
Les distances d'effets sont calculées en supposant l'hypothèse courante d'une flamme solide de forme cylindrique qui permet de calculer le flux reçu en un point donné et en considérant une durée d'exposition qui correspond à la durée d'existence du phénomène.

$\Phi$  est le flux reçu en un point donné et  $t$  la durée d'exposition à ce flux. Ce dernier est calculé selon la relation suivante :

$$\Phi = F_{\max} \tau(x) \text{ SEP en kW/m}^2$$

où :  $F_{\max}$  : facteur de vue entre la cible et le cylindre de feu,

$\tau(x)$  : facteur d'atténuation dans l'air entre la surface du cylindre de feu et la cible.



Le facteur de vue est déterminé à l'aide des relations ci-après :

■ Pour une cible verticale ( $F_v$ )

$$F_v = \frac{1}{\pi X} \text{Arc tan} \left( \frac{L}{\sqrt{X^2 - 1}} \right) + \frac{L}{\pi} \left[ \frac{(A - 2X)}{X \sqrt{AB}} \text{Arc tan} \sqrt{\frac{A(X-1)}{B(X+1)}} - \frac{1}{X} \text{Arc tan} \sqrt{\frac{X-1}{X+1}} \right]$$

■ Pour une cible horizontale ( $F_h$ )

$$F_h = \frac{1}{\pi} \left[ \text{Arc tan} \left( \frac{\sqrt{X+1}}{\sqrt{X-1}} \right) - \left( \frac{X^2 - 1 + L^2}{\sqrt{AB}} \right) \text{Arc tan} \left( \sqrt{\frac{(X-1)A}{(X+1)B}} \right) \right]$$

Le facteur de vue maximal  $F_{\max}$  à une distance donnée est alors quantifié par la formule :

$$F_{\max} = (F_h^2 + F_v^2)^{0,5}$$

A noter que pour une cible à une hauteur  $h$  du sol, il suffit de décomposer le cylindre de flamme en deux selon un plan horizontal à l'altitude  $h$  afin de pouvoir appliquer les formules précédentes sur chaque moitié de cylindre.

Par la suite, un calcul de dose thermique est effectué ( $\Phi^{4/3} \cdot t$  = dose thermique) qui permet d'estimer les effets sur les personnes en se basant sur les doses référencées dans l'arrêté du 29/09/2005 :

- $1\,800 \text{ (kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$  pour les effets létaux significatifs (SELS),
- $1\,000 \text{ (kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$  pour les effets létaux (SEL),
- $600 \text{ (kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$  pour les effets irréversibles

## ANNEXE 6 : FEUX ALIMENTES et FEUX D'HUILE

### 4.1 DESCRIPTION PHYSIQUE

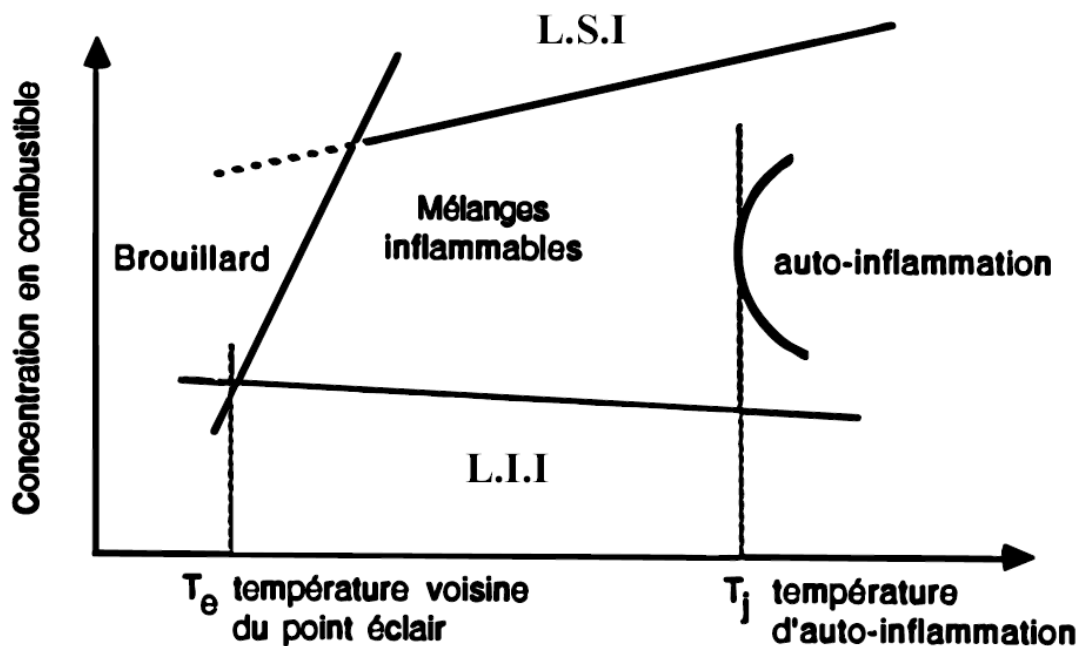
Les feux alimentés appelés également feux chalumeaux ou feux torches, sont issus d'une fuite sur un circuit sous pression alimenté par une pompe aspirant sur une capacité contenant un certain volume de fluide inflammable. Dans le cas des centrales d'énergie, il s'agit principalement de l'huile de lubrification et de régulation des groupes turbo-alternateurs, et des circuits de carburant ou de combustible (GO, FO2, kérosène).

### CONDITIONS D'OCCURRENCE D'UN FEU TORCHE

Lorsqu'un jet liquide ou gazeux issu d'une fuite accidentelle s'enflamme par l'intermédiaire d'une source d'inflammation quelconque (par exemple, une surface chaude), le feu torche prend naissance sous forme d'une flamme de diffusion. Le jet combustible émerge d'une canalisation ou d'un orifice et entre dans l'air ambiant qui est en général au repos. La principale caractéristique de la flamme de diffusion est que le combustible et l'air sont initialement séparés et que la combustion se produit dans la zone où le mélange comburant-combustible se fait. Ceci revient à décrire la flamme d'un simple bec Bunsen dont la virole d'amenée d'air serait entièrement close (Drysdale, 1999). Le jet combustible se mélange ainsi à l'air par entraînement et diffusion et avec l'aide d'une source d'inflammation, se met à brûler seulement lorsque les concentrations de combustible et d'air sont comprises dans une plage définie entre les limites d'inflammabilité (domaine d'inflammabilité).

Chaque produit possède ainsi un domaine d'inflammabilité spécifique (Zabetakis, 1965), représenté de manière schématique sur la Figure 1 ci-après. Ce domaine est délimité par :

- la Limite Inférieure d'Inflammabilité ou d'Explosivité (LII ou LIE) s'exprimant en % de gaz en volume dans l'air.
- En-dessous de cette limite, le mélange est trop pauvre en combustible (ou trop riche en oxygène) pour que la flamme puisse se propager dans le milieu gazeux,
- la Limite Supérieure d'Inflammabilité ou d'Explosivité (LSI ou LSE) s'exprimant en % de gaz en volume dans l'air. Au-dessus de cette limite, le mélange est trop riche en combustible (ou trop pauvre en oxygène) pour que la flamme puisse se propager dans le milieu gazeux.
  - la courbe de condensation dans la partie gauche.
  - la courbe d'auto-inflammation, qui correspond à une inflammation « spontanée » du mélange.



Il existe donc deux concentrations limites entre lesquelles le mélange combustible-air est inflammable : les limites inférieure LII et supérieure LSI d'inflammabilité. La Figure 1 montre que ces deux limites varient avec la température du jet. D'ailleurs, plus la température augmente, plus la plage d'inflammabilité est grande ce qui revient à dire que le risque d'inflammation augmente. De plus, le jet peut également s'auto-enflammer sans source d'inflammation extérieure si la température du mélange gazeux est suffisante pour déclencher des réactions d'oxydation (Gonzales, 1994). La température joue donc un rôle primordial dans le développement du feu torche au même titre que la pression du jet comme le soulignent Mullins & Penner (1959) et Zabetakis (1965).

Après inflammation du jet, le feu torche s'établit et il en résulte une flamme de diffusion dont l'apparence dépend de la nature du combustible mais aussi de la vitesse du jet combustible par rapport à l'air ambiant. A titre d'exemple, l'hydrogène brûle avec une flamme qui est presque invisible tandis que les hydrocarbures en phase gazeuse produisent des flammes qui ont une coloration plutôt jaune provenant des particules de suies incandescentes.

## MODELE FEU ALIMENTE EN PHASE LIQUIDE

- ❶ Le modèle considéré quantifie le rayonnement engendré par la retombée du jet liquide évasé supposé en flammes, combiné au rayonnement de la nappe liquide alimentée par la fraction du liquide n'ayant pas subi de phénomène de combustion dans le jet.

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  
 $\alpha$ , l'angle d'éjection du jet.

$$V_o = \sqrt{\frac{\dot{m}}{\text{DENSL(TSER)} \times A_b \times C_D}} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.FA.76})$$

avec :

$A_b$ , la section de la brèche en ( $\text{m}^2$ )

$C_D$ , le coefficient de débit

DENSL(TSER), la masse spécifique du liquide à la température de service en ( $\text{kg/m}^3$ ).

- ❷ A une distance  $X_{\max}$  de la brèche on positionne une source ponctuelle de rayonnement dont la radiance est le cumul de deux effets :

- 1) Le rayonnement dû à la combustion d'une fraction du liquide dans le jet et le panache :

$$\Phi_1 = \eta \times \dot{m} \times Q_{FLU} \quad (\text{W}) \quad (\text{eq.FA.77})$$

avec  $\eta$ , le rendement de combustion ( $\eta = 0,1$  par défaut)

$\dot{m}$ , le débit à la brèche ( $\text{kg/s}$ )

$Q_{FLU}$ , la chaleur de combustion du fluide ( $\text{J/kg}$ ).

- 2) Le rayonnement dû à la nappe en extension formée par la fraction du liquide non brûlée dans le jet est appelé  $\Phi_2$

$$\text{avec} \quad \text{SNAP}(t) = \frac{\dot{m}(1-\eta)t}{\text{DENSL(TSER)} \times \text{DELTA}} \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.FA.78})$$

la surface de la nappe en extension à l'instant  $t$ .



### 3 Détermination de la radiance $\Phi_2$

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 m<sup>2</sup>.

Les mesures expérimentales effectuées pour démontrer la corrélation (eq.FA.79) sont exposées au chapitre 9 :

$$\Phi_o = \Phi_{\max} e^{-SDeq} + \Phi_f (1 - e^{-SDeq}) \quad (W/m^2) \quad (eq.FA.79)$$

avec

$\Phi_{\max}$ , l'émittance maximale des points lumineux ( $\Phi_{\max} \sim 140\,000\, W/m^2$ )

$\Phi_f$ , l'émittance des fumées ( $\Phi_f \sim 20\,000\, W/m^2$ )

S, un paramètre expérimental ( $S = 0,12\, m^{-1}$ )

On obtient dès lors

$$\Phi_o = 140\,000 e^{-0,12Deq} + 20\,000 (1 - e^{-0,12Deq})$$

$$\boxed{\Phi_o = 20000 + 120\,000 e^{-0,12Deq}} \quad (W/m^2) \quad (eq.FA.80)$$

Cette corrélation nous donne

$\Phi_o = 126\,430\, W/m^2$	pour	Deq = 1 m	et	S = 0,785 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 56\,143\, W/m^2$		Deq = 10 m		S = 78,5 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 25\,974\, W/m^2$		Deq = 25 m		S = 500 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 21\,799\, W/m^2$		Deq = 35 m		S = 1\,000 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 20\,144\, W/m^2$		Deq = 56 m		S = 2\,500 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 20\,008\, W/m^2$		Deq = 80 m		S = 5\,000 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 20\,000\, W/m^2$		Deq = 113 m		S = 10\,000 m <sup>2</sup>

### 4 La surface de la nappe en extension se calcule comme suit :

$$SNAP(t) = MLIQ / (DENS(LT SER) \times DELTA) \quad (eq.FA.81)$$

$$MLIQ = \dot{m} (1 - \eta) \times t \quad (eq.FA.82)$$

DELTA est l'équation de la nappe

DELTA = 0,03 m par défaut.

### 5 On calcule en première approximation la distance $X_i$ correspondant à un seuil $\Phi_x$ , en supposant le facteur d'atténuation égal à 1.

$X_i$  est calculé à partir de la source ponctuelle de rayonnement qui ne coïncide pas avec la brèche :

$$X_i = \left[ \frac{1}{4\pi} \frac{(\Phi_1 + \Phi_2)}{\Phi_x} \right]^{0,5} \quad (eq.FA.83)$$

On calcule dès lors l'atténuation à :

$$x = X_i$$

$$\text{et} \quad \tau = 2,02 (PVAP \times X_i)^{-0,09} \quad (eq.FA.84)$$

L'expression de la distance  $R_i$ , comptée depuis le lieu de la brèche, et correspondant à un rayonnement de  $\Phi_x$  W/m<sup>2</sup> s'écrit :

$$R_i = X_{\max} + \left[ \frac{\tau}{4\pi} \frac{(\Phi_1 + \Phi_2)}{\Phi_x} \right]^{0,5} \quad (\text{eq.FA.85})$$

## **FEU ALIMENTE DIPHASIQUE**

### **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 ».

### **2. CALCUL FLASH ET RAINOUT**

#### **1) Si $TSER \geq TBUL$**

$$DVAP1 = \left\{ 1 - \left[ \exp \frac{CSPE}{CVAP} (TBUL - TSER) \right] \right\} DFLUL \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.FAD.1})$$

**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 $TSER < TBUL$ et Si $VEJ > 20 \text{ m/s}$**

$$XG = \frac{DFLUG}{DFLUG + DFLUL} \quad (\text{eq.FAD.6})$$

$$DVAP = XG \left\{ \left[ \frac{1}{(0,7 \times XG) + 0,3} \right] - 1 \right\} DFLUL \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.FAD.7})$$

$$DFLUG = DFLUG + DVAP \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.FAD.8})$$

$$DFLUL = DFLUL - DVAP \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{eq.FAD.9})$$

### **3. CALCUL DU FEU DE GAZ**

Calculons la masse spécifique moyenne dans le jet :

$$\rho_{\text{jet}} = \frac{1}{XG} + \frac{1}{(1 - XG)} \quad (\text{eq.FAD.10})$$

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 :

$$VEJ = \left[ \frac{\left( (\gamma + 1) \times (PSTA / PATM)^{\left( \frac{\gamma-1}{\gamma} \right)} - 2 \right)}{(\gamma - 1)} \right]^{0,5} \times \left( \gamma \times 8314 \times \frac{T_J}{MOLE(gaz)} \right)^{0,5}$$

(eq.FAD.11)

avec

$$PSTA = PSER \times \left( \frac{2}{(\gamma + 1)} \right)^{\left( \frac{\gamma}{(\gamma-1)} \right)} \quad (Pa) \quad (eq.FAD.12)$$

PSER est la pression de la canalisation (Pa)  
T<sub>J</sub> = la température de la vapeur dans le jet (K°)

$$T_J = TSER \times \left( \frac{PATM}{PSER} \right)^{\left( \frac{\gamma-1}{\gamma} \right)} \quad (K) \quad (eq.FAD.13)$$

$$D_S = \left( \frac{4 \times DFLUG}{\pi \times \rho_{air} \times VEJ} \right)^{1/2} \quad (m) \quad (eq.FAD.14)$$

le diamètre fictif de l'orifice du jet.

ρ<sub>air</sub>, la masse volumique de l'air ambiant (kg/m<sup>3</sup>)

par défaut ρ<sub>air</sub> = 1,2 kg/m<sup>3</sup>

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 :

$$0,024 \left( \frac{g \times D_s}{VEJ^2} \right)^{1/3} \times Y^{5/3} + (0,2 \times Y^{2/3}) - (2,85 / W)^{2/3} = 0 \quad (eq.FAD.15)$$

avec

$$W = \frac{MOLE(gaz)}{(15,816 \times MOLE(gaz) + 0,0395)} \quad (eq.FAD.16)$$

Lorsque Y est déterminé, on calcule LFLA par

$$LFLA = Y \times D_S \quad (m) \quad (eq.FAD.17)$$

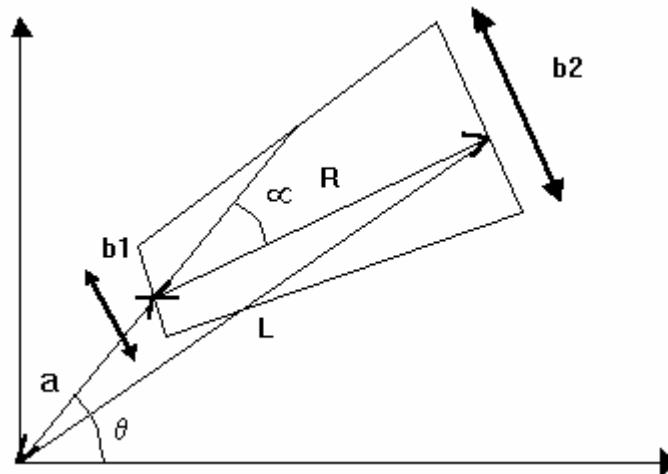
→ **cas vitesse du vent** **u > 1 m/s**

$$LFLA_u = LFLA [0,51 \exp(-0,4 u) + 0,49] \times [1 - 0,00607 (\theta - 90)] \quad (m) \quad (eq.FAD.18)$$

θ est l'angle formé par l'axe du jet et l'horizontale. (variable)

et L = LFLA<sub>u</sub>

### ③ Dimensions du tronc de cône



#### ■ Calcul de l'angle $\alpha$

$\alpha$  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  $F \leq 0,05$

$$\alpha = \frac{8000 F}{R_i(L)} + [1 - \exp(-25,6 \times F)] (\theta - 90) \quad (\text{eq.FAD.21})$$

→ si  $F > 0,05$

$$\alpha = \frac{1726 (F - 0,026)^{0,5} + 134}{R_i(L)} + [1 - \exp(-25,6 \times F)] (\theta - 90) \quad (\text{eq.FAD.22})$$

#### ■ Position du barycentre de la petite base du tronc de cône :

$$a = (0,185 \exp(-20 \times F) + 0,015) \times L \text{ (m)} \quad (\text{eq.FAD.23})$$

$$x = a \cos \theta \text{ (m)} \quad (\text{eq.FAD.24})$$

$$y = a \sin \theta + h \text{ (m)} \quad (\text{eq.FAD.25})$$

avec  $h$ , la hauteur de la source (m)

#### ■ Grandeurs caractéristiques du jet de flammes gazeux

→ Longueur du tronc de cône

$$R = [L^2 - a^2 \sin^2 \alpha]^{0,5} - a \cos \alpha \text{ (m)} \quad (\text{eq.FAD.26})$$

→ diamètre de la petite base

$$b_1 = D_s (13,5 \exp(-6F) + 1,5) \times \left\{ 1 - \left[ 1 - \frac{1}{15} \left( \frac{\rho_{\text{air}}}{\rho_{\text{jet}}} \right)^{0,5} \right] \exp(-70 \times R_i(D_s) \times C' \times F) \right\} \text{ (m)} \quad (\text{eq.FAD.27})$$



avec

$$\frac{\rho_{\text{air}}}{\rho_{\text{jet}}} = T_J \times \frac{\text{MOLE}(\text{air})}{\text{MOLE}(\text{gaz}) \times T_{\text{AMB}}} \quad (\text{eq.FAD.28})$$

$$C' = (1000 \times \exp(-100 \times F)) + 0,8 \quad (\text{eq.FAD.29})$$

$$R_i(D_S) = \left( \frac{g}{D_S^2 \times \text{VEJ}^2} \right)^{1/3} \times D_S \quad (\text{eq.FAD.30})$$

→ 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

$$\text{SFLA} = \frac{\pi (b_1 + b_2)^2}{4} + \left[ \pi \times R \times \left( \frac{b_1 + b_2}{2} \right) \right] \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.FAD.32})$$

#### 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

$$F_s = [0,21 \exp(-0,00323 \text{ VEJ}) + 0,11] \times f(\text{MOLE}) \quad (\text{eq.FAD.34})$$

$$f(\text{MOLE}) = 1 \quad \text{si} \quad \text{MOLE} \leq 21$$

$$f(\text{MOLE}) = \sqrt{\text{MOLE} / 21} \quad \text{si} \quad 21 < \text{MOLE} \leq 60$$

$$f(\text{MOLE}) = 1,69 \quad \text{si} \quad \text{MOLE} > 60$$

$\text{DFLUG}$  est le débit à la brèche en (kg/s)

$\text{QFLU}$  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.

$$R = L \cos(\theta - \alpha) \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.35})$$

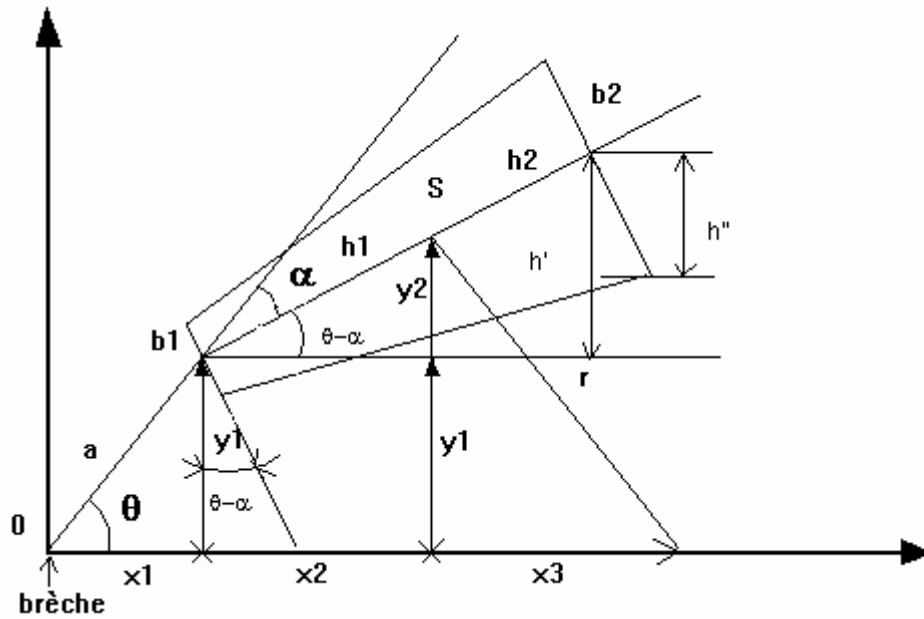
correspondant à une hauteur maximale de

$$h_{\text{FLA}} = L \sin(\theta - \alpha) - 0,5 b_2 \cos(\theta - \alpha) \quad (\text{eq.FAD.36})$$

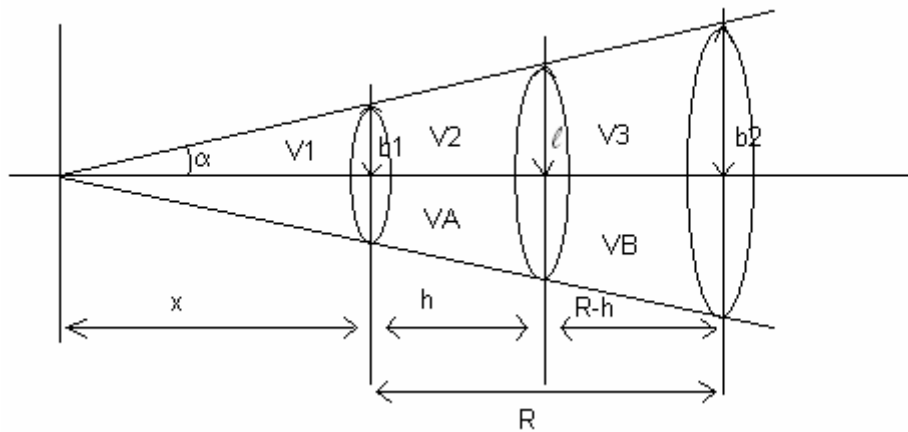
- ② Distance correspondant à un flux radiatif  $\Phi_x$ .

Pour calculer les distances correspondant à un seuil déterminé  $\Phi_x$ , 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  $b_1$ .



## ⑥ Calcul de barycentre d'un tronc de cône



$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{b_2}{x + R} = \frac{b_1}{x} \quad (\text{eq.FAD.37})$$

$$xb_2 = xb_1 + Rb_1 \quad (\text{m}^2) \quad (\text{eq.FAD.38})$$

$$x = \frac{Rb_1}{b_2 - b_1} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.39})$$

$$R + x = \frac{Rb_2}{b_2 - b_1} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.40})$$

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{b_2 (b_2 - b_1)}{Rb_2} = \frac{b_2 - b_1}{R} \quad (\text{eq.FAD.41})$$

Volumes des cônes V1, V2 et V3

$$V_1 = \frac{1}{3} \pi b_1^2 x \quad (m^3) \quad (eq.FAD.42)$$

$$V_2 = \frac{1}{3} \pi \ell^2 (x+h) \quad (m^3) \quad (eq.FAD.43)$$

$$V_3 = \frac{1}{3} \pi b_2^2 (x+R) \quad (m^3) \quad (eq.FAD.44)$$

Volume des troncs de cône VA et VB

$$VA = V_2 - V_1 = \frac{\pi}{3} (\ell^2 (x+h) - b_1^2 x) \quad (m^3) \quad (eq.FAD.45)$$

$$VB = V_3 - V_1 = \frac{\pi}{3} (b_2^2 (x+R) - \ell^2 (x+h)) \quad (m^3) \quad (eq.FAD.46)$$

La condition pour déterminer le barycentre du tronc de cône s'exprime :

$$VA = VB$$

Et donc on peut écrire :

$$\ell^2 (x+h) - b_1^2 x = b_2^2 (x+R) - \ell^2 (x+h) \quad (m^3) \quad (eq.FAD.47)$$

$$2 \ell^2 (x+h) = b_1^2 x + b_2^2 (x+R) \quad (m^3) \quad (eq.FAD.48)$$

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{\ell}{x+h} \quad (eq.FAD.49)$$

et donc

$$\ell^2 = (x+h)^2 \operatorname{tg}^2 \alpha \quad (m^2) \quad (eq.FAD.50)$$

$$2 \ell^2 (x+h) = 2 (x+h)^3 \operatorname{tg}^2 \alpha \quad (m^3) \quad (eq.FAD.51)$$

$$\boxed{2 (x+h)^3 \operatorname{tg}^2 \alpha = b_1^2 x + b_2^2 (x+R)} \quad (m^3) \quad (eq.FAD.52)$$

D'autre part on peut écrire :

$$2(x+h)^3 \operatorname{tg}^2 \alpha = 2 (x+h)^3 \left( \frac{b_2 - b_1}{R^2} \right)^2 \quad (m^3) \quad (eq.FAD.53)$$

$$= x b_1^2 + (R b_2^3 / C b_2 - b_1)$$

$$= \frac{R b_1^3}{(b_2 - b_1)} + \frac{R b_2^3}{(b_2 - b_1)}$$

$$= \frac{R}{(b_2 - b_1)} (b_1^3 + b_2^3)$$

$$(x+h)^3 = \frac{R^3}{(b_2 - b_1)^3} \left[ \frac{b_1^3 + b_2^3}{2} \right] \quad (m^3) \quad (eq.FAD.54)$$

$$x+h = \frac{R}{(b_2 - b_1)} \left( \frac{b_1^3 + b_2^3}{2} \right)^{1/3} \quad (m) \quad (eq.FAD.55)$$

$$h = \frac{R}{(b_2 - b_1)} \left[ \left( \frac{b_1^3 + b_2^3}{2} \right)^{1/3} - b_1 \right] \quad (m) \quad (eq.FAD.56)$$

$$\begin{aligned} \ell &= (x + h) \operatorname{tg} \alpha = (x + h) \left[ \frac{b_2 - b_1}{R} \right] \\ &= \frac{Rb_1 + hb_2 - hb_1}{R} \quad (m) \quad (eq.FAD.57) \end{aligned}$$

La projection du point source sur l'axe des coordonnées en prenant la brèche comme origine, est :

$$y_1 = a \sin \theta \quad (m) \quad (eq.FAD.58)$$

$$x_1 = a \cos \theta \quad (m) \quad (eq.FAD.59)$$

$$y_2 = h_1 \sin (\theta - \alpha) \quad (m) \quad (eq.FAD.60)$$

$$x_2 = h_1 \cos (\theta - \alpha) \quad (m) \quad (eq.FAD.61)$$

$$x_s = x_1 + x_2 = a \cos \theta + h_1 \cos (\theta - \alpha) \quad (m) \quad (eq.FAD.62)$$

$$y_s = y_1 + y_2 = a \sin \theta + h_1 \sin (\theta - \alpha) \quad (m) \quad (eq.FAD.63)$$

## 7 Calcul du facteur d'atténuation dans l'air :

$$\tau = 2,02 (PVAP(H_2O)_{xr})^{-0,09} \quad (eq.FAD.64)$$

$$PVAP(H_2O) = HR \times TV (H_2O) \quad (Pa) \quad (eq.FAD.65)$$

$$TV (H_2O) = 133,4 \exp (18,3036 - (3816,44 / (TAMB - 46,13))) \quad (Pa) \quad (eq.FAD.66)$$

avec HR l'humidité relative.

### ■ Calcul de la distance r

$$r^2 = \frac{\Phi_o}{\Phi_x} \frac{SFLA}{4\pi} \times \tau \quad (m^2) \quad (eq.FAD.67)$$

$$r^2 = 0,175 \frac{\Phi_o}{\Phi_x} \times SFLA \times (PVAP(H_2O)_{xr})^{-0,09} \quad (m^2) \quad (eq.FAD.68)$$

$$r = \left[ \frac{\Phi_o}{\Phi_x} \frac{SFLA}{4\pi} \frac{2,02}{4\pi} (PVAP(H_2O)_{xr})^{-0,09} \right]^{1/2} \quad (m) \quad (eq.FAD.69)$$

avec  $\Phi_x$  le flux reçu pour une source ponctuelle

$$\Phi_x = \frac{X_E \dot{m} QFLU}{4\pi r^2} \tau \quad (W/m^2) \quad (eq.FAD.70)$$

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 $R_i$ correspondant à un seuil de flux radiatif $\Phi_x$

$$R_i = x_s + \sqrt{r^2 - y_s^2} \quad (m) \quad (eq.FAD.71)$$

si  $r > y_s$

autrement la cible doit être au-dessus du niveau du sol, car le flux  $\Phi_x$  ne peut être ressenti qu'à partir d'une altitude de  $(y_s - r)$ .

#### .4. CALCUL DU FEU DE RAINOUT

##### 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 liquide de l'hydrocarbure en feu :

$$\dot{m} = 10^{-3} \times QFLU / \left\{ CVAP(TBUL) + \int_{TSER}^{TBUL} CSPE(\theta) d\theta \right\} \quad (\text{eq.FAD.72})$$

avec,  $\dot{m}$  , en  $(\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1})$   
 $QFLU$  , la chaleur de combustion de l'hydrocarbure en  $(\text{J kg}^{-1})$   
 $CVAP$  , la chaleur de vaporisation de l'hydrocarbure en  $(\text{J kg}^{-1})$   
 $CSPE$  , la chaleur spécifique du liquide en  $(\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1})$   
 $TBUL$  , la température d'ébullition de l'hydrocarbure en  $(\text{K})$   
 $TSER$  , la température de stockage de l'hydrocarbure en  $(\text{K})$ .

Les lois permettant le calcul de  $CSPE(h)$  à une température  $h$  pour des coupes pétrolières s'écrivent :

$$DL = DENS_L(288) \times 10^{-3} \quad (\text{eq.FAD.73})$$

avec,

$DENS_L(288)$  la masse spécifique liquide de l'hydrocarbure à 288 K, en  $\text{kg m}^{-3}$ .

$$W = (1,8 \times TBUL)^{1/3} / DL \quad (\text{Facteur de WATSON}) \quad (\text{eq.FAD.74})$$

$$DY = 0,3905 + (0,0935 \times ((1 - DL)/0,3)) + (0,91 + (0,17 \times ((1 - DL)/0,3))) \times 10^{-3} \times (\theta - 273) \quad (\text{eq.FAD.75})$$

$$CSPE(\theta) = 1395,6 \times DY \times (1 + 0,17 W) \quad (\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}) \quad (\text{eq.FAD.76})$$

La valeur de  $CVAP$  est donnée dans les tables pour  $\theta = TBUL$   
 La valeur de  $DENS_L$  est donnée dans les tables pour  $\theta = 288 \text{ K}$ .

Une valeur approchée de l'intégrale peut s'écrire :

$$\int_{TSER}^{TBUL} CSPE(\theta) d\theta = (CSPE(TBUL) \times CSPE(T))^{0,5} \times (TBUL - T) \quad (\text{eq.FAD.77})$$

$$\text{avec } T = (TSER \times TAMB)^{0,5} \quad \text{K} \quad (\text{eq.FAD.78})$$

##### ② Calcul de la hauteur de flamme

###### ■ Cas d'un vent $< 1 \text{ m/s}$

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 :

$$D_{FLA} = (4 \text{ SNAP} / \pi)^{0,5} \quad (\text{m}) \quad (\text{eq.FAD.79})$$

avec,  $\text{SNAP}$ , la surface en feu  $(\text{m}^2)$



$$LFLA = 42 DFLA \left[ \frac{\dot{m}}{\rho_{air} \sqrt{g DFLA}} \right]^{-0,61} \quad (m) \quad (eq.FAD.80)$$

avec,

$\rho_{air}$ , 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 (eq.FN.5) de LFLA devient :

$$LFLA = 19,1\ DFLA^{0,695} \dot{m}^{0,61} \quad (m) \quad (eq.FAD.81)$$

■ Si un vent de vitesse  $u \geq 1\ m/s$  souffle, une autre corrélation doit être appliquée :

$$LFLA = 55 DFLA \left[ \frac{\dot{m}}{\rho_{air} \sqrt{g DFLA}} \right]^{-0,67} \times U^{*0,21} \quad (eq.FAD.82)$$

avec,

$$U^* = u / \left[ \frac{g m DFLA}{\rho_{air}} \right]^{1/3} \quad (eq.FAD.83)$$

$u$ , la vitesse du vent ( $m/s$ )

$\rho_{air}$ , 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 :

$$LFLA = 19,945\ \dot{m}^{0,6} \times u^{0,21} \times DEQU^{0,595} \quad (m) \quad (eq.FAD.84)$$

### 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** :

$$\frac{\tan \xi}{\cos \xi} = 3.3\ Re^{0,07} Fr^{0,8} \left[ \frac{DENS\ G}{\rho_{air}} \right]^{-0,6} \quad (eq.FAD.85)$$

avec,  $Re$ , le nombre de Reynolds

$$Re = (DFLA \times u \times \rho_{air}) / \mu_{air} \quad (eq.FAD.86)$$

$\mu_{air}$ , la viscosité dynamique de l'air ambiant ( $kg\ m^{-1}\ s^{-1}$ )  
 $\mu_{air} = 184,6\ 10^{-7}\ kg\ m^{-1}\ s^{-1}$

Fr, le nombre de Froude

$$Fr = u^2 / (DFLA \times g) \quad (\text{eq.FAD.87})$$

DENSG, la masse spécifique de l'hydrocarbure en phase vapeur prise à sa température d'ébullition

$$DENSG(TBUL) = DENSG(300) \times \frac{300}{TBUL} \quad (\text{kg m}^{-3}) \quad (\text{eq.FAD.88})$$

DENSG est donnée dans les tables à  $h = 300 \text{ K}$ .

L'équation (eq.FN.10) se résoud de la façon suivante :

$$Z = 3.3 \text{ Re}^{0,07} \text{ Fr}^{0,8} \left[ \frac{DENSG(TBUL)}{\rho_{\text{air}}} \right]^{-0,6} \quad (\text{eq.FAD.89})$$

$$Z = \frac{\tan \xi}{\cos \xi} = \frac{\sin \xi}{\cos^2 \xi} \quad (\text{eq.FAD.90})$$

$$Z \cos^2 \xi = \sin \xi \quad (\text{eq.FAD.91})$$

$$Z (1 - \sin^2 \xi) - \sin \xi = 0 \quad (\text{eq.FAD.92})$$

$$\text{Posons } X = \sin \xi \quad (\text{eq.FAD.93})$$

On peut écrire dès lors :

$$Z (1 - X^2) - X = 0 \quad (\text{eq.FAD.94})$$

$$Z - ZX^2 - X = 0 \quad (\text{eq.FAD.95})$$

$$ZX^2 + X - Z = 0 \quad (\text{eq.FAD.96})$$

$$X = \frac{-1 \pm \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} \quad (\text{eq.FAD.97})$$

On retient

$$X = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} = \sin \xi = \sqrt{1 - \cos^2 \xi} \quad (\text{eq.FAD.98})$$

$$\cos \xi = \sqrt{1 - \left( \frac{1 - \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} \right)^2} \quad (\text{eq.FAD.99})$$

$$\boxed{\xi = \arccos \sqrt{1 - \left( \frac{1 - \sqrt{1 + 4Z^2}}{2Z} \right)^2}} \quad (\text{eq.FAD.100})$$

#### 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 m<sup>2</sup>.

Les mesures expérimentales effectuées ont permis d'établir la corrélation suivante :

$$\Phi_o = \Phi_{\max} e^{-SDeq} + \Phi_f (1 - e^{-SDeq}) \quad (W/m^2) \quad (eq.FAD.101)$$

avec

$\Phi_{\max}$ , l'émittance maximale des points lumineux ( $\Phi_{\max} \sim 140\,000\, W/m^2$ )

$\Phi_f$ , l'émittance des fumées ( $\Phi_f \sim 20\,000\, W/m^2$ )

S, un paramètre expérimental ( $S = 0,12\, m^{-1}$ )

On obtient dès lors

$$\Phi_o = 140\,000 e^{-0,12Deq} + 20\,000 (1 - e^{-0,12Deq})$$

$$\boxed{\Phi_o = 20000 + 120\,000 e^{-0,12Deq}} \quad (W/m^2) \quad (eq.FAD.102)$$

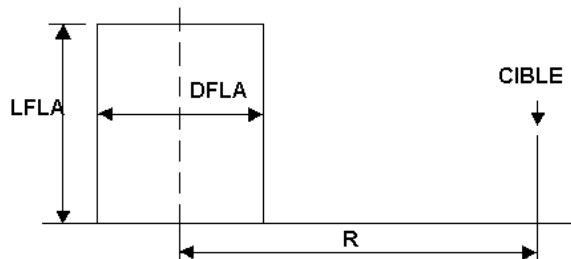
Cette corrélation nous donne

$\Phi_o = 126\,430\, W/m^2$	pour	Deq = 1 m	et	S = 0,785 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 56\,143\, W/m^2$		Deq = 10 m		S = 78,5 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 25\,974\, W/m^2$		Deq = 25 m		S = 500 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 21\,799\, W/m^2$		Deq = 35 m		S = 1\,000 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 20\,144\, W/m^2$		Deq = 56 m		S = 2\,500 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 20\,008\, W/m^2$		Deq = 80 m		S = 5\,000 m <sup>2</sup>
$\Phi_o = 20\,000\, W/m^2$		Deq = 113 m		S = 10\,000 m <sup>2</sup>

## 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.



#### ① Facteur de vue pour une cible verticale

$$h = 2LFLA / DFLA \quad (eq.FAD.103)$$

$$S = 2R / DFLA \quad (eq.FAD.104)$$

$$\pi Fv = \frac{h}{S} \times \frac{(h^2 + S^2 + 1)}{(h^2 + (S+1)^2)^{0,5} (h^2 + (S-1)^2)^{0,5}} \times \tan^{-1} \left[ \frac{h^2 + (S+1)^2}{h^2 + (S-1)^2} \right]^{0,5} \left( \frac{S-1}{S+1} \right)^{0,5} \\ \times \frac{1}{S} \tan^{-1} \left[ \frac{h}{(S^2 - 1)} \right] - \frac{h}{S} \tan^{-1} \left( \frac{S-1}{S+1} \right)^{0,5} \quad (eq.FAD.105)$$

② Facteur de vue pour une cible horizontale

$$h = 2LFLA / DFLA \quad (\text{eq.FAD.106})$$

$$S = 2R / DFLA \quad (\text{eq.FAD.107})$$

$$\pi F_h = \tan^{-1} \left( \frac{S+1}{S-1} \right)^{0,5} - \frac{(h^2 + S^2 - 1)}{(h^2 + (S+1)^2)^{0,5} (h^2 + (S-1)^2)^{0,5}} \times \tan^{-1} \left( \frac{h^2 + (S+1)^2}{h^2 + (S-1)^2} \right)^{0,5} \left( \frac{S-1}{S+1} \right)^{0,5} \quad (\text{eq.FAD.108})$$

③ Facteur de vue maximum

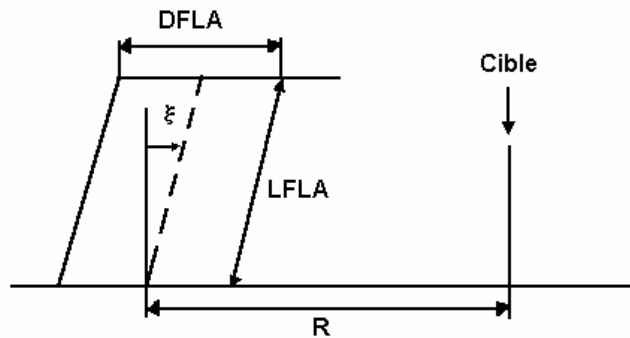
$$FF1 = \pi F_v / \pi \quad (\text{eq.FAD.109})$$

$$FF2 = \pi F_h / \pi \quad (\text{eq.FAD.110})$$

$$F_m = (FF_1^2 + FF_2^2)^{0,5} \quad (\text{eq.FAD.111})$$

**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 bords 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**

$$h = 2LFLA/DFLA \quad (\text{eq.FAD.112})$$

$$S = 2R/DFLA \quad (\text{eq.FAD.113})$$

$$A = h^2 + (S+1)^2 - 2h(S+1)\sin \xi \quad (\text{eq.FAD.114})$$

$$B = h^2 + (S-1)^2 - 2h(S-1)\sin \xi \quad (\text{eq.FAD.115})$$

$$C = 1 + (S^2-1)\cos^2 \xi \quad (\text{eq.FAD.116})$$

$$F_1 = \pi F_v = \frac{h \cos \xi}{S - h \sin \xi} \frac{h^2 + (S+1)^2 - 2S(1+h \sin \xi)}{\sqrt{AB}} \times \tan^{-1} \sqrt{\frac{A}{B}} \left( \frac{S-1}{S+1} \right)^{0,5} + \frac{\cos \xi}{\sqrt{C}} \times$$

$$\left[ \tan^{-1} \frac{h S - (S^2 - 1) \sin \xi}{(S^2 - 1)^{0.5} \sqrt{C}} + \tan^{-1} \frac{(S^2 - 1) \sin \xi}{(S^2 - 1)^{0.5} \sqrt{C}} \right] - \frac{h \cos \xi}{(S - a \sin \xi)} \tan^{-1} \left( \frac{S - 1}{S + 1} \right)^{0.5} \quad (\text{eq.FAD.117})$$

$$F_V = \frac{1}{\pi} \times F_1 \quad (\text{eq.FAD.118})$$

#### Facteur de vue pour une cible horizontale

$$F_2 = \pi F_H = \tan^{-1} \left( \frac{S - 1}{S + 1} \right)^{0.5} - \frac{h^2 + (S + 1)^2 - 2(S + 1 + h S \cos \xi)}{\sqrt{AB}} \times \tan^{-1} \sqrt{\frac{A}{B}} \left( \frac{S - 1}{S + 1} \right)^{0.5} + \frac{\sin \xi}{\sqrt{C}} \left[ \tan^{-1} \frac{h S - (S^2 - 1) \sin \xi}{(S^2 - 1)^{0.5} \sqrt{C}} + \tan^{-1} \frac{(S^2 - 1)^{0.5} \sin \xi}{\sqrt{C}} \right] \quad (\text{eq.FAD.119})$$

#### Facteur de vue maximum

$$F_m = (F_V^2 + F_H^2)^{0.5} \quad (\text{eq.FAD.120})$$



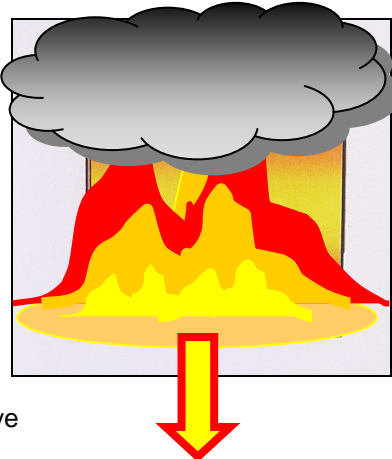
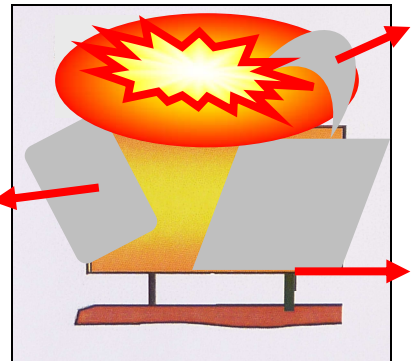
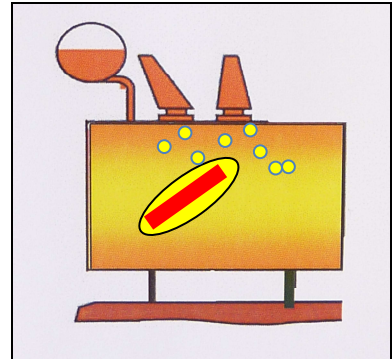


## ANNEXE 7 : CALCUL DE L'EXPLOSION D'UN TRANSFORMATEUR

### 1. PHYSIQUE DU PHENOMENE ACCIDENTEL

Quatorze événements se succèdent en quelques millisecondes:

- rupture d'isolation du diélectrique (huile)
- naissance d'un arc électrique ( $T = 2500^{\circ}\text{C}$ )
- vaporisation de l'huile au contact de l'arc
- formation de bulles d'huile
- augmentation de la pression dynamique locale
- le premier pic de pression dynamique se propage
- le pic de pression dynamique se réfléchit sur les parois du transformateur
- la pression statique augmente
- par craquage de l'huile à haute température, des gaz inflammables et explosifs sont créés : acétylène, éthylène, hydrogène, méthane
- les parois du transformateur se déchirent
- effet missile des fragments des parois
- propagation de l'onde de surpression d'éclatement
- explosion des gaz au contact de l'oxygène
- boule de feu
- l'huile se répand au sol et s'enflamme



#### Quelques explications

La vaporisation de l'huile se produit pendant les premières millisecondes, et se stabilise lorsque l'arc électrique est entouré par du gaz.

Un second phénomène clé est la très rapide montée en pression à l'intérieur des bulles de gaz. En effet la masse spécifique du gaz est environ 1000 fois inférieure à celle du liquide.

Les bulles de gaz veulent accroître leur volume, mais l'inertie de l'huile liquide empêche toute expansion des bulles.

Le gradient d'accroissement de pression peut atteindre une valeur de 5000 bars/sec

#### Phénomènes de surpression

La surpression engendrée par l'arc n'est pas uniforme à l'intérieur du transformateur :

- Le pic de pression dynamique se propage à la vitesse du son
- dans l'huile, soit 1200 m/s
- Des pics secondaires sont dus aux réflexions du premier pic sur les parois de la carcasse du transformateur.
- La rupture de la carcasse du transformateur est la cause de la seule pression statique.
- La pression statique s'accroît de façon uniforme et progressive à l'intérieur du transformateur
- Ce phénomène est lent avec l'huile liquide agissant comme un fluide incompressible.
- La carcasse ou enveloppe du transformateur peut résister à une pression statique maximale comprise entre 1,7 et 2,2 bars absolus.

## 2. Données d'entrée

Nous utilisons une modélisation ne nécessitant que deux données d'entrée:

- la masse d'huile contenue dans le transformateur : **M<sub>HUILE</sub>** exprimée en kg
- la puissance nominale du transformateur **P<sub>NOM</sub>** exprimée en VA

## 3. Calcul des dimensions et de la masse de la carcasse du transformateur

La température de service est prise égale à 70°C :

$$T_{SER} = 343 \text{ K}$$

### HUILE DE TRANSFORMATEUR

TBUL = 600.0	K	T15 =	K	TTOX =	0
TKR = 778.9	K	T85 =	K	IDLH =	- ppm
PKR = 1.467	E 6 Pa	GAMA =	1.002	LC1% =	- ppm
DENSL = 860.000	kg/m <sup>3</sup>	CSPE =	2.8127 E 3 J/kgK	LII =	0,01
DENSG = 15.033	kg/m <sup>3</sup>	CVAP =	3.2257 E 5 J/kg	LSI =	0,1
MOLE = 370.000	kg/kmole	QFLU =	4.254 E 7 J/kg		
TAUTO = 478	K	PE =	415 K		

La masse spécifique liquide de l'huile de refroidissement vaut 860 kg/m<sup>3</sup>

A la température de service elle devient :

$$DENSL(343) = 860 \times \frac{(TKR - 343)^{1/3}}{(TKR - 288)}$$

avec TKR = 778,9 K , la température critique

$$DENSL(343) = 826,6 \text{ kg/m}^3$$

Nous pouvons dès lors calculer le volume occupé par la seule huile, soit :

$$VOL_{HUILE} = M_{HUILE} / DENSL(343) \text{ (m}^3\text{)}$$

Si nous tenons compte d'un réservoir d'huile tampon le cas échéant, nous pouvons écrire :

$$VOL_{HUILE} = k \times M_{HUILE} / DENSL(343) \text{ (m}^3\text{)}$$

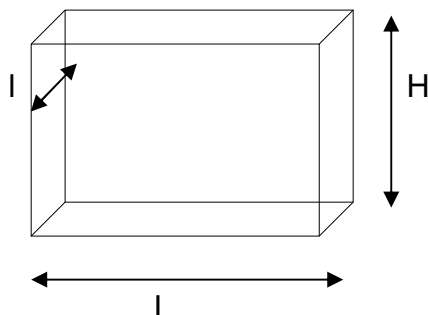
avec  $k = (1 - x_h)$  et  $x_h$  étant la fraction volumique d'huile contenue dans le réservoir tampon

A défaut d'information, nous utilisons une valeur de  $k = 0,9$

Nous considérons ensuite le volume des internes (bobinages), que nous estimons occuper les deux tiers du volume interne de la carcasse du transformateur :

$$VOL_{transfo} = VOL_{HUILE} \times 3 \text{ (m}^3\text{)}$$

La carcasse du transformateur est un parallélépipède rectangle



Nous posons les relations de forme ci-après :

$$H = L / 1,5$$

$$l = H / 3 = L / 4,5$$

$$VOL_{transfo} = L \times l \times H = L^3 / 6,75$$

$$L = [6,75 \times VOL_{transfo}]^{1/3}$$

Masse MEQU de la carcasse du transformateur

Surface des tôles :

$$\begin{aligned} S &= (2 \times L \times l) + (2 \times L \times H) + (2 \times H \times l) \\ &= (2 \times L^2 / 4,5) + (2 \times L^2 / 1,5) + (2 \times L^2 / 6,75) \\ &= 2,074 L^2 \end{aligned}$$

$$MEQU = S \times \rho_{acier}$$

#### 4. Calcul du volume de gaz produit par l'arc de court circuit

Nous utilisons la corrélation de SERGI :

$$VGAZ = 0,44 \ln (E_{CC} + 5474,3) - 3,8 \quad (m^3)$$

$E_{CC}$  est l'énergie de court circuit

Si par simplification nous posons que :

$$E_{CC} = P_{NOM} \times t_{CC} \quad (J)$$

$$t_{CC} = d_{max} / v \quad (s)$$

De par la géométrie du transformateur, la distance maximale  $d_{max}$  pouvant être parcourue par un arc de court circuit vaut :

$$d_{max} = L + H \quad (m)$$

La température de l'arc de court circuit est prise égale à 2500°C ;

Nous allons donc avoir un phénomène de craquage de l'huile qui va se décomposer en gaz explosifs : éthylène, acétylène, hydrogène, méthane.

Nous prenons l'hypothèse que le volume VGAZ est constitué de 25% en volume de chacun de ces gaz.

#### 5. CALCUL DES PROPRIETE DU MELANGE GAZEUX EXPLOSIF

METHANE (PARAFFINIQUES)

Formule chimique : CH<sub>4</sub>

TBUL = 111.7	K	GAMA = 1.304	IDLH = -	ppm
TKR = 190.6	K	CSPE = 3.7700	LC1% = -	ppm
PKR = 4.641	E 6 Pa	CVAP = 5.1025	EXPT = -	
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			

ETHYLENE (OLEFINES ETHYLENIQUES)

Formule chimique : C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>

TBUL = 169.4	K	GAMA = 1.237	IDLH = -	ppm
TKR = 282.4	K	CSPE = -	LC1% = -	ppm
PKR = 5.117	E 6 Pa	CVAP = 4.8311	EXPT = -	
DENSL = 350.000	kg/m3	QFLU = 4.719	ANTA = 15.5368	
DENSG = 1.140	kg/m3	TTOX = 0	ANTB = 1347.01	
MOLE = 28.054	kg/kmole	VLE = -	ANTC = -18.15	
TAUTO = 727	K	PE = -	LII = 0.027	
T15 = 169.4	K		LSI = 0.34	
T85 = 169.4	K			

ACETYLENE (OLEFINES ETHYLENIQUES)

Formule chimique : C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>

TBUL = 189.4	K	GAMA = 1.2598	IDLH = -	ppm
TKR = 308.3	K	CSPE = E 3 J/kgK	LC1% = -	ppm
PKR = 6.191	E 6 Pa	CVAP = 8.019	EXPT = -	
DENSL =	kg/m <sup>3</sup>	QFLU = E 7 J/kg	ANTA = 9.1402	
DENSG = 1.171	kg/m <sup>3</sup>	TTOX = 0	ANTB = 1232.60	
MOLE = 26.038	kg/kmole	VLE = -	ANTC = 280.90	
TAUTO = 578,2	K	PE = -	LII = 0.025	
T15 = 189.4	K		LSI = 0.82	
T85 = 189.4	K			

HYDROGENE (GAZ NON HYDROCARBURES)

Formule chimique :H<sub>2</sub>

TBUL = 20.4	K	GAMA = 1.406	IDLH = -	ppm
TKR = 33.2	K	CSPE = 1.4330	LC1% = -	ppm
PKR = 1.297	E 6 Pa	CVAP = 4.4859	EXPT = -	
DENSL = 0.071	kg/m <sup>3</sup>	QFLU = 1.200	ANTA = 13.6333	
DENSG = 0.082	kg/m <sup>3</sup>	TTOX = 0	ANTB = 164.90	
MOLE = 2.016	kg/kmole	VLE = -	ANTC = 3.19	
TAUTO = 673	K	PE = -	LII = 0.04	
T15 = 20.4	K		LSI = 0.75	
T85 = 20.4	K			

Calculons la masse molaire, les fractions massiques, le rapport des chaleurs spécifiques, et les limites d'explosivité du mélange de ces quatre gaz :

Pour obtenir les fractions massiques on évalue la masse molaire du mélange :

$$MOLE_{mel} = \sum_i FRMOLE_i MOLE_i$$

$$MOLE_{mel} = 18,037 \text{ kg/kmole}$$

Les fractions massiques s'expriment dès lors

$$FRMAS_i = FRMOLE_i \times \frac{MOLE_i}{MOLE_{mel}}$$

### Rapport des chaleurs spécifique GAMA

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

$$CP_{mel} = \sum_i (FRMAS)_i \times CP_i$$

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

### 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 :

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

Limite supérieure d'inflammabilité :



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

Composant	FRMOLE	MOLE	FRMAS	Gama	LIE	LSE
Méthane	0,25	16,043	0,2223	1,304	0,05	0,15
Acétylène	0,25	26,038	0,3609	1,259	0,025	0,82
Ethylène	0,25	28,054	0,3888	1,237	0,027	0,36
Hydrogène	0,25	2,015	0,0279	1,406	0,041	0,748
Mélange	1	18,037	1	1,26	0,0294	0,329

## 6. CALCUL DE LA PRESSION DE LA PHASE GAZEUSE ET SON ENERGIE

On se sert de l'équation des gaz parfaits :

$$P = \frac{R T}{V_{\text{GAZ}}}$$

$$T = (343 \times 2773)^{0,5}$$

$$T = 975 \text{ K}$$

$$R = 8314 / \text{MOLE}$$

$$= 8314 / 18,037 = 460,94 \text{ J/kg K}$$

Pour calculer l'énergie interne ENER de la phase gazeuse créée, on utilise l'équation de l'énergie de BRODE :

$$\text{ENER} = \frac{(P - P_{\text{ATM}}) V_{\text{GAZ}}}{(\gamma - 1) (1 + \varepsilon_{\text{fr}})^{3\gamma - 3}}$$

$$\varepsilon_{\text{fr}} = 0,38 \text{ (acier au carbone)}$$

Cette énergie va se répartir entre une onde de surpression et l'effet missile :

$$\text{EMIS} = F \text{ ENER (J)}$$

$$\text{ECHO} = (1 - F) \text{ ENER (J)}$$

avec  $F = 0,6$  pour une rupture ductile  
 $= 0,2$  pour une rupture fragile

## 7. Suppression d'éclatement de la carcasse du transformateur

Nous utilisons le concept d'équivalent TNT :

$$M_{\text{TNT}} \times Q_{\text{TNT}} = \text{ECHO}$$

$$M_{\text{TNT}} = \text{ECHO} / Q_{\text{TNT}}$$

avec  $Q_{\text{TNT}}$  la chaleur de combustion de TNT  
soit  $Q_{\text{TNT}} = 4,69 \cdot 10^6 \text{ J/kg}$

Appliquant la courbe TNT TM5-1300 nous obtenons la relation :

$$R_{11} = \lambda (M_{\text{TNT}})^{1/3} \quad (\text{m})$$

avec  $\lambda = f(\Delta p^+)$  le paramètre distance réduite

Pour les seuils ci-après nous obtenons :

$\Delta p^+ = 70\,000\text{ Pa}$	risque létal direct	→	$\lambda = 3,8$
$\Delta p^+ = 30\,000\text{ Pa}$	destructions et dégâts lourds	→	$\lambda = 6,1$
$\Delta p^+ = 14\,000\text{ Pa}$	risque létal indirect	→	$\lambda = 10,05$
$\Delta p^+ = 5\,000\text{ Pa}$	blessures et dégâts réparables	→	$\lambda = 25,5$
$\Delta p^+ = 2500\text{ Pa}$	limite des effets réversibles	→	$\lambda = 39,5$

$\Delta p^+ = 70\,000\text{ Pa}$	$R = 0,0227 \times ECHO^{1/3}$
$\Delta p^+ = 30\,000\text{ Pa}$	$R = 0,036 \times ECHO^{1/3}$
$\Delta p^+ = 14\,000\text{ Pa}$	$R = 0,06 \times ECHO^{1/3}$
$\Delta p^+ = 5\,000\text{ Pa}$	$R = 0,11523 \times ECHO^{1/3}$
$\Delta p^+ = 2500$	$R = 0,2359 \times ECHO^{1/3}$

## 8. Calcul de l'effet missile

$$EMIS = 0,5 (MEQU + MLIQ) VMIS^2 \quad J$$

$$VMIS = (2 EMIS / (MEQU + MLIQ))^{0,5} \quad (m/s)$$

Nous négligeons la résistance de l'air . Les équations du mouvement d'un missile M s'écrivent :

$$\begin{aligned} x &= V_0 t \cos \alpha \\ y &= V_0 t \sin \alpha - \frac{gt^2}{2} \\ z &= 0 \end{aligned}$$

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 :

$$y = x \tan \alpha - \frac{gx^2}{2 v_0^2 \cos^2 \alpha}$$

)

C'est l'équation d'une parabole dont l'axe est parallèle à l'axe Oy.

### 2) Amplitude ou portée x2

Soit  $OC = x_2$  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 :

$x_1 = 0$  correspondant au départ de la trajectoire (origine du tir)

$$x_2 = \frac{2v_0^2 \cos^2 \alpha \tan \alpha}{g}$$

$$RMIS = \frac{v_0^2}{g} \sin 2\alpha$$

Cette dernière formule montre que la même portée  $x = x_2$ , sera obtenue avec une même vitesse initiale  $V_0$ , pour un angle  $\beta$  tel que

$$2\beta = 180^\circ - 2\alpha$$

ou  $\beta = 90^\circ - \alpha$

Par conséquent pour une vitesse initiale donnée  $V_0$  deux trajectoires mènent au point C:

- une trajectoire plongeante,  $\beta < 45^\circ$
- une trajectoire verticale,  $\alpha > 45^\circ$

## 9. Explosion des gaz craqués

Nous considérons que la masse participante à cette explosion est de 25% soit un volume de 25 %.  
Nous calculons d'abord l'expansion du volume de gaz passant de la pression en utilisant la relation de Laplace :

$$\frac{P}{\rho^\gamma} = k$$

Nous pouvons écrire

$$P \times V_{GAZ}^\gamma = P_{ATM} \times V_{exp}^\gamma$$

$$V_{exp} = V_{GAZ} \times [P / 101325]^{1/\gamma}$$

Nous posons l'hypothèse que le mélange des quatre gaz explosent à la concentration en volume dans l'air correspondant à la stœchiométrie :

$$Cst = (LIE \times LES)^{0,5}$$

Le volume de la charge explosive (gaz + air) devient dès lors :

$$V = \frac{0,25 V_{exp}}{Cst}$$

Appliquant ensuite les courbes multi-énergies niveau 7, nous obtenons les équations ci-après :

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

risque léthal direct

$$R11 = 2,654 V^{1/3} \quad (m)$$

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

destruction et dégâts lourds

$\Delta p^+ = 14\ 000\ \text{Pa}$	<b>R2 = 4,313 V<sup>1/3</sup> (m)</b> risque létal indirect
$\Delta p^+ = 5\ 000\ \text{Pa}$	<b>R13 = 7,63 V<sup>1/3</sup> (m)</b> blessures et dégâts réparables
$\Delta p^+ = 2500\ \text{Pa}$	<b>R3 = 16,588 V<sup>1/3</sup> (m)</b> Effets réversibles
	<b>R3 = 26,54 V<sup>1/3</sup> (m)</b>

## 10. Boule de feu des gaz craqués

Le volume de gaz relâché sous pression atmosphérique  $V_{\text{exp}}$  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  $300\ 000\ \text{W/m}^2$ .

La température y correspondant vaut donc :

$$T_{\text{FLA}} = \left[ \frac{\text{PHIO} + \epsilon \sigma T_{\text{AMB}}^4}{\epsilon \sigma} \right]^{(1/4)} \quad (\text{K})$$

avec,  $\epsilon$ , le coefficient d'émission  
 $\epsilon = 0,6$  pour les flammes de gaz  
 $\sigma$ , la constante de **BOLTZMANN**, soit :  $5,777\ 10^{-8}\ (\text{W/m}^2.\text{K})$

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 égalée à la limite supérieure d'inflammabilité, et son rayon atteint sa grandeur maximale

Le volume de gaz participant à la boule de feu est par hypothèse :

$$V_{\text{FB}} = 0,75 \times V_{\text{exp}} / \text{LSE}$$

Le rayon maximal de la boule de feu s'exprime donc,

$$r_{\text{FB}} = \left( \frac{3}{4\pi} V_{\text{FB}} \right)^{1/3} = 0,62 V_{\text{FB}}^{1/3} \quad (\text{m})$$

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 gaz générée par la détente adiabatique est estimée à 80 % en volume dans l'air ; il y correspond un rayon initial :

$$r_0 = \{3 V_{\text{exp}} / 4\pi\}^{1/3} \quad (\text{m})$$

A la fin de la vie de la boule de feu on a le rayon maximal de la boule de feu  $r_{\text{FB}}$ , qui correspond à une concentration homogène égalée à la LSE.

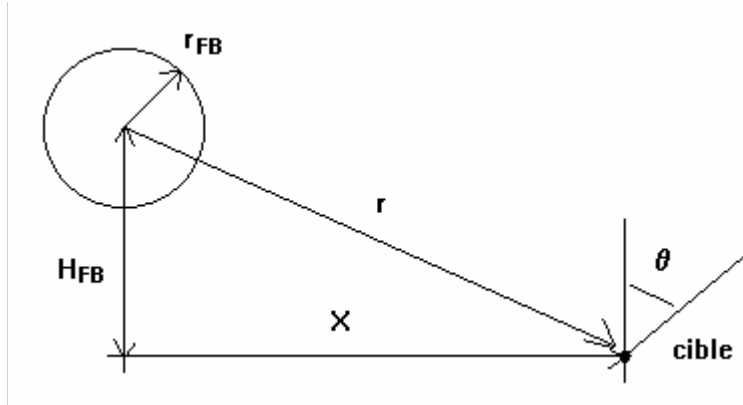
La durée de vie de la boule de feu s'exprime donc :

$$t_{\text{FB}} = (r_{\text{FB}} - r_0) / V_{\text{FLA}} \quad (\text{s})$$

avec VFLA, la vitesse de flamme

La vitesse de flamme pour une combustion sans effet de souffle est toujours inférieure à 5 m/s (limite de déflagration lente).

### **Boule de feu sphérique à une élévation HFB au-dessus du sol**



Le facteur de vue s'exprime de façon simplifiée pour une cible disposée perpendiculairement à la surface de la boule de feu :

$$F_{v2} = \left[ \frac{4 \pi r_{FB}^2}{4 \pi r^2} \right] \cos \theta$$

avec  $r^2 = H_{FB}^2 + X^2$

$$F_{v2} = \left[ \frac{r_{FB}^2}{X^2 + H_{FB}^2} \right] \cos \theta$$

en posant de façon majorante  $\theta = \pi/2$  on obtient :

$$F_{v2} = r_{FB}^2 / (X^2 + H_{FB}^2)$$

### **ATTENUATION DANS L'AIR**

La relation préconisée est celle du TNO :

$$TAU = 2.02 (PVAP (H_2O) \times x) - 0.09$$

avec x la distance au foyer (m), distance comptée à partir du front de flammes le plus proche de la cible.

PVAP(H<sub>2</sub>O), 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 (H<sub>2</sub>O) de la vapeur d'eau à la même température TAMB.

$$HR = PVAP (H_2O)/TV (H_2O)$$



Soit TAMB la température ambiante en K.  
Soit PATM la pression atmosphérique égale à 101325 Pa.

La pression de saturation ou tension de la vapeur d'eau TV(H<sub>2</sub>O) à la température TAMB s'obtient par l'équation d'ANTOINE :

$$TV = 133,4 \exp \left\{ ANTA - \left( \frac{ANTB}{TAMB + ANTC} \right) \right\} \quad (\text{Pa})$$

ANTA, ANTB, ANTC les coefficients d'ANTOINE.

Pour l'eau on a :

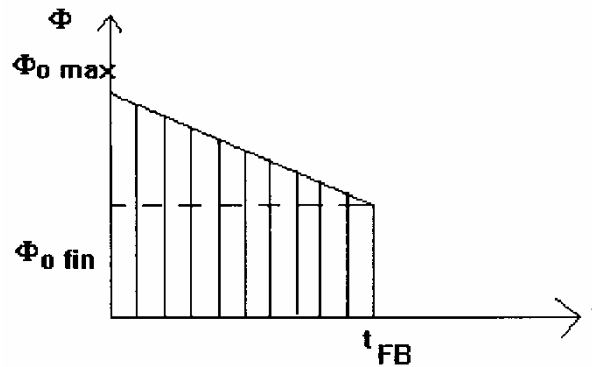
$$TV (H_2O) = 133,4 \exp \left\{ 18,3036 - \left( \frac{3816,44}{TAMB - 46,13} \right) \right\} \quad (\text{Pa})$$

Connaissant l'humidité HR, on obtient,  
PVAP (H<sub>2</sub>O) = HR x TV (H<sub>2</sub>O) (Pa)

### PROCEDURE DE CALCUL SIMPLIFIEE

La phase d'élévation et de combustion : t<sub>FB</sub>, H<sub>FB</sub>, r<sub>FB</sub>

La radiance de la boule de feu pendant la phase d'élévation et de combustion varie depuis une valeur Φ<sub>o max</sub> et une valeur Φ<sub>o fin</sub> avant combustion totale.



$$TFLA_{fin} = 0,88 TFLA \quad (K)$$

$$\begin{aligned} \Phi_{o fin} &= \varepsilon \sigma TFLA_{fin}^4 \\ &= 0,88^4 \Phi_{o max} \\ &= 0,6 \Phi_{o max} \end{aligned}$$

$$\int \Phi dt = \left( \frac{\Phi_{o fin} + \Phi_{o max}}{2} \right) t_{FB}$$

$$\int \Phi dt = 0,8 \Phi_{o max} t_{FB}$$

On se définit un point cible X.

On y calcule le flux reçu pendant la phase d'élévation et de combustion :

$$\Phi_x^{(x')} = 0,8 \Phi_{o max} x F(x') \tau(x' - r_{FB})$$

avec  $X' = \sqrt{X^2 + H_{FB}^2}$

On vérifie la relation

$$I = [\Phi_x(x)]^{4/3} t_{FB}$$

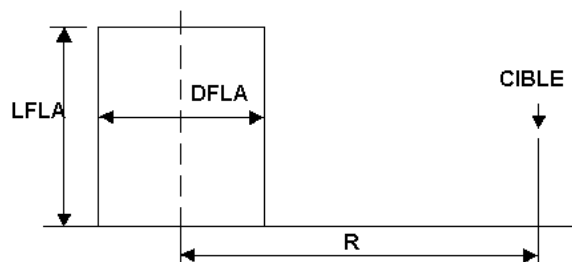
Si  $I <$  valeur critère on réitère pour  $X = X - \Delta x$  jusqu'à obtenir  $I -$  (valeur critère)  $\leq 0,001$

## 11. Feu de nappe d'huile

Nous considérons une nappe circulaire, avec non prise en compte du vent.

La procédure est celle d'un feu de nappe (réservoir ou cuvette de rétention, à l'exception du facteur de vue calculé comme suit :

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

$$h = 2LFLA / DFLA$$

$$S = 2R / DFLA$$

$$\pi F_v = \frac{h}{S} \times \frac{(h^2 + S^2 + 1)}{(h^2 + (S+1)^2)^{0.5} (h^2 + (S-1)^2)^{0.5}} \times \tan^{-1} \left[ \frac{h^2 + (S+1)^2}{h^2 + (S-1)^2} \right]^{0.5} \left( \frac{S-1}{S+1} \right)^{0.5}$$

$$\times \frac{1}{S} \tan^{-1} \left[ \frac{h}{(S^2 - 1)} \right] - \frac{h}{S} \tan^{-1} \left( \frac{S-1}{S+1} \right)^{0.5}$$

### Facteur de vue pour une cible horizontale

$$h = 2LFLA / DFLA$$

$$S = 2R / DFLA$$

$$\pi F_h = \tan^{-1} \left( \frac{S+1}{S-1} \right)^{0.5} - \frac{(h^2 + S^2 - 1)}{(h^2 + (S+1)^2)^{0.5} (h^2 + (S-1)^2)^{0.5}} \times \tan^{-1} \left( \frac{h^2 + (S+1)^2}{h^2 + (S-1)^2} \right)^{0.5} \left( \frac{S-1}{S+1} \right)^{0.5}$$

### Facteur de vue maximum

$$FF1 = \pi F_v / \pi$$

$$FF2 = \pi F_h / \pi$$

$$F_m = (FF_1^2 + FF_2^2)^{0.5}$$

## ANNEXE 8 : EXPLOSION DE BOUTEILLES DE PROPANE

On considère l'explosion d'une bouteille de propane de 40 kg , servant à l'allumage du TAC 2

Trois effets sont quantifiés :

- La surpression d'éclatement engendré dans ce cas par le flash isentropique du propane surchauffé.
- La projection des fragments de la bouteille éclatée.
- La boule de feu.

### 1. SURPRESSION D'ECLATEMENT

Pour réaliser ce calcul nous utilisons les données thermodynamiques du butane.  
Il faut quantifier l'énergie interne disponible après flash et expansion isentropique.  
L'enthalpie spécifique s'exprime :

$$h = u + pv \quad (\text{eq.EX.1})$$

avec

$u$  , l'énergie interne spécifique (J/kg)  
 $p$  , la pression absolue (Pa)  
 $v$  , le volume spécifique ( $\text{m}^3/\text{kg}$ )

L'énergie interne de flash du liquide s'écrit :

$$\text{ENER} = (u_1 - u_2) m_1 \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.EX.2})$$

avec

$1$  , l'état liquide au moment de l'éclatement de la bouteille  
 $2$  , 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 la bouteille au moment de sa rupture, une partie de ce liquide va flasher sous condition atmosphérique.

Soit  $X$  le pourcentage de liquide qui vaporise :

$$X = 1 - \exp \left\{ \frac{\text{CSPE}(T_s)}{\text{CVAP}(T_{\text{BUL}})} (T_{\text{BUL}} - T_s) \right\} \quad (\text{eq.EX.3})$$

avec

$\text{CSPE}(T_s)$ , la chaleur spécifique du liquide à la température de surchauffe  $T_s$ , en J/kg K  
 $\text{CVAP}(T_s)$ , la chaleur de vaporisation du liquide à la température de surchauffe  $T_s$ , en J/kg  
 $T_{\text{BUL}}$ , la température d'ébullition du butane en K  
 $T_s$ , la température de surchauffe du liquide en K.

La température de surchauffe au moment de l'éclatement vaut :

$T_s$  est égal à la température d'équilibre correspondant à la pression d'éclatement de la bouteille, soit

→ pour du propane

$$T_s = \left( \frac{-\text{ANTB}}{\ln(7,5 \times 10^{-3} \times \text{PECL}) - \text{ANTA}} \right) - \text{ANTC} \quad (\text{eq.EX.4})$$

avec  $\text{ANTA}$  }

$\text{ANTB}$  les coefficients d'Antoine

$\text{ANTC}$

$\text{PECL}$  la pression d'éclatement de la bouteille (Pa)

### Calcul de l'état 1

$$P_1 = \text{PECL (Pa)}$$

$$T_1 = T_s \text{ (K)}$$

$$v_1 = \text{DENSL} (T_1)^{-1}$$

$$u_1 = h_1 - p_1 v_1 \quad (\text{eq.EX.5})$$

$$h_1 = \text{CSPE} (T_s) \times T_s \quad (\text{eq.EX.6})$$

$$u_1 = \text{CSPE}(T_s) \times T_s - [P_1 / \text{DENSL} (T_s)] \quad (\text{eq.EX.7})$$

### Calcul de l'état 2

$$P_2 = \text{PATM}$$

$$T_2 = \left[ \left( T_s - \frac{\text{CVAP}(T_{\text{BUL}})}{\text{CSPE}(T_s)} \times X \right) \times T_{\text{AMB}} \right]^{0.5}$$

$$u_2 = (1 - X)h_{\text{liq}} + Xh_g - (1 - X) P_2 v_{\text{liq}} - X P_2 v_g \quad (\text{eq.EX.8})$$

$$h_{\text{liq}} = \text{CSPE}(T_2) \times T_2 \quad (\text{eq.EX.9})$$

$$h_g = C_p (T_2) \times T_2 \quad (\text{eq.EX.10})$$

$$v_{\text{liq}} = 1 / \text{DENSL} (T_2) \quad (\text{eq.EX.11})$$

$$u_2 = T_2 \left( (X \times C_p(T_2) + (1 - X) \text{CSPE}(T_2)) - \text{PATM} \left( \frac{X}{\text{DENSG}(T_2)} + \frac{(1 - X)}{\text{DENSL}(T_2)} \right) \right) \quad (\text{eq.EX.12})$$

$$\text{ENER2} = (u_1 - u_2) m_1 \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.EX.13})$$

$$m_1 = \text{DENSL} (T_{\text{SER}}) \times \text{VEQU} \times \text{XX} \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.EX.14})$$

avec

VEQU le volume de la bouteille ( $\text{m}^3$ )

XX le taux de remplissage en liquide à la température de service.

L'énergie d'explosion s'exprime dès lors :

$$E_{\text{expl}} = 2 \times \text{ENER2} \quad (\text{eq.EX.15})$$

La distance réduite adimensionnelle de la cible s'écrit :

$$\bar{R} = r [ \text{PATM} / E_{\text{expl}} ]^{1/3} \quad (\text{eq.EX.16})$$

Utilisant la courbe TNT TM5 – 1300 on obtient

**$\Delta p^+ = 70\,000 \text{ Pa}$  risque létal direct (seuil UFIP)**

$$\bar{R} = \lambda = 3,8$$

$$\text{et} \quad R_1 = 3,8 \times \left( \frac{E_{\text{expl}}}{101325} \right)^{1/3} \quad (\text{m})$$

$$\boxed{R_1 = 0,08151 (E_{\text{expl}})^{1/3} \quad (\text{m})} \quad (\text{eq.EX.17})$$

**$\Delta p^+ = 30\,000 \text{ Pa}$  destruction et dégâts lourds (seuil UFIP)**

$$\bar{R} = \lambda = 6,1$$

Et  $R2 = 6,1 \times (E_{expl} / 101\,325)^{1/3}$

$$R2 = 0,1308 (E_{expl})^{1/3} \text{ (m)} \quad (\text{eq.EX.18})$$

**$\Delta p+ = 17\,000 \text{ Pa}$  risque létal indirect)**

$$R = \lambda = 7,83$$

et  $Z1 = 7,83 \times (E_{expl} / 101\,325)^{1/3}$

$$Z1 = 0,1679 (E_{expl})^{1/3} \text{ (m)} \quad (\text{eq.EX.19})$$

**$\Delta p+ = 5000 \text{ Pa}$  blessures et dégâts réparables (seuil UFIP et SEI)**

$$R = \lambda = 15,5$$

et  $Z2 = 15,5 \times (E_{expl} / 101\,325)^{1/3}$

$$Z2 = 0,3324 (E_{expl})^{1/3} \text{ (m}^2\text{)} \quad (\text{eq.EX.20})$$

## 8.2. EFFET MISSILE

### ❶ Rupture du fond de la bouteille de propane

Dans ce cas la configuration des fragments peut être supposée constituée d'un fond (rupture suivant bordure circonférentielle) et, la virole et la tête de la bouteille.

La masse du missile étant calculable on peut aisément déterminer la vitesse initiale et approcher la valeur de l'angle de tir.

#### ■ pour la tête + virole

$$MMIS = \pi \times e_p \times \rho_{acier} \times \left[ (DEQU \times LEQU) + 0,25 (d^2 + 4 h^2) \right] \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.EX.21})$$

La masse de la bouteille se calcule par

$$MEQU = \pi \times e_p \times \rho_{acier} \times \left[ (DEQU \times LEQU) + 0,5 (d^2 + 4 h^2) \right] \quad (\text{kg}) \quad (\text{eq.EX.22})$$

avec  $d = DEQU$  le diamètre de la bouteille  
 $h$  la flèche.

On obtient :

➔ pour une rupture ductile

$$ENER1 = \frac{0,6(PECL - PATM) \times V}{(1 + \varepsilon_{fr})^{3\gamma-3} (\gamma-1)} \quad (\text{J}) \quad (\text{eq.EX.23})$$

### Cas de la vitesse d'éjection

$$VMIS = \left( \frac{2 ENER1}{MEQU} \right)^{0,5} \quad (\text{m/s}) \quad (\text{eq.EX.24})$$

### ❷ 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.EX.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 :

$$y = x \tan \alpha - \frac{gx^2}{2 v_0^2 \cos^2 \alpha}$$

(eq.EX.26)

C'est l'équation d'une parabole dont l'axe est parallèle à l'axe Oy.

### 2°) Amplitude ou portée $x_2$

Soit  $OC = x_2$  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 :

$$x \left( \tan \alpha - \frac{gx}{2 v_0^2 \cos^2 \alpha} \right) = 0$$

deux solutions :

$x_1 = 0$  correspondant au départ de la trajectoire (origine du tir)

$$x_2 = \frac{2 v_0^2 \cos^2 \alpha \tan \alpha}{g}$$

$$RMIS = \frac{v_0^2}{g} \sin 2\alpha$$

(eq.EX.27)

Cette dernière formule montre que la même portée  $x = x_2$ , sera obtenue avec une même vitesse initiale  $V_0$ , pour un angle  $\beta$   
tel que

$$\begin{aligned} 2\beta &= 180^\circ - 2\alpha \\ \text{ou} \quad \beta &= 90^\circ - \alpha \end{aligned}$$

Par conséquent pour une vitesse initiale donnée  $V_0$  deux trajectoires mènent au point C :

- une trajectoire plongeante,  $\beta < 45^\circ$
- une trajectoire verticale,  $\alpha > 45^\circ$

### 3°) Hauteur de la trajectoire à l'apogée

A l'apogée, la trajectoire d'une parabole étant symétrique, on a :

$$y_1 = y(x_2/2)$$

$$\text{avec } x_2 = \frac{v_o^2}{g} \sin 2\alpha$$

$$\begin{aligned} y_1 &= \frac{v_o^2}{2g} \sin 2\alpha \tan \alpha - \frac{g v_o^4 \sin^2 2\alpha}{g^2 v^2 \cos^2 \alpha} \\ &= \frac{v_o^2}{2g} 2 \sin \alpha \cos \alpha \frac{\sin \alpha}{\cos \alpha} - \frac{g v_o^4 \times 4 \sin^2 \alpha \cos^2 \alpha}{8 g^2 v_o^2 \cos^2 \alpha} \\ &= \frac{v_o^2}{g} \sin 2\alpha - \frac{v_o^2}{2g} \sin^2 \alpha \end{aligned}$$

$$y_1 = \frac{v_o^2}{2g} \sin^2 \alpha$$

(eq.EX.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 :

$$\begin{aligned} x_2 &= v_o t_2 \cos \alpha \\ t_2 &= x_2 / v_o \cos \alpha \\ t_2 &= \frac{v_o^2}{g} \sin 2\alpha / (v_o \cos \alpha) \\ t_2 &= \frac{2v_o^2}{g} \sin \alpha \cos \alpha / (v_o \cos \alpha) \\ t_2 &= \frac{2v_o}{g} \sin \alpha \end{aligned}$$

(eq.EX.29)

Le temps pour atteindre l'apogée de la trajectoire s'écrit donc :

$$t_1 = 0,5 t_2 = \frac{v_o}{g} \sin \alpha$$

### 3. EFFET BOULE DE FEU

#### 3.1. 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 à 300 W/m<sup>2</sup>.

On prend une radiance de 200 W/m<sup>2</sup> car :

- 1) le nuage est composé de butane,
- 2) la quantité impliquée est faible (< 50 kg).

La masse MVAP relâchée lors de la rupture d'une bouteille de butane peut être évaluée comme suit :

Soit, M la masse de butane de la bouteille en kg.

La masse relâchée instantanément vaut :

$$MVAP = X M \quad (\text{kg}) \quad (\text{éq.EX.30})$$

$$X = 1 - \exp\left[\left(\frac{CSPE}{CVAP}\right)(TBUL - Ts)\right] \quad (\text{éq.EX.31})$$

La fraction de butane flashant sous pression atmosphérique.

La température y correspondant vaut donc :

$$TFLA = \left[ \frac{PHIO + \varepsilon \sigma TAMB^4}{\varepsilon \sigma} \right]^{(1/4)} \quad (\text{K}) \quad (\text{éq.EX.32})$$

Avec  $\varepsilon$ , le coefficient d'émission  
 $\varepsilon = 0,6$  pour les flammes de gaz  
 $\sigma$ , la constante de BOLTZMANN, soit :  
 $TAMB$ , la température ambiante prise égale à 300 K.

$$5,777 \cdot 10^{-8} \text{ (W/m}^2\text{.K)}$$

et,  $TFLA = 1550 \text{ K}$

La combustion de la boule de feu est laminaire et réalisée à la limite supérieure d'inflammabilité.

Dans le cas du butane la LSE est de 8,5 % vol.

En fin de vie la boule de feu peut dès lors être considérée comme représentative d'une concentration homogène en vapeur d'hydrocarbure égalée 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  $1 \text{ m}^3$  de mélange hydrocarbure-air une masse égale à

$$LSE \times DENS_{G(TFLA)} + (1-LSE) \times q_{air}(TFLA) \quad (\text{éq.EX.33})$$

Soit une concentration en hydrocarbure égale à :

$$C = LSE \times DENS_{G(TFLA)} \quad (\text{éq.EX.34})$$

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 :

$$V_{FB} = MVAP/C \quad (\text{m}^3) \quad (\text{éq.EX.35})$$

Le rayon maximal de la boule de feu s'exprime donc,

$$r_{FB} = \left( \frac{3}{4\pi} V_{FB} \right)^{1/3} = 0,62 V_{FB}^{1/3} \quad (\text{m}) \quad (\text{éq.EX.36})$$

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 ledit 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 gaz relâchée est estimée à 80% en volume dans l'air ; il y correspond un rayon initial :

$$r_o = \left( \frac{3}{4\pi} \frac{MVAP}{0,8 \text{ DENS}(TFLA)} \right)^{1/3} \quad (m) \quad (\text{éq.EX.37})$$

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 égalée à la LSE.

La durée de vie de la boule de feu s'exprime donc :

$$t_{FB} = (r_{FB} - r_o) / VFLA \quad (s) \quad (\text{éq.EX.38})$$

avec VFLA, la vitesse de flamme

$$t_{FB} = \frac{1}{VFLA} \left\{ \frac{3}{4\pi} \frac{MVAP}{\text{DENS}(TFLA)} \left[ \left( \frac{1}{LSE} \right) - \left( \frac{1}{0,8} \right) \right] \right\}^{1/3} \quad (\text{éq.EX.39})$$

La vitesse de flamme pour une combustion sans effet de souffle est toujours inférieure à 5 m/s (limite de déflagration lente).

La hauteur du centre de la boule de feu peut être calculée par les relations suivantes :

$$\bar{t} = \left[ t_{FB} \times (TFLA)^{10/3} \right] / \left[ (MVAP)^{1/3} \cdot 10^{10} \right] \quad (\text{éq.EX.40})$$

$$h_{FB} = \left( \frac{68,571 \bar{t}}{2,857 + \bar{t}} \right) (MVAP / TFLA)^{1/3} + HEQU \quad (m) \quad (\text{éq.EX.41})$$

## 1) Durée de vie de la boule de feu

$$\begin{aligned} t_{FB} &= 0,716 \text{ s} && \text{pour une bouteille de 12,5 kg} \\ t_{FB} &= 1 \text{ s} && \text{pour une bouteille de 39 kg} \end{aligned}$$

## 7) Hauteur du centre de la boule de feu

$$\begin{aligned} \bar{t} &= 1,662 && \text{pour une bouteille de 12,5 kg} \\ \bar{t} &= 1,664 && \text{pour une bouteille de 39 kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{FB} &= 4,5 \text{ m} && \text{pour une bouteille de 12,5 kg} \\ h_{FB} &= 5,7 \text{ m} && \text{pour une bouteille de 39 kg} \end{aligned}$$

## CHARGES 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 la charge thermique I par

$$I = \int \Phi(t)^n dt \quad (\text{éq.EX.44})$$

En effet un observateur ou cible, 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.

On retient trois charges thermiques critiques.

### ① Charge thermique correspondant au seuil de létalité 1%

$$I_1 = 1912 \text{ (kW / m}^2\text{)}^{4/3} \times s \quad (\text{éq.EX.45})$$

$$\text{et} \quad (\Phi_X)_1 = (I_1 / t_{FB})^{3/4} = (1912 / t_{FB})^{3/4} \quad (\text{kW/m}^2) \quad (\text{éq.EX.46})$$

### ② Charge thermique correspondant aux brûlures du 2d degré

$$I_2 = 0,5 \times 2337 = 1168 \text{ (kW / m}^2\text{)}^{4/3} \cdot s \quad (\text{éq.EX.47})$$

$$\text{et} \quad (\Phi_X)_2 = (I_2 / t_{FB})^{3/4} = (1168 / t_{FB})^{3/4} \quad (\text{kW/m}^2) \quad (\text{éq.EX.48})$$

### ③ Charge thermique correspondant aux brûlures du 1er degré

$$I_3 = 0,5 \times 781 = 390,5 \text{ (kW / m}^2\text{)}^{4/3} \cdot s \quad (\text{éq.EX.49})$$

$$\text{et} \quad (\Phi_X)_3 = (I_3 / t_{FB})^{3/4} = (390,5 / t_{FB})^{3/4} \quad (\text{kW/m}^2) \quad (\text{éq.EX.50})$$

## 8.3. ATTENUATION DANS L'AIR

La relation préconisée est celle du TNO :

$$TAU = 2.02 (PVAP (H_2O) \times X)^{-0.09} \quad (\text{éq.EX.51})$$

avec x la distance au foyer (m), distance comptée à partir du front de flammes le plus proche de la cible.

PVAP(H<sub>2</sub>O), 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 (H<sub>2</sub>O) de la vapeur d'eau à la même température TAMB.

$$HR = PVAP (H_2O) / TV (H_2O) \quad (\%) \quad (\text{éq.EX.52})$$

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(H<sub>2</sub>O) à la température TAMB s'obtient par l'équation d'ANTOINE :

$$TV = 133,4 \exp \left\{ ANTA - \left( \frac{ANTB}{TAMB + ANTC} \right) \right\} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{éq.EX.53})$$

ANTA, ANTB, ANTC les coefficients d'ANTOINE.

Pour l'eau on a :

$$TV(\text{H}_2\text{O}) = 133,3 \exp \left\{ 18,3036 - \left( \frac{3816,44}{TAMB - 46,13} \right) \right\} \quad (\text{Pa}) \quad (\text{éq.EX.54})$$

Connaissant l'humidité HR, on obtient,

$$PVAP(\text{H}_2\text{O}) = HR \times TV(\text{H}_2\text{O}) \quad (\text{Pa}) \quad (\text{éq.EX.55})$$

Par exemple pour :

$$\text{et} \quad \begin{aligned} HR &= 75 \% \\ TAMB &= 303 \text{ K}, \end{aligned}$$

on a :  $TV(\text{H}_2\text{O}) = 4183 \text{ Pa}$

La pression partielle de vapeur d'eau vaut donc :

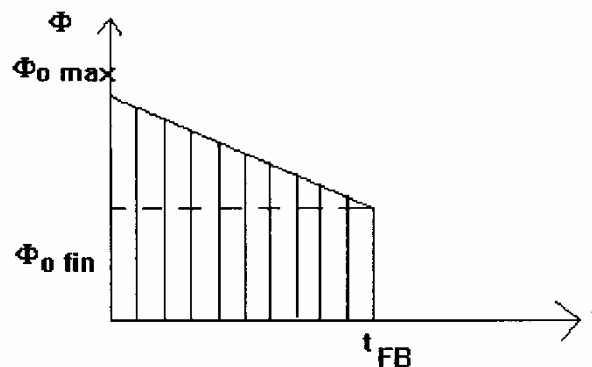
$$\begin{aligned} PVAP(\text{H}_2\text{O}) &= 0,75 \times 4183 \\ &= 3137 \text{ Pa} \end{aligned}$$

L'atténuation dans l'air s'exprime dès lors par :

$$\begin{aligned} TAU &= 2,02 (3137 \times X)^{-0.09} \\ TAU &= 0,9787 X^{-0.09} \end{aligned} \quad (\text{éq.EX.56})$$

### 8.3.3. CALCUL DES EFFETS CONSEQUENCES DE LA BOULE DE FEU

La radiance de la boule de feu pendant la phase d'élévation et de combustion varie depuis une valeur  $\Phi_{o \max}$  et une valeur  $\Phi_{o \text{ fin}}$  avant combustion totale.



$$TFLA_{\text{fin}} = 0,88 \text{ TFLA} \quad (\text{K}) \quad (\text{éq.EX.57})$$

$$\begin{aligned} \Phi_{o \text{ fin}} &= \varepsilon \sigma TFLA_{\text{fin}}^4 \quad (\text{éq.EX.58}) \\ &= 0,88^4 \Phi_{o \max} \\ &= 0,6 \Phi_{o \max} \end{aligned}$$

$$\int \Phi dt = \left( \frac{\Phi_{o \text{ fin}} + \Phi_{o \max}}{2} \right) t_{\text{FB}} \quad (\text{éq.EX.59})$$

$$\int \Phi dt = 0,8 \Phi_o \max t_{FB}$$

On peut dès lors écrire :

$$\Phi_x \times t_{FB} = 0,8 \Phi_o \max \times t_{FB} \times F_v(r) \times TAU(r) \quad (\text{éq.EX.60})$$

Le facteur de vue s'exprime par :

$$F_v = \left[ \frac{4 \pi r_{FB}^2}{4 \pi r^2} \right] \cos \theta = \left( \frac{r_{FB}}{r} \right)^2 \cos \theta \quad (\text{éq.EX.61})$$

avec  $\theta$  définissant l'orientation de la cible.

Pour une cible disposée perpendiculaire à la surface de la boule de feu, on a  $\theta = 0^\circ$   
et

$$F_v = \left( \frac{r_{FB}}{r} \right)^2 \quad (\text{éq.EX.62})$$

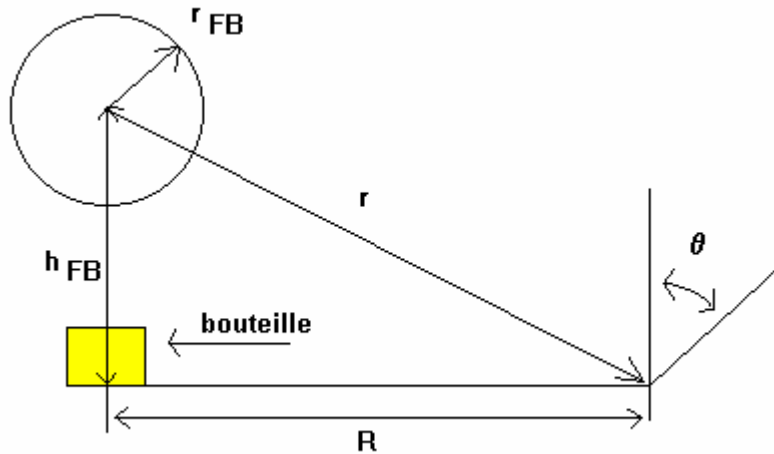
Posant

$$\Phi_o = 0,8 \Phi_o \max$$

on obtient

$$\Phi_x = \Phi_o \times \left( \frac{r_{FB}}{r} \right)^2 \times TAU(r) \quad (\text{éq.EX.63})$$

avec,  
 $r_{FB}$  , le rayon de la boule de feu, en (m)  
TAU , le facteur d'atténuation dans l'air  
 $r$  , la distance mesurée depuis le centre de la boule de feu, (m)



$$PVAP (H_2O) = HR \times TV (H_2O) (Pa) \quad (\text{éq.EX.64})$$

Les distances  $R_i$  correspondant à des flux thermiques par radiation prédéterminés, avec donc des dommages pour des personnes exposées, peuvent être exprimées comme suit :

Soit  $r_i$  la distance du centre de la boule de feu à la cible :

$$r_i^2 = \left( \frac{\Phi_o}{(\Phi_x)_i} \right) \times r_{FB}^2 \times 2,02 (PVAP(H_2O) r_i)^{-0.09} \quad (\text{éq.EX.65})$$

$$r_i = \left[ \left( \frac{\Phi_o}{(\Phi_x)_i} \right) \times r_{FB}^2 \times 2,02 \times PVAP(H_2O)^{-0.09} \right]^{\frac{1}{2.09}} \quad (m) \quad (\text{éq.EX.66})$$

$$Ri = \sqrt{(r_i + r_{FB})^2 - h_{FB}^2} \quad (m) \quad (\text{éq.EX.67})$$

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  $\Phi_o \text{ max} = 300\,000 \text{ W/m}^2$

on a  $\Phi_o = 240\,000 \text{ W/m}^2$

Pour une humidité relative de 75 % on obtient les formules simplifiées ci-après :

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

$$r_i = 0,905 \times t_{FB}^{0,359} \times r_{FB}^{0,957} \quad (m) \quad (\text{éq.EX.68})$$

**Risque de brûlures de 2<sup>d</sup> degré pour  $I_2 = 1168 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \times s$**

$$r_i = 1,080 \times t_{FB}^{0,359} \times r_{FB}^{0,957} \quad (m) \quad (\text{éq.EX.69})$$

**Risque de brûlures du 1<sup>er</sup> degré pour  $I_3 = 390,5 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \times s$**

$$r_i = 1,6 \times t_{FB}^{0,359} \times r_{FB}^{0,957} \quad (m) \quad (\text{éq.EX.70})$$

$$Ri = \sqrt{(r_i + r_{FB})^2 - h_{FB}^2} \quad (m) \quad (\text{éq.EX.71})$$



## EFFET MISSILE DE ROTATION

### 1. DEFINITION DU FRAGMENT OU MISSILE

#### Masses en rotation

1. Satellisation de masses en rotation :

- Rotor turbine TAC1 à 110% et à 150% de la survitesse de déclenchement
- Rotor turbine TAC2 à 110% et à 150% de la survitesse de déclenchement
- Rotor turbine TAV à 110% et à 150% de la survitesse de déclenchement
- Rotor alternateur TAC1 à 110% et à 150% de la survitesse de déclenchement
- Rotor alternateur TAC2 à 110% et à 150% de la survitesse de déclenchement
- Rotor alternateur TAV à 110% et à 150% de la survitesse de déclenchement.

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 :

$$VOL = \frac{MMIS}{7800} = 0,25 \times \pi \overline{DEQU}^2 \times LMIS$$

→ La longueur du cylindre missile est :

$$LMIS = MMIS / \left( 6126 \times \overline{DEQU}^2 \right) \quad (m)$$

→ 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 :

$$S1 = \frac{1}{3} \times \pi \times DEQU \times LMIS \quad (m^2)$$

$$S2 = 0,25 \times \pi \times \overline{DEQU}^2 \quad (m^2)$$

- surface retenue :

$$SMIS = \text{Min} (S1 ; S2) \quad (m^2)$$

### 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 :

$$\begin{aligned} 1) \text{ Soit } L &= \sqrt{SMIS} \\ \text{si } L &> 1 \text{ m} \\ L1 &= 1 \text{ m} \\ L2 &= SMIS / L1 \end{aligned}$$



2) Si  $L \approx e_p$  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  $L \leq 1 \text{ m}$   
alors  $a = 1,05$

5) Si  $L > e_p$  et  $L > 1 \text{ m}$   
et si  $e_p \geq 0,02 \text{ m}$   
alors  $a = 2,05$

si  $e_p < 0,02 \text{ m}$   
alors  $a = 1,9$ .

### 3. VITESSE INITIALE DU FRAGMENT

#### Composant en rotation

$$V = \frac{\pi \text{ DEQU} \times \text{NROT} \times \sin \alpha}{60}$$

avec **NROT** : la vitesse de rotation maximale ou de déclenchement en survitesse (t/mn)  
 **$\alpha$**  : l'angle d'éjection ou de tir

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 :

$$E_{FR} = \frac{1,5 \text{ PSER} \times \text{VCAS}}{(\gamma - 1)} \text{ (J)}$$

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.

$$V_{\text{tronc de cône}} = \frac{1}{2} h (B + b + \sqrt{Bb}) \text{ (m}^3\text{)}$$

avec **B** et **b** surfaces des bases (m<sup>2</sup>)

**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)

$$b = 0,25 \pi D_e^2 \text{ (m}^2\text{)}$$

avec **De**, diamètre casing au niveau du premier étage de turbine

$$B = 0,25 \pi D_{ech}^2 \text{ (m}^2\text{)}$$

avec  $D_{ech}$ , diamètre casing au niveau du dernier étage de turbine

On a donc

$$VCAS = (0,2618 \times L \times (D_e^2 + D_{ech}^2 + D_e D_{ech})) - V_{rotor} \quad (m^3)$$

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 :

$$VCAS = (0,787 \times L \times D^2) - V_{rotor} \quad (m^3)$$

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 :

$$\frac{MMIS \times V^2}{2} = \frac{MMIS \times \overline{VMIS}^2}{2} + E_{FR} \quad (J)$$

$$VMIS = \left( \left( \frac{MMIS \times V^2}{2} - E_{FR} \right) \frac{2}{MMIS} \right)^{0,5}$$

$$VMIS = \sqrt{\left( V^2 - \frac{2E_{FR}}{MMIS} \right)} \quad (m/s)$$

La condition pour l'effet missile est bien entendu :

$$ECIN > E_{FR}$$

avec

$$ECIN = 0,5 (MROT \times V^2) \quad (J)$$

**l'énergie cinétique des masses en rotation MROT.**

**Le calcul de la trajectoire se fait par l'utilisation des équations de balistique du chapitre 4 appliquées pour le générateur de vapeur.**

#### ■ Equations simplifiées

Des équations simplifiées sont établies 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 :

$$C_{DG} = C_D/g = 1,4271 \times a \times 10^{-4} / MMIS^{1/3}$$

si VMIS est subsonique

$$C_{DG} = 2,0387 \times a \times 10^{-4} / MMIS^{1/3}$$

si VMIS est supersonique

→ Le temps  $t_1$  pour monter à l'apogée se calcule par :

$$t_1 = 0,102 \tan^{-1} (C_{DG}^{0,5} \times V_o) / C_{DG}^{0,5} \quad (s)$$

→ La hauteur maximale de la trajectoire  $Z_1$  vaut :

$$Z_1 = 0,051 \ln (1 + C_{DG} V_o^2) / C_{DG} + HEQU \quad (m)$$

→ La composante verticale de la vitesse d'impact au sol se calcule par :

$$V_2 = \left\{ \frac{1 - \exp (-19,62 C_{DG} Z_1)}{C_{DG}} \right\}^{0,5} \quad (m/s)$$

→ Le temps pour arriver au point d'impact au sol s'écrit :

$$t_2 = t_1 + (0,051 / C_{DG}^{0,5}) \ln \{(1 + V_2 C_{DG}^{0,5}) / (1 - V_2 C_{DG}^{0,5})\} \quad (s)$$

→ La vitesse d'impact au sol s'exprime par :

$$VIMP2 = \{ U_o^2 / (1 + 9,81 U_o t_2 C_{DG})^2 + V_2^2 \}^{0,5} \quad (m/s)$$

→ La distance maximale d'éjection devient finalement :

$$RMIS = 0,102 \ln (1 + 9,81 U_o t_2 C_{DG}) / C_{DG} \quad (m)$$

## ANNEXE 9 : BLEVE DES GENERATEURS DE VAPEUR

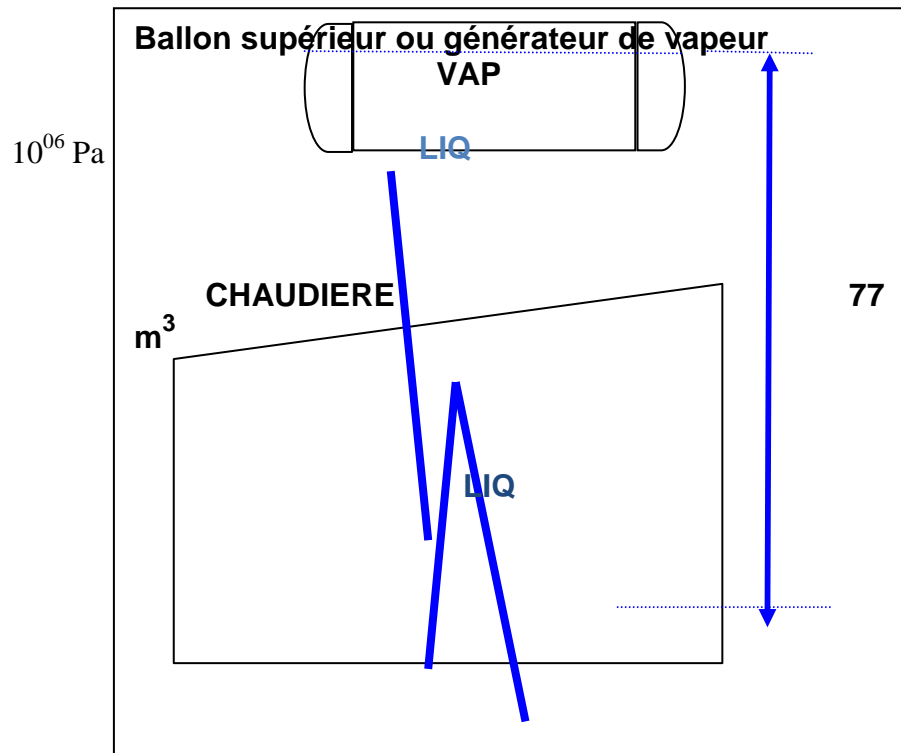
### DONNEES DU PROBLEME

Il y a quatre générateurs de vapeur identiques , un par tranche, dont les dimensions et les paramètres opérationnels sont les suivants :

Le ballon est constitué de 2 viroles cylindriques d'épaisseur 66 mm.

Aux extrémités, il est fermé par deux fonds semi-elliptiques d'épaisseur 42 mm, munis chacun d'un trou d'homme obturé par un tampon autoclave.

- diamètre intérieur :  $D_i = 1400 \text{ mm}$
- épaisseur viroles:  $e_p = 66 \text{ mm}$
- longueur virole :  $L = 7315 \text{ mm}$
- volume :  $VOL = 12,1 \text{ m}^3$
- Contenance au niveau normal :  $4,75 \text{ m}^3$
- volume en eau du système chaudière + ballons :  $77 \text{ m}^3$
- pression de service  $PSER = 7,1 \cdot 10^6 \text{ Pa}$
- pression de tarage soupapes  $7,75 \cdot 10^6 \text{ Pa}$
- débit de production vapeur surchauffée :  $165 \text{ t/h}$
- Température eau d'alimentation :  $202^\circ\text{C}$
- Température de la vapeur surchauffée :  $505^\circ\text{C}$
- Pression de la vapeur surchauffée :  $6,9 \cdot 10^6 \text{ Pa}$



### MODELE DE QUANTIFICATION

#### Surchauffe du liquide

Un liquide est dit surchauffé lorsque sa température dépasse suffisamment la température d'ébullition du même fluide à la pression atmosphérique.

Dans le ballon générateur de vapeur on a de l'eau surchauffée pressurisée en équilibre avec de la vapeur non surchauffée à la tension de vapeur, correspondant à la température de l'eau liquide dans le ballon.

Nous connaissons la pression de tarage des soupapes ou timbre du ballon :

$$PTAR = 7,75 \cdot 10^6 \text{ Pa}$$

La température de l'eau dans le ballon générateur de vapeur se calcule par la relation d'Antoine :

$$T = \left( \frac{-ANTB}{\ln PV - ANTA} \right) - ANTC$$

$$\text{avec } PV = 7,5 \cdot 10^{-3} PTAR \quad (\text{mm Hg})$$

ANTA, ANTB, ANTC, sont les coefficients d'Antoine qui pour de l'eau valent :

$$ANTA = 18,3036$$

$$ANTB = 3816,44$$

$$ANTC = -46,13$$

La surchauffe de l'eau pressurisée s'exprime par :

$$\Delta T = T - TBUL$$

$$\text{avec } TBUL = 373 \text{ K}$$

### Baisse rapide de pression

Lorsque le ballon se déchire, il s'ensuit une soudaine baisse rapide de pression dans le système ballons + chaudière, égale à :

$$\begin{aligned} \Delta P &= TV - PATM \\ &= 7,648675 \cdot 10^6 \text{ Pa} \end{aligned}$$

La phase liquide portée à la température T, se retrouve instantanément à la pression atmosphérique.

$$EVAP = EVAP1 + EVAP2$$

$$EVAP1 = 1 - \left[ \exp \left\{ \frac{CSPE(T)}{CVAP(T)} (TBUL - T) \right\} \right]$$

$$EVAP2 = EVAP1 \left[ \frac{1}{((0,7 \times EVAP1) + 0,3)} - 1 \right]$$

avec,

EVAP1, fraction pondérale de fluide vaporisant instantanément sous conditions atmosphériques.

EVAP2 fraction pondérale de fluide formant aérosol par détente à l'atmosphère.

CSPE(T) chaleur spécifique du liquide à la température de surchauffe.

CVAP(T) chaleur de vaporisation du liquide à la température de surchauffe.

TBUL température d'ébullition du fluide à pression atmosphérique.

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	EXPT = -
DENSL = 1002.700 kg/m <sup>3</sup>	QFLU = 0.000 E 0 J/kg	ANTA = 18.3036
DENSG = 0.804 kg/m <sup>3</sup>	TTOX = 0	ANTB = 3816.44
MOLE = 18.015 kg/kmole	VLE = - mg/m <sup>3</sup>	ANTC = -46.13
TAUTO = - K	PE = - K	LII = -
T15 = 373.2 K		LSI = -
T85 = 373.2 K		

$$CSPE(T_s) = CSPE(288) \left[ \frac{0,1745 - 0,0838 \left( \frac{T_1}{TKR} \right)}{0,1745 - 0,0836 \left( \frac{T_2}{TKR} \right)} \right]^{2,8}$$

avec,

$$T_1 = \text{Min} (288 ; 0,65 \times TKR) : 288 \text{ K}$$

$$T_2 = \text{Min} (T ; 0,65 \times TKR) : 0,65 \times TKR = 420,7 < 499 \text{ K}$$

TKR, la température critique de fluide.

$$CVAP(T) = CVAP(TBUL) \left( \frac{TKR - T}{TKR - TBUL} \right)^{0,38}$$

## **EVALUATION DES EFFETS CONSEQUENCES**

Deux effets peuvent être quantifiés :

1. L'effet de surpression du à la détente de la phase vapeur et au flash de la phase liquide
2. L'effet missile du à la combinaison des deux phénomènes thermodynamiques

## **EFFETS DE SURPRESSION**

Deux effets de souffle sont générés lors de l'éclatement du ballon générateur de vapeur:

- 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 ballon.
- 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.

## **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.

$$E_{CH} = (1-F) \frac{(TV - PATM) \times V}{(\gamma - 1)} \quad (J)$$

$$= 0,8 \frac{(TV - PATM) \times V}{0,334} \quad (J)$$

avec **F = 0,2 car on a une rupture fragile.**

## **SUPPRESSION POSITIVE DE PIC**

Nous utilisons le concept d'équivalent TNT :

$$M_{TNT} \times Q_{TNT} = E_{CH} \quad (J)$$

$$M_{TNT} = \left( \frac{E_{CH}}{Q_{TNT}} \right) \quad (kg)$$

avec  $Q_{TNT}$  la chaleur de combustion de TNT  
soit  $Q_{TNT} = 4,69 \cdot 10^6 \text{ J/kg}$

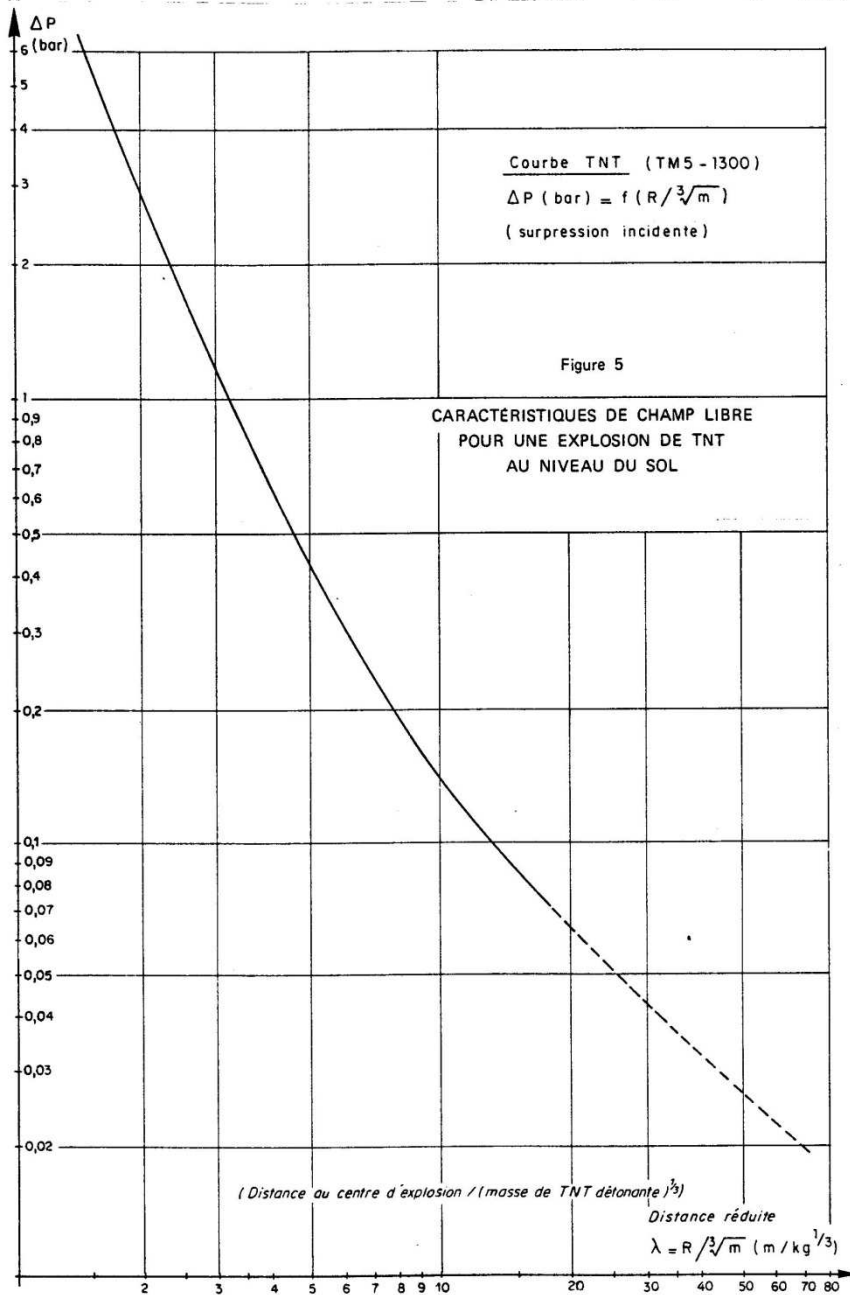
Appliquant la courbe TNT TM5-1300 nous obtenons la relation :

$$R_{11} = \lambda (M_{TNT})^{1/3} \quad (m)$$

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 $R = 0,0227 \times E_{CHO}^{1/3}$	→	$\lambda = 3,8$
$\Delta p^+ = 30\,000 \text{ Pa}$	destructions et dégâts lourds $R = 0,03644 \times E_{CHO}^{1/3}$	→	$\lambda = 6,1$
$\Delta p^+ = 17\,000 \text{ Pa}$	risque létal indirect 1% $R = 0,04677 \times E_{CHO}^{1/3}$	→	$\lambda = 7,83$
$\Delta p^+ = 14\,000 \text{ Pa}$	risque létal indirect 3% (seuil Administration) $R = 0,06 \times E_{CHO}^{1/3}$	→	$\lambda = 10,05$
$\Delta p^+ = 5\,000 \text{ Pa}$	blessures et dégâts réparables $R = 0,1522 \times E_{CHO}^{1/3}$	→	$\lambda = 25,5$
$\Delta p^+ = 2\,500 \text{ Pa}$	effets réversibles $R = 0,40597 \times E_{CHO}^{1/3}$	→	$\lambda = 68$



## **EFFET DE SOUFFLE DU AU FLASH ADIABATIQUE** **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 :

$$h = u + pv$$

avec

u , l'énergie interne spécifique (J/kg)

p , la pression absolue (Pa)

$v$ , le volume spécifique ( $\text{m}^3/\text{kg}$ )

L'énergie interne de flash du liquide s'écrit :

$$\text{ENER} = (u_1 - u_2) m_1 \quad (\text{J})$$

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  $X$  le pourcentage de liquide qui vaporise :

$$X = 1 - \exp \left\{ \frac{\text{CVAP}(T_s)}{\text{CVAP}(T_{\text{BUL}})} (T_{\text{BUL}} - T_s) \right\}$$

avec

- $\text{CSPE}(T_s)$ , la chaleur spécifique du liquide à la température de surchauffe  $T_s$ , en  $\text{J/kg K}$
- $\text{CVAP}(T_{\text{BUL}})$ , la chaleur de vaporisation du liquide à la température d'ébullition, en  $\text{J/kg}$
- $T_{\text{BUL}}$ , la température d'ébullition du GPL en  $\text{K}$
- $T_s$ , la température de surchauffe du liquide en  $\text{K}$ .

La température de surchauffe au moment du BLEVE vaut :

$T_s = \text{TSER}$  en cas de Bleve froid

$T_s$  est égal à la température d'équilibre correspondant à la pression de tarage PTAR des soupapes, soit

→ pour un produit pur

$$T_s = \left( \frac{-\text{ANTB}}{\ln(7,5 \cdot 10^{-3} \times \text{PTAR}) - \text{ANTA}} \right) - \text{ANTC} \quad (\text{K})$$

→ pour une coupe pétrolière

$$T_s = \exp \left\{ \frac{\ln \text{PTAR} - \beta}{\alpha} \right\} \quad (\text{K})$$

avec

$$\alpha = \frac{\ln \text{PKR} - \ln \text{PATM}}{\ln \text{TKR} - \ln \text{TBUL}}$$

- $\beta = \ln \text{PATM} - \alpha \ln \text{TBUL}$
- $\text{PATM}$  est la pression atmosphérique (K)
- $\text{PATM} = 101\,325 \text{ Pa}$
- $\text{PKR}$  est la pression critique (Pa)
- $\text{TKR}$  est la température critique (K)

### Calcul de l'état 1

- $P_1 = \text{PTAR}$  (Pa), en cas de BLEVE chaud
- $P_1 = \text{TV}(\text{TSER})$  (Pa), en cas de BLEVE froid et rupture fragile
- $P_1 = 2,5 \text{ PSER}$  (Pa), en cas de BLEVE froid et rupture ductile
- $T_1 = T_s$  (K)
- $v_1 = \text{DENSL}(T_1)^{-1}$

$$u_1 = h_1 - p_1 v_1$$

$$h_1 = \text{CSPE} (T_s) \times T_s$$

$$u_1 = \text{CSPE}(T_s) \times T_s - [P_1 / \text{DENSL} (T_s)]$$

### **Calcul de l'état 2**

$$P_2 = \text{PATM}$$

$$T_2 = \left[ \left( T_s - \frac{\text{CVAP}(\text{TBUL})}{\text{CSPE} (T)} \times X \right) \times \text{TAMB} \right]^{0,5}$$

$$u_2 = (1 - X) h_{liq} + X h_g - (1 - X) P_2 v_{liq} - X P_2 v_g$$

$$h_{liq} = \text{CSPE}(T) \times T$$

$$h_g = C_p (T) \times T$$

$$v_{liq} = 1 / \text{DENSL} (T)$$

$$u_2 = T \left( (X \times C_p(T) + (1 - X) \text{CSPE}(T)) - \text{PATM} \left( (X / \text{DENSG}(T)) + \frac{(1 - X)}{\text{DENSL}(T)} \right) \right)$$

$$\text{ENER2} = (u_2 - u_1) m_1 \quad (\text{J})$$

$$m_1 = \text{DENSL} (T_{SER}) \times \text{VEQU} \times \text{XX} \quad (\text{kg})$$

avec

VEQU le volume du ballon supérieur ou générateur de vapeur

XX le taux de remplissage en liquide à la température de service.

### **On applique à nouveau l'équivalent TNT**

## **CALCUL BALISTIQUE APPLICABLE A UN GENERATEUR DE VAPEUR CYLINDRIQUE**

### **① Fragmentation d'un cylindre**

Dans le cas de la fragmentation d'un ballon 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**

$$\text{MMIS} = 0,25 \pi (d^2 + 4 h^2) \times e_p \times \rho_{\text{acier}} \quad (\text{kg})$$

#### **→ hémisphérique**

d = DEQU, le diamètre du cylindre

h = 0,5 DEQU

$$\text{MMIS} = 0,5 \pi \overline{\text{DEQU}}^2 \times e_p \times \rho_{\text{acier}} \quad (\text{kg})$$

#### **→ calotte sphérique**

d = DEQU, le diamètre du cylindre

h = f, la flèche

$$\text{MMIS} = 0,25 \pi \left( \overline{\text{DEQU}}^2 + 4 f^2 \right) \times e_p \times \rho_{\text{acier}} \quad (\text{kg})$$

#### **■ pour un fond + virole**



$$MMIS = \pi \times e_p \times \rho_{\text{acier}} \times \left[ (DEQU \times LEQU) + 0,25 (d^2 + 4 h^2) \right] \quad (\text{kg})$$

La masse du cylindre se calcule par

$$MEQU = \pi \times e_p \times \rho_{\text{acier}} \times \left[ (DEQU \times LEQU) + 0,5 (d^2 + 4 h^2) \right] \quad (\text{kg})$$

La masse M participant au phénomène est la masse de l'acier augmentée de la masse du liquide contenu :

$$M = MEQU + MLIQ$$

On obtient :

- pour une rupture fragile dans notre cas  
ENER = ENER1 + ENER2

### Cas de la vitesse d'éjection

$$VMIS = [ (2 \text{ ENER})/M ]^{0,5} \quad (\text{m/s})$$

## CALCUL DE LA TRAJECTOIRE

### Equations simplifiées

→ Le paramètre de traînée divisé par l'accélération de la pesanteur vaut :

$$C_{DG} = C_D/g = 1,4271 \times a \times 10^{-4} / MMIS^{1/3}$$

si VMIS est subsonique

$$C_{DG} = 2,0387 \times a \times 10^{-4} / MMIS^{1/3}$$

si VMIS est supersonique  
avec a pris égal à 2,05.

→ Le temps  $t_1$  pour monter à l'apogée se calcule par :

$$t_1 = 0,102 \tan^{-1} (C_{DG}^{0,5} \times V_0) / C_{DG}^{0,5} \quad (\text{s})$$

→ La hauteur maximale de la trajectoire  $Z_1$  vaut :

$$Z_1 = 0,051 \ln (1 + C_{DG} V_0^2) / C_{DG} + HEQU \quad (\text{m})$$

→ La composante verticale de la vitesse d'impact au sol se calcule par :

$$V_2 = \left\{ \frac{1 - \exp (-19,62 C_{DG} Z_1)}{C_{DG}} \right\}^{0,5} \quad (\text{m/s})$$

→ Le temps pour arriver au point d'impact au sol s'écrit :

$$t_2 = t_1 + (0,051 / C_{DG}^{0,5}) \ln \{ (1 + V_2 C_{DG}^{0,5}) / (1 - V_2 C_{DG}^{0,5}) \} \quad (\text{s})$$

→ La vitesse d'impact au sol s'exprime par :

$$VIMP2 = \{ U_o^2 / (1 + 9,81 U_o t_2 C_{DG})^2 + V_2^2 \}^{0,5} \quad (\text{m/s})$$

→ La distance maximale d'éjection devient finalement :

$$RMIS = 0,102 \ln (1 + 9,81 U_o t_2 C_{DG}) / C_{DG} \quad (\text{m})$$