

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Ecole Nationale Polytechnique



Projet de projet de fin d'études

Pour l'obtention du Diplôme d'Ingénieur d'Etat en

Qualité, Hygiène, Sécurité, Environnement et Gestion des Risques Industriels (QHSE-GRI)

Intitulé

**Maîtrise des risques majeurs au niveau du "Centre Vrac
GPL – CV 165" de NAFTAL à Sidi Arcine (Baraki)**

DEROUAZ Djalal et MAMERI Meziane

Sous la direction de **M. M'hamed BOUSBAL**

Présenté et soutenu publiquement le 12/06/2016

Composition du Jury :

Président	M. Abdelmalek CHERGUI	Professeur, ENP
Promoteur	M. M'hamed BOUSBAL M. KERTOUS Aboubakr	Maitre assistant, ENP Maitre assistant, ENP
Examineur	M. Mohamed BOUBAKEUR M. Bachir TOUAHER	Maitre assistant, ENP Maitre assistant, ENP
Invité	Mme. DAGHDICHE Samira	Chef département HSE, NAFTAL

ENP (2016)

Remerciements

La réalisation de ce mémoire a été possible grâce à ALLAH le tout puissant, pour le courage et la patience qu'il nous a donné pour accomplir ce travail.

Nous souhaiterions adresser nos remerciements les plus sincères aux personnes qui nous ont apporté leur aide et qui ont contribué à l'élaboration de ce mémoire ainsi qu'à la réussite de cette formidable année universitaire.

Nos profonds remerciements s'adressent à nos encadrants ; Monsieur BOUSBAI M'hamed et KERTOUS Aboubakr qui se sont toujours montrés disponibles et à l'écoute tout au long de l'élaboration de ce mémoire. Votre compétence, votre encadrement, votre aide et le temps incommensurable que vous avez bien voulu nous consacrer ont toujours suscité notre profond respect. On vous remercie aussi pour votre accueil et vos conseils. Veuillez trouver ici, l'expression de nos gratitude et notre grande estime.

Nos profondes gratitude et chaleureux remerciements s'orientent vers Madame DAGHDICHE Samira Chef département HSE au sein de NAFTAL pour ses judicieux conseils et son support permanent, ainsi que tout le personnel du centre vrac 165 de Sidi Arcine qui ont su nous orienter par leurs conseils tout au long de ce travail.

Nos remerciements s'adressent aux membres du jury ; Mr CHERGUI Abdelmalek professeur à l'ENP qui a bien voulu présider ce jury, Mr BOUBAKEUR Mohamed et Mr TOUAHER Bachir d'avoir bien voulu examiner ce travail modeste. Vous nous faites un grand honneur en acceptant de juger ce travail.

On doit un remerciement à tous les enseignants de la filière QHSE-GRI qui nous ont fourni les outils nécessaires à la réussite de nos études universitaires. Leurs qualités scientifiques et pédagogiques sont pour nous un modèle. Leur gentillesse, et leur disponibilité permanente ont toujours suscité notre admiration.

Une pensée particulière est adressée aux étudiants que nous avons côtoyés quotidiennement durant nos années d'étude au département qui nous ont apporté leur support moral et intellectuel tout au long de notre mémoire.

Enfin, on tient à remercier chaleureusement, tous nos proches, amis et tous ceux qui, de près ou de loin, nous ont toujours soutenus et encouragés au cours de la réalisation de ce mémoire, pour leur confiance, leur support inestimable et leurs sollicitudes pour accomplir ce travail.

À toutes ces personnes, nous présentons nos remerciements, notre respect et notre gratitude.

Dédicaces

Je dédie ce travail à :

Mes parents,

Ma grand-mère,

Mes frères et sœurs,

Et à tous ceux que je garde dans mon cœur.

Meziane MAMERI

Je dédie ce travail,

À ma grande mère, ta prière et ta bénédiction m'ont été d'un grand secours pour mener à bien mes études. Je te dédie ce travail en témoignage de mon profond amour. Puisse Dieu, le tout puissant, te préserver et t'accorder santé, longue vie et bonheur.

À ma très chère mère, tu représentes pour moi le symbole de la bonté par excellence, la source de tendresse et l'exemple du dévouement qui n'a pas cessé de m'encourager. Aucune dédicace ne saurait être assez éloquente pour exprimer ce que tu mérites pour tous les sacrifices que tu n'as cessé de me donner depuis ma naissance

À mon père, l'éternel ami, m'ayant transmis l'intransigeance dans le travail et l'autonomie, tu es pour moi la source d'inspiration et de soutien. Aucune dédicace ne saurait exprimer l'amour, l'estime, le dévouement et le respect que j'ai toujours eu pour toi

Rien au monde ne vaut les efforts fournis jour et nuit pour mon éducation et mon bien être. Ce travail est le fruit de vos sacrifices, mes chers parents, que vous avez consentis pour mon éducation et ma formation.

À mon très cher frère Lamine et ma très chère sœur Yasmine, les mots ne suffisent guère pour exprimer l'attachement, l'amour et l'affection que je porte pour vous. Je vous souhaite un avenir plein de joie, de bonheur, de réussite et de sérénité.

À mes cousin(e)s, Hamza, Bilal, Raouf, Houria, je ne peux trouver les mots justes et sincères pour vous exprimer mon affection et mes pensées, vous êtes pour moi plus que des cousins sur qui je peux compter.

À mon petit cousin, mon enfant, Abd El Mouhaimen pour ses belles surprises sucrées.

À tous les membres de ma famille, petits et grands. Veuillez trouver dans ce modeste travail l'expression de mon affection.

À mon binôme Meziane pour son dévouement, sa minutie, sa constance dans le travail et son stress positif. Je lui témoigne ici ma profonde gratitude pour m'avoir supporté, épaulé, aidé et permis de vivre des moments inoubliables tout au long de mon parcours.

À mes chères ami(e)s Wafa, Souhila, Yazid, Mehdi, Aymen, Ilhem, Idir, Islem, Sofiane, Hichem, Lamine, Youcef, Nassim, Walid, Chahine, Oussama, Hanane, Lyes, Yasmine, Salim, Meriem, Marwen, Fella. En témoignage de l'amitié qui nous uni et des souvenirs de tous les moments que nous avons passé ensemble.

Aux camarades du CAP qui ont fait que ces trois années à l'ENP soient riches en découvertes, en partage et en émotions.

Aux membres de l'Association Piété et Bienfaisance, ma deuxième famille, qui m'ont donné la force de continuer...

Milles mercis à vous tous

Djalal

ملخص:

يمكن أن تكون إدارة المخاطر مصدرا للربح وقدرة تنافسية للشركات، والغرض منها هو التحكم في المخاطر غير المقبولة لحماية الحياة البشرية، وحماية الممتلكات والأعمال البيئية وضمان استدامتهم. يتكون هذا التقرير من جزئين رئيسيين: أولاً، وضع تذكير نظري للسياق العام للمشكلة المتعلقة بفهم نهج إدارة المخاطر، بما في ذلك الدراسة التي تصف المخزون الحالي في مركز غاز البترول المسال 165. ثانياً، تطبيق أساليب وتقنيات ستسمح بتحليل وتقييم المخاطر في مركز غاز البترول المسال 165 و في وقت لاحق التحكم فيهم بتنفيذ الوسائل والتدابير كأسلوب من جهة، و تنظيم من جهة أخرى.

كلمات مفتاحية : انفجار أبخرة السوائل المضغوطة، مركز غاز البترول المسال 165، HAZOP، تحليل طبقات الحماية، MADS، السيطرة على المخاطر.

Abstract :

The objective of this work is to control the major risks at the Centre Vrac 165 because it is an end in the industrial risk management process that can be a source of profit and competitiveness to companies in order to preserve human life, protect property and the environment of these companies and insure their sustainability

This report consists of two main parts, this is a first, to develop a theoretical reminder of the general context of the problem related to an understanding of the risk management approach, including the study of the existing which describe the current situation at the Centre Vrac 165 of NAFTAL.

In a second, the application of methods and techniques will allow to analyze and assess risks at the CV 165 and later the master by the implementation of means and measures as a technique that organizational.

Keywords : BLEVE, Centre Vrac 165, HAZOP, LOPA, MADS, Risk control.

Résumé :

Ce travail a comme objectif la maîtrise des risques majeurs au niveau du Centre Vrac165 de stockage GPL, cette maîtrise représente la finalité du processus de gestion des risques industriels qui permettra aux entreprises de préserver la vie humaine, de protéger les biens et l'environnement tout en assurant leurs pérennités car cette gestion peut être une source de profit et de compétitivité.

Le présent mémoire est composé en deux grandes parties, il s'agit dans un premier lieu, de dresser un rappel théorique du contexte général de la problématique liée à la compréhension de la démarche de gestion des risques, y compris l'étude de l'existant qui décrit l'état des lieux au niveau du Centre Vrac 165 de NAFTAL.

Dans un deuxième lieu, l'application des méthodes et des techniques vont permettre d'analyser et d'évaluer les risques présents sur le CV 165 et par la suite les maîtriser par la mise en place de moyens et de mesures tant que technique qu'organisationnel.

Mots clés : BLEVE, Centre Vrac 165, HAZOP, LOPA, MADS, Maîtrise des risques.

Table des matières

<i>Remerciements</i>	2
Dédicaces	3
Table des matières	6
Liste des figures	9
Liste des tableaux	12
Nomenclature	14
Introduction Générale.....	16
Problématique.....	19
Chapitre I : Etat de l’art.....	20
Introduction	21
I.1 Notions et concepts de base.....	21
I.1.1 Notions de risque et de danger.....	21
I.1.2 Classification des risques industriels	22
I.1.3 Concepts de sécurité	23
I.1.4 Enjeu de la gestion des risques	25
I.1.5 Processus de gestion des risques	26
I.1.6 Analogie entre la gestion des risques et la sécurité	31
I.2 Outils d’analyse des risques	31
I.2.1 Classification des méthodes et outils d’analyse des risques.....	32
I.2.2 Méthode d’Analyse de Dysfonctionnement des Systèmes (MADS).....	35
I.2.3 La méthode HAZOP	39
I.2.4 Layer Of Protection Analysis (LOPA)	43
I.2.5 Parallèle entre la méthode HAZOP et la méthode LOPA	50
Conclusion	50
Chapitre II : Etude de l’existant – Centre Vrac 165	51
Introduction	52
II.1 Présentation de l’entreprise.....	52
II.1.1 Historique	52
II.1.2 Présentation de l’entreprise NAFTAL	52
II.1.3 Présentation de la branche G P L	53
II.1.4 Présentation du district GPL Alger	53
II.1.5 Présentation du centre vrac 165 :	54

II.2 Principales activités du CV165	56
II.3 Etude technique du CV165	57
II.4 Equipements principaux (Principales caractéristiques)	61
II.5 Sécurité des équipements	62
II.6 GPL, origine et propriété	64
II.6.1 Origine du GPL	64
II.6.2 Propriétés des GPL.....	64
II.6.3 Caractéristiques commerciales du butane et du propane.....	66
II.7 Cadre réglementaire, normatif et retour d'expérience associé au CV165	66
II.7.1 Cadre réglementaire et normatif.....	66
II.7.2 Conformité du centre VRAC 165 aux prescriptions réglementaires et normatives	68
Le tableau II-2 résume la conformité du CV165 aux prescriptions réglementaires et	
normatives nationale et européennes.	68
II.7.3 Retour d'expérience lié au stockage des GPL.....	69
Conclusion	72
Chapitre III : Application des méthodes d'analyse des risques.....	74
Introduction	75
III.1 Méthode d'Analyse des Dysfonctionnements des Systèmes (MADS).....	75
III.1.1 Décomposition des installations	75
III.1.2 Identification des systèmes sources de danger.....	76
III.1.3 Identification des scénarios d'accidents plausibles.....	78
III.2 Analyses des risques par la méthode HAZOP	80
III.2.1 Découpage.....	81
III.2.2 HAZOP	84
III.2.3 Interprétation des résultats de l'étude HAZOP	94
Conclusion	95
Chapitre IV : Modélisation des effets d'un BLEVE	96
Introduction	97
IV.1 Rappel théorique.....	97
IV.1.1 Description du BLEVE (Vaporisation explosive d'un liquide porté à ébullition)	97
IV.2 Modélisation mathématique	101
IV.2.1 Effets thermiques	101
IV.2.2 Effets de surpression.....	109
IV.3 Simulation et modélisation à l'aide du logiciel PHAST	112

IV.3.1 Résultats de la simulation et de la modélisation à l'aide du logiciel PHAST	113
IV.4 Interprétation et comparaison des résultats	118
Conclusion	118
Chapitre V : Evaluation des risques	119
Introduction	120
V.1 LOPA	120
V.1.1 Elaboration des scénarios d'accidents	121
V.1.2 Mise en œuvre des Tableaux LOPA	123
Conclusion	134
Chapitre VI : Maîtrise des risques par la mise en œuvre d'un système de sécurité d'incendie	135
Introduction	136
VI.1 Mise en place du système de sécurité d'incendie (SSI)	136
VI.1.1 Choix du détecteur d'incendie	137
VI.1.2 Choix du détecteur de flamme	137
VI.1.3 Principe de fonctionnement du détecteur Multi-IR	139
VI.1.4 Emplacement, implantation et orientation des détecteurs Multi-IR	139
VI.1.5 Intégration des détecteurs de gaz XAG des sphères B/P au SSI	141
VI.1.6 Exigence fonctionnelle et Architecture des différents SSI	142
VI.1.7 Évaluation de la probabilité moyenne de défaillance des SIS :	145
VI.1.8 Comparaison entre SIL requis et SIL réel	149
VI.1.9 Réévaluation du scénario 1604	150
VI.2 Etude technico-économique	152
VI.2.1 Définir la mesure envisagée	152
VI.2.2 Estimation du coût de la mesure de sécurité	152
VI.2.3 Evaluation des avantages des mesures retenues	154
VI.2.4 Analyse des résultats	155
Conclusion	155
Conclusion Générale	156
Références Bibliographiques	159
Annexes	161

Liste des figures

Figure I-1 : La courbe de Farmer	22
Figure I-2 : Lien entre le danger et le risque	22
Figure I-3 : Constitution d'un SIS	25
Figure I-4 : Processus de gestion des risques	26
Figure I-5 : Processus de maîtrise des risques	29
Figure I-6 : Analyse coût-bénéfice	29
Figure I-7 : Prévention et protection-maitrise des risques	30
Figure I-8 : Analogie entre la gestion des risques et la sécurité	31
Figure I-9 : Approche d'analyse des risques	32
Figure I-10 : Typologie des méthodes d'analyse du risque	33
Figure I-11 : Typologie des types de méthode d'analyse	33
Figure I-12 : Processus de danger	35
Figure I-13 : Association des événements selon le modèle MADS	38
Figure I-14 : Exemple d'un processus de danger selon le modèle MADS	38
Figure I-15 : Exemple d'un scénario d'accident selon le modèle MADS	39
Figure I-16 : Déroulement de la méthode HAZOP	41
Figure I-17 : Exemple de découpage de la méthode HAZOP selon le principe 1	42
Figure I-18 : Exemple de découpage de la méthode HAZOP selon le principe 3	42
Figure I-19 : Exemple de découpage de la méthode HAZOP selon le principe 4	42
Figure I-20 : Différentes couches de protection suivant LOPA	44
Figure I-21 : Processus de sélection d'une IPL	45
Figure I-22 : Les principales étapes de la méthode LOPA	46
Figure I-23 : Liens entre l'HAZOP et la LOPA	50
Figure II-1 : Organigramme du district d'Alger	53
Figure II-2 : Situation géographique des centres VRAC et enfûteur	54
Figure II-3 : Organigramme de centre VRAC 165	55
Figure II-4 : Prise de vue aérienne du CV 165 Sidi Arcine	56
Figure II-5 : Schéma PID du process butane	59
Figure II-6 : Schéma PID du process propane	60
Figure III-1 : Décomposition des installations étudiée en systèmes	76
Figure III-2 : Décomposition des différents systèmes en sous-systèmes	76
Figure III-3 : Les phénomènes dangereux causant le BLEVE	80
Figure III-4 : Schéma PID butane du CV 165	82
Figure III-5 : Schéma PID propane du CV 165	83
Figure III-6 : Les niveaux d'acceptabilité	94
Figure III-7 : Les pourcentages des niveaux d'acceptabilité	94
Figure III-8 : Les proportions de la dérive inacceptable	95
Figure IV-1 : Température limite de surchauffe en fonction de la pression	98
Figure IV-2 : Réservoir rempli d'un gaz liquéfié avec un ciel gazeux sous pression	99
Figure IV-3 : Différents ondes de pression	99
Figure IV-4 : Mécanisme de surchauffe d'une sphère de stockage	100

Figure IV-5: Conséquences de la combustion du mélange gaz/air avec rayonnement intense	100
Figure IV-6 : Evolution de la distance des effets thermiques en fonction du taux de remplissage (sphère de butane)	106
Figure IV-7 : Courbe de variation du rayon de la boule de feu	106
Figure IV-8 : Courbe de variation de la durée de vie de la boule de feu	107
Figure IV-9 : Evolution de la distance des effets thermiques en fonction du taux de remplissage (sphère de propane)	108
Figure IV-10 : Courbe de variation du rayon de la boule de feu	108
Figure IV-11 : Courbe de variation de la durée de vie de la boule de feu	109
Figure IV-12 : Abaque TMS-1300	110
Figure IV-13 : Evolution de la distance des effets de surpression en fonction du taux de remplissage (Sphère de butane)	111
Figure IV-14 : Evolution de la distance des effets de surpression en fonction du taux de remplissage (sphère de propane)	112
Figure IV-15 : Distances des effets de surpression d'un BLEVE sur la sphère SB5 – PHAST	114
Figure IV-16 : Rayons des différents niveaux de surpression sur la sphère SB5	114
Figure IV-17 : Distances des effets thermiques d'un BLEVE sur la sphère SB5 - PHAST	115
Figure IV-18 : Rayons des différents seuils des effets thermiques sur la sphère SB5	115
Figure IV-19 : Distances des effets de surpression d'un BLEVE sur la sphère SP - PHAST	116
Figure IV-20 : Rayons des différents niveaux de surpression sur la sphère SP2	116
Figure IV-21 : Distances des effets thermiques d'un BLEVE sur la sphère SP2 - PHAST	117
Figure IV-22 : Rayons des différents seuils des effets thermiques sur la sphère SP2	117
Figure IV-23 : Rayons des différents seuils des effets thermiques sur la sphère SP2	117
Figure V-1 : Combinaisons des événement menant à un BLEVE	120
Figure V-2 : Scénario N° 1601 sur SB5	121
Figure V-3 : Scénario N° 1602 sur tuyauterie GPL (chargement)	121
Figure V-4 : Scénario N° 1603 sur tuyauterie GPL (chargement)	122
Figure V-5 : Scénario N° 1604 sur SB5	122
Figure V-6 : Scénario N° 1605 sur SB5	122
Figure V-7 : Scénario N° 1606 sur SB5	122
Figure VI-1 : La composition d'un système de sécurité d'incendie SSI	136
Figure VI-2 : Le principe des capteurs pyroélectrique	139
Figure VI-3 : La portée des détecteurs Multi-IR	140
Figure VI-4 : la localisation des détecteurs Multi-IR	141
Figure VI-5 : Intégration d'un détecteur de gaz au SSI	142
Figure VI-6 : La composition des SIS	142
Figure VI-7 : Le traitement logique de l'APS	144
Figure VI-8 : L'architecture des six (6) SIS	144
Figure VI-9 : Arbre de défaillance du SIS N°01	147
Figure VI-10 : Arbre de défaillance du SIS N°02	147
Figure VI-11 : Arbre de défaillance du SIS N°03	148
Figure VI-12 : Arbre de défaillance du SIS N°04	148

Figure VI-13 : Arbre de défaillance du SIS N°05	148
Figure VI-14 : Arbre de défaillance du SIS N°06	149
Figure VI-15 : Réduction du niveau du risque par le SSI	150
Figure VI-16 : Schéma du scénario N° 04 avec intégration de la nouvelle barrière	150
Figure VI-17 : Les niveaux de personnes épargnées	154
Figure VI-18 : Les différents seuils de notre SSI	154
Figure VI-19 : Justification de la mise en œuvre du SSI	155

Liste des tableaux

Tableau I-1 : Outils d'identification des dangers et des risques _____	34
Tableau I-2 : Tableau récapitulatif d'outils dédiés à l'identification des dangers et des risques _____	37
Tableau I-3 : Exemple d'interprétation des mots-clés _____	40
Tableau I-4 : Exemple de tableau HAZOP _____	42
Tableau I-5 : Différentes couches dans les différentes catégories selon LOPA _____	45
Tableau I-6 : Probabilité de défaillance à la sollicitation des IPL _____	48
Tableau I-7 : formules de calcul pour la fréquence d'occurrence résiduelle _____	49
Tableau II-1 : Résumé général des caractéristiques des GPL commerciaux _____	66
Tableau II-2 : Synthèse de l'étude de conformité réglementaire et normative du CV 165 _____	68
Tableau II-3 : Accidentologie lies aux stockages de GPL-ARIA _____	70
Tableau II-4 : Accidentologie lies aux accidents de stockage de GPL en Algérie - ARIA _____	71
Tableau III-1 : Les sources de danger pour les différents sous-systèmes _____	77
Tableau III-2 : Les conséquences des dérives _____	83
Tableau IV-1 : Tableau comparatif entre les deux types du BLEVE _____	101
Tableau IV-2 : Définition des seuils des effets sur l'homme et leurs doses _____	102
Tableau IV-3 : Définition des seuils des effets sur les structures et leurs doses _____	102
Tableau IV-4 : Paramètres d'entrée du modèle TRC Shield _____	103
Tableau IV-5 : Les pressions d'éclatement _____	104
Tableau IV-6 : Les formules de calcul des distances d'isolement _____	104
Tableau IV-7 : Les caractéristiques par défaut du modèle TRCShield _____	104
Tableau IV-8 : Les caractéristiques techniques de la sphère de butane _____	105
Tableau IV-9 : Les caractéristiques thermodynamiques du butane _____	105
Tableau IV-10 : Résultats de engendré par l'explosion d'une sphère de butane _____	106
Tableau IV-11 : Les caractéristiques de la sphère de propane _____	107
Tableau IV-12 : Les caractéristiques thermodynamiques du propane _____	107
Tableau IV-13 : Résultats des calculs engendrés par l'explosion d'une sphère de propane _____	108
Tableau IV-14 : Les distances réduite selon le coefficients de surpression _____	111
Tableau IV-15 : résultats de la modélisations des effets de surpression engendrés par un BLEVE d'une sphère de butane _____	111
Tableau IV-16 : Résultats de la modélisation des effets de surpression engendrés par un BLEVE d'une sphère de propane _____	112
Tableau IV-17 : Rayons des différents niveaux de surpression sur la sphère SB5 _____	114
Tableau IV-18 : Rayons des différents seuils des effets thermiques sur la sphère SB5 _____	115
Tableau IV-19 : Rayons des différents niveaux de surpression sur la sphère SP2 _____	116
Tableau V-1 : Grille de criticité adoptée par CV 165 NAFTAL _____	123
Tableau V-2 : Les fréquences cibles des scénarios _____	123
Tableau V-3 : Les fréquences des événements initiateurs _____	124
Tableau V-4 : Probabilités d'inflammation immédiate _____	125
Tableau V-5 : Probabilités d'inflammation d'un d'UVCE _____	125
Tableau V-6 : Les différents IPL du CV 165 _____	126
Tableau VI-1 : Les avantages et limites des différents types de détecteur IR _____	138

Tableau VI-2 : Les signaux de sorties des détecteurs _____	143
Tableau VI-3 : Le traitement logique de l'automate _____	143
Tableau VI-4 : Les architectures des bloc des SIS _____	145
Tableau VI-5 : Les taux de défaillance des composants d'un SIS _____	146
Tableau VI-6 : Les PFDavg des composants de chaque SIS _____	147
Tableau VI-7 : Les PFDavg des six (6) SIS _____	149
Tableau VI-8 : Proposition d'échelle qualitative de coûts _____	153
Tableau VI-9 : Nombre de personnes épargnées par notre SSI _____	154



Nomenclature

Notations Latines

d_c	Diamètre maximal de la boule de feu (m)
F	Le facteur de rendement d'énergie de fragmentation
M	Masse d'hydrocarbure contenue dans la boule de feu (kg)
M_{TNT}	Masse de TNT (kg)
P_0	Pression atmosphérique (Pa)
P_1	Pression de rupture du réservoir (Pa)
ΔP	Surpression (mbar)
Q_{TNT}	Chaleur de combustion du TNT (J/Kg)
Q_b	Débits de rejet du butane (Kg/s)
Q_p	Débits de rejet du propane (Kg/s)
R	Rayon de la zone d'effet (m)
t_c	Durée de vie de la boule de feu (s)
V	Volume de la phase gazeuse (m^3)
y	Rapport des chaleurs spécifiques des gaz (Butane 1,12 et Propane 1,13)

Notations Grecques

ρ	Masse volumique du GPL (kg/m^3)
λ	Distance réduite ($m/Kg^{1/3}$)
ξ	Taux d'élongation du matériau (($\xi = 0,06$ pour les aciers spéciaux et $0,38$ pour les aciers au carbone)

Abréviations

ALARP	<i>As Low As Reasonably Practicable</i>
AMDEC	Analyse des Modes de Défaillance, de leurs Effets et de leurs Criticité
APR	Analyse Préliminaire des Risques
APS	Automate Programmable de Sécurité
ATEX	ATmosphère EXplosif
BLEVE	Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion
BPCS	Basic Process Control Safety
CEA	Commissariat à l'Energie Atomique
CEI	Commission Electrotechnique Internationale
CV	Centre Vrac
DPSH	Contacteur de pression différentielle élevée (Differential Pressure Switch High)
DPSL	Contacteur de pression différentielle basse (Differential Pressure Switch Lower)
E/E/EP	Electrique, Electronique et Electronique Programmable
EI	Evénement Initial
EIE	Evénement Initiateur Externe
EII	Evénement Initiateur Interne
EP	Evénement Principaux
ERDP	Entreprise du Raffinage et de la Distribution des produits Pétroliers en Algérie
GPL	Gaz Pétrole Liquéfié

HAZOP	HAZard and OPerability
HSE	Hygiène Sécurité Environnement
ICI	Imperial Chemical Industries
INERIS	Institut National ...
IPL	Barrières de sécurité indépendantes (Indépendant Protection Layer)
ISO	International Standard Organization
LOPA	Layer Of Protection Analysis
MADS	Méthode d'Analyse des Dysfonctionnement des Systèmes
MARS	Major Accident Reporting System
NAFTAL	NAFTALgérie
OHSAS	Occupatioanal Health en Safety Assessment Series
PFDavg	Probabilité de défaillance à la demande (Probability of Failure on Demand)
PFH	Probabilité de défaillance par heure (Probability of Failure per Hour)
PGC/BGC	Propane/Butane Gaz Collecteur
PGE	Plan de Gestion Environnementale
PHAST	Process Hazard Analysis Software Tool
PID	Piping and Instrumentation Diagram
PLC/BLC	Propane/Butane Liquid Collecteur
POI	Plan d'Intervention Interne
PPI	Plan Particulier d'Intervention
PSH	Contacteur de pression de refoulement élevée (Pressure Switch High)
PSL	Contacteur de pression basse (Pressure Switch Lower)
REX	Retour d'EXpérience
RRF	Facteur de réduction du risque (Risk Reduction Factor)
SB/SP	Sphère Butane/Propane
SGS	Système de Gestion de la Sécurité
SIF	Fonctions instrumentées de sécurité (Safety Instrumented Function)
SIL	Niveau d'intégrité de sécurité (Safety Integrity Level)
SSDI	Sous Système de Détection Automatique d'Incendie
SIS	Systèmes Instrumentés de Sécurité
SSI	Système de Sécurité Incendie
SSMSI	Sous Système de Mise en Sécurité Incendie
TLS	Limite supérieur de température (Tmperature Limit Superior)
TRC	Thornton Research Centre
TNO	Organisation Néerlandaise pour la Recherche Appliquée
TNT	Tri-Nitrite de Toluène
UIC	Union des Industries Chimiques
UND	Unité NAFTAL de Distribution
UVCE	Unconfined Vapour Cloud Explosion
VBM	Vanne à Bille Motorisé
VS	Vanne Sécurité
VT	Vanne Transvasement
XAG	Détecteur de gaz

Introduction Générale

Introduction générale

Flixborough, Seveso, Bhopal, Schweizerhalle: derrière ces noms et d'autres, autant de catastrophes industrielles qui ont conduit à dégager la notion d'accident majeur et à rechercher les moyens de prévenir ces accidents ou d'en limiter les conséquences s'ils devaient tout de même se produire car ces derniers engendrent des dégâts dévastateurs sur les biens, les personnes ou l'environnement.

Pour faire face à cela, les entreprises mettent en place une démarche de gestion des risques qui consiste à analyser, évaluer, prévenir et réduire les risques d'une installation, autant que technologiquement réalisable et économiquement acceptable, que leurs causes soient intrinsèques aux produits utilisés, liées aux procédés mis en œuvre ou dues à la proximité d'autres risques d'origine interne ou externe à l'installation.

La gestion des risques se base sur un ensemble d'outils et de techniques qui permettent d'estimer et d'évaluer la criticité des risques, ceci nécessite au préalable la mise en œuvre de scénarios de danger. Ces derniers exigent une bonne compréhension de l'existant pour leurs élaborations par des visites, consultations et entretiens avec divers départements de l'entreprise afin de reproduire le plus fidèlement la situation réelle et de mettre en avant le caractère éminemment interdisciplinaire qui nuance cette démarche.

La finalité de la gestion des risques est la maîtrise des risques inacceptables par la mise en place de moyens et de mesures tant que technique qu'organisationnel afin de réduire leurs criticités à un niveau plus faible jugé raisonnable à atteindre.

Dans ce document, la problématique qui traite de la maîtrise des risques majeurs va être appliquée au Centre Vrac 165 de NAFTA car le stockage et l'utilisation d'une quantité toujours croissante de produits dangereux entraînent inéluctablement des risques d'accident majeur. Même si la conception et l'édification de l'installation ont été menées selon les standards internationaux requis et en conformité avec la législation et la réglementation en vigueur, ils restent néanmoins soumis à des aléas car le fonctionnement de toute installation industrielle comporte toujours des éléments de risque d'exploitation, et pour nous le rappeler, s'il en était besoin, que le risque zéro n'existe pas.

Le présent mémoire comporte six chapitres qui étayeront chacun à son tour le travail réalisé pour la résolution de la problématique au niveau du CV165.

Le travail effectué est composé en deux grandes parties, il s'agit dans un premier lieu de dresser un rappel théorique du contexte général lié à la problématique y compris l'étude de l'existant qui décrit l'état des lieux au niveau du CV165, puis dans un deuxième lieu, d'appliquer les méthodes et techniques qui vont permettre la résolution de la problématique.

Le déroulement de ce rapport s'organise, logiquement de la manière suivante :

Le Chapitre I : est consacré à la revue de la littérature des notions fondamentales liées à la compréhension de la démarche de gestion des risques ainsi que les outils et méthodes utilisés pour cet effet ;

Le Chapitre II : est réservé à la présentation du CV165, de ces différentes installations et activités ;

Le Chapitre III : est destiné à l'application des méthodes d'analyse des risques sur des systèmes bien choisis afin de ressortir d'une part les à risques et d'autre part les phénomènes les plus dangereux et d'autre part les plus catastrophiques à maîtriser;

Le Chapitre IV : est dédié à la modélisation mathématique et à la simulation par logiciel des effets du phénomène BLEVE afin de calculer les distances atteintes par les seuils des effets et ainsi pouvoir estimé le niveau de gravité;

Le Chapitre V : est consacré à l'évaluation des risques par l'emploi de la méthode LOPA après avoir élaboré les scénarios de danger par l'utilisation des résultats obtenus au chapitre III ;

Le Chapitre VI : est dédié en premier lieu à la maîtrise des risques par la proposition et l'élaboration d'un Système de Sécurité d'Incendie qui va permettre de réduire le risque d'éclatement total des sphères dû à un incendie externe et en deuxième lieu à l'étude technico-économique de la mesure proposé afin de justifier sa mise en place et ceci en comparant entre l'estimation de son coût avec ses avantages.

Problématique

Les établissements industriels déploient beaucoup d'efforts pour éviter des accidents, mais malgré cela, de nombreux accidents industriels se produisent dans le monde (SEVESO en Italie (1976), AZF à Toulouse (2001),...) causant plusieurs victimes et dégâts sur les biens et l'environnement. L'ampleur et la fréquence de ces accidents ont suscité des efforts supplémentaires des industriels afin de mieux maîtriser les risques.

De ce fait, une nouvelle contrainte réglementaire s'applique désormais aux industriels qui sont soumis à la réglementation des ICPE. Ces derniers doivent en effet, justifier la performance des actions et moyens mis en œuvre pour maîtriser les risques majeurs.

Pour respecter cette réglementation, les industriels peuvent appliquer certaines normes de sécurité, en particulier pour justifier la gestion et la maîtrise des systèmes dédiés à la sécurité.

Le Centre Vrac 165 de NAFTAL dispose d'un certain nombre d'installations complexes pouvant engendrer des accidents majeurs ayant des conséquences sur divers cibles humaines, matérielles et environnementales. C'est pour cela que le CV165 est soumis à une autorisation d'exploitation ministérielle selon le décret exécutif n°06-198 définissant la réglementation applicable aux installations et établissements classés pour la protection de l'environnement et cela d'après les rubriques N° 1512 et 1534.

En effet, le CV165 est un site à risque majeur à cause de sa capacité de stockage et de la nature de ses produits stockés (Butane, propane et Ethyle-Mercaptan) qui sont très inflammables et très explosives.

L'étude de l'accidentologie liée à l'activité de stockage du GPL dans le monde et en Algérie nous a permis de tirer plusieurs enseignements, parmi les plus importants, nous pouvons retenir l'influence de la température et du mode de sollicitation (vitesse d'augmentation de la pression) sur le seuil de rupture d'une enceinte qui, une fois survenu, peut provoquer un dégagement de flux thermique et de surpression allant jusqu'à des centaines de mètres du lieu de rupture.

Vu le caractère majeur des accidents qui peuvent découler du CV 165 et en tenant compte de l'environnement du site, nous sommes dans l'obligation **de vérifier l'efficacité de ses moyens de sécurité afin de les mettre à jour avec les nouvelles techniques de prévention, protection et d'intervention pour mieux gérer les situations de risque majeur et d'assurer en même temps une sûreté de fonctionnement optimale.**

Chapitre I : Etat de l'art

Introduction

Actuellement les industries sont confrontées à des risques qui menacent leur pérennité et remettent en cause leurs objectifs. Devant ce défi, ils doivent défendre leur existence en instaurant une stratégie de gestion des risques et en mettant en place des méthodes d'analyse et d'évaluation de ces risques et ce pour se conformer à la réglementation et procéder à des investissements appropriés tout en assurant la protection de l'exploitant et des populations, garantir la préservation de l'environnement et fiabiliser leurs installations pour un fonctionnement en toute sécurité.

De ce fait, le premier chapitre de notre mémoire sera consacré d'abord à la définition des concepts de base relatifs aux notions de « RISQUE » et de « DANGER » et ainsi ôter toute ambiguïté entre ces deux dernières. Ensuite nous développerons le processus et la méthodologie de gestion des risques ayant pour objectif leurs maîtrises et enfin nous allons expliciter quelques méthodes et outils, leurs classifications et leurs mises en œuvre individuelle ou conjointe.

I.1 Notions et concepts de base

I.1.1 Notions de risque et de danger

À l'origine de tout accident, il existe un risque, autrement dit un danger potentiel susceptible d'induire une situation plus ou moins grave et préjudiciable à l'environnement humain, biologique ou construit par l'homme.

Au paragraphe précédent, nous avons employé les termes risque et danger, de ce fait, nous avons jugé nécessaire de les présenter afin supprimer toute confusion entre ces deux concepts.

Les définitions du risque à deux dimensions sont assez proches. Selon [Villemeur, 1998], le risque est une mesure d'un danger associant une mesure de l'occurrence d'un événement indésirable et une mesure de ses effets ou ses conséquences. Et selon le référentiel OHSAS 18001 [OHSAS18001, 1999], un risque est la combinaison de la probabilité et de la (des) conséquence(s) de la survenue.

Cependant, des définitions existent et dans lesquelles apparaît une troisième dimension : l'acceptabilité du risque, seuil en dessous duquel on accepte l'existence du danger bien que sa gravité et sa probabilité d'occurrence ne soient pas nulles.

D'où le risque peut être défini comme étant l'éventualité qu'un événement non souhaité se produise, ayant des dommages sur l'être humain, l'écosystème et les biens. Cette éventualité et ces dommages, sont respectivement caractérisés par une fréquence d'occurrence et une gravité des conséquences de cet événement redouté.

Les travaux de Farmer mettent en corrélation ces 2 critères "fréquence" et "gravité" pour caractériser un risque.

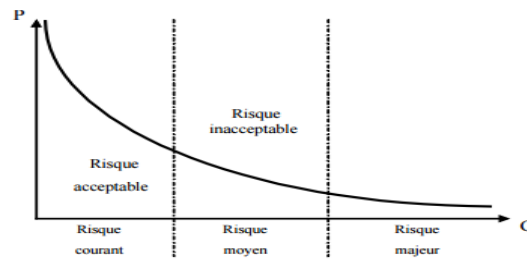


Figure I-1 : La courbe de Farmer

Aussi, le risque résulte de la combinaison d'un danger ou d'une situation dangereuse, difficilement modifiable, et de l'exposition à ce danger qui, elle, peut-être maîtrisable c'est à dire elle implique la combinaison d'un aléa et d'un enjeu :

- **Aléa** : événement, phénomène, danger ou probabilité d'un événement qui peut affecter notre environnement.
- **Enjeu** : personne, bien, équipement, environnement susceptibles de subir les conséquences de l'événement.

Donc, le risque est lié à la prise de décision qui a pour objet de soumettre une cible à un danger. Ce dernier est défini selon le référentiel OHSAS 18001 [OHSAS18001, 1999] comme étant une source ou une situation pouvant nuire par blessure ou atteinte à la santé, dommage à la propriété et à l'environnement du lieu de travail ou une combinaison de ces éléments.

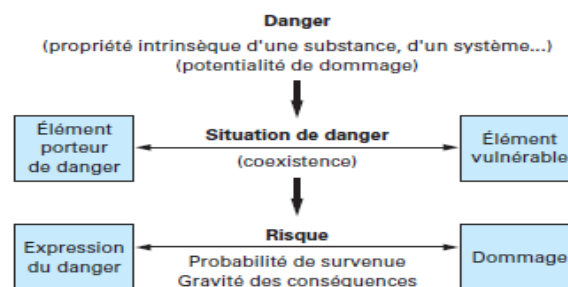


Figure I-2 : Lien entre le danger et le risque

I.1.2 Classification des risques industriels

Dans la littérature, on trouve plusieurs classifications des risques. Une des classifications les plus répandues est de classer les risques en deux catégories ; les risques naturels et les risques liés à l'activité humaine.

Généralement, lorsqu'un risque découle d'un phénomène naturel, on parle volontiers de catastrophes naturelles, mais lorsqu'il peut être provoqué par les hommes, alors on parle de risque technologique.

L'étude de notre cas est de se familiariser avec les risques technologiques, c'est-à-dire ceux émanant de l'activité humaine et plus précisément de l'activité industrielle.

Ainsi, le risque industriel se caractérise par un accident se produisant sur un site industriel et pouvant entraîner des conséquences graves pour le personnel, les populations, les biens, l'environnement ou le milieu naturel.

Selon la gravité et l'ampleur des accidents causés, deux grandes catégories de risques industriels ressortent :

1.1.2.1 Risque professionnel

Nous entendons par risques professionnels tous les risques à l'origine d'accidents de travail ou causant des maladies professionnelles ou à caractère professionnel, ils sont généralement classés en catégories qui sont reliées directement aux tâches connues, au contact avec certains produits dangereux et aux ambiances de travail,

Cette catégorie de risques fait l'objet d'intérêt de la part des différents acteurs du domaine de la santé et de la sécurité (médecins du travail, psychologues, ingénieurs, etc.), et fait appel à de nombreuses disciplines (ergonomie, toxicologie, etc.). Il reste que ces risques gravitent autour d'un facteur très difficile à cerner qui est le comportement humain, qui à lui seul peut faire l'objet d'études approfondies. C'est pour cela que nous nous intéresserons par la suite aux risques majeurs[1].

1.1.2.2 Risque majeur

D'une manière générale, le risque majeur se caractérise par ses nombreuses victimes, un coût important de dégâts matériels, des impacts sur l'environnement [Tanzi and Delmer, 2003]. Le risque majeur est caractérisé par deux critères qui définissent sa fréquence et sa gravité :

- une faible fréquence ;
- une énorme gravité (nombreux morts et blessés).

Remarque : Un risque peut être accepté par un organisme en regard de ses obligations légales et de sa propre politique de santé et de sécurité au travail.

Selon [2], le risque acceptable est un risque accepté dans un contexte donné basé sur des valeurs courantes de notre société.

1.1.3 Concepts de sécurité

1.1.3.1 Notion de sécurité

Elle peut être définie par son contraire comme étant l'absence du risque inacceptable. Ce risque inacceptable est dû aux blessures ou atteintes à la santé des personnes, directement ou indirectement, résultant d'un dommage au matériel ou à l'environnement. Selon [VIL 88], la sécurité est l'aptitude d'une entité à éviter de faire apparaître, dans des conditions données, des événements critiques ou catastrophiques.

1.1.3.2 Sécurité fonctionnelle

Suivant la norme IEC 61508 [IEC61508, 1998], la sécurité fonctionnelle est le sous-ensemble de la sécurité globale qui dépend du bon fonctionnement d'un système ou d'un équipement en réponse à ses entrées.

La sécurité fonctionnelle veille donc à contrôler l'absence de risques inacceptables qui pourraient :

- Engendrer des blessures ;
- Porter atteinte, directement ou indirectement, à la santé des personnes ;
- Dégrader l'environnement ;
- Altérer la propriété.

La sécurité fonctionnelle couvre les produits ou systèmes mettant en œuvre des solutions de protection fondées sur diverses technologies :

- Mécanique, hydraulique, pneumatique, électrique, électronique, électronique programmable, optique, etc.;
- Ou toute combinaison de ces technologies.

1.1.3.3 Systèmes instrumentés de sécurité et terminologies relatives

Lorsque les systèmes automatisés présentent des risques potentiels pour les personnes, l'environnement ou les biens, diverses sécurités sont mises en œuvre. Celles-ci participent soit à la prévention, soit à la protection.

Les systèmes instrumentés de sécurité (SIS) sont souvent utilisés comme moyens de prévention pour réaliser ces fonctions instrumentées de sécurité (SIF). Pour concevoir ces systèmes, deux normes sont utilisées : l'ANSI/ISA S84.01-1996 et l'IEC 61508. Ces deux normes sont fondées sur le principe de l'évaluation de la réduction du risque nécessaire pour atteindre un niveau de risque acceptable.

1.1.3.3.1 Système instrumenté de sécurité (SIS)

D'après la norme CEI 61508, un SIS fait l'objet de la définition suivante: « c'est un système E/E/PE relatif aux applications de sécurité, il comprend tous les éléments du système nécessaires pour remplir la fonction de sécurité».

Les SIS visent à mettre le procédé en état stable qui ne présente pas de risque pour l'environnement et les personnes lorsque le procédé s'engage dans une voie comportant un risque réel (explosion, feu...).

1.1.3.3.2 Constitution d'un SIS

Les SIS sont constitués de différents éléments unitaires reliés entre eux par des moyens de transmissions.

Au minimum, on retrouve en série un capteur, une unité de traitement et un actionneur comme le montre la figure I-3 suivante :

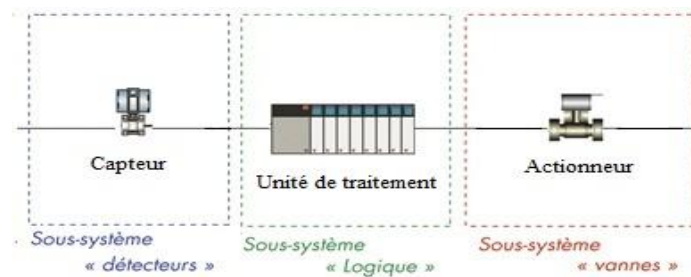


Figure I-3 : Constitution d'un SIS

1.1.3.3 Fonction instrumentée de sécurité (SIF)

La fonction instrumentée de sécurité est définie comme étant la fonction de sécurité avec un SIL spécifique qui est nécessaire pour maintenir la fonction de sécurité.

C'est une fonction réalisée par un système E/E/PE relatif à la sécurité, basé sur une autre technologie, ou par un dispositif externe de réduction de risque, prévue pour assurer ou maintenir un état de sécurité de l'élément commandé par rapport à un événement dangereux spécifique [3].

1.1.3.4 Niveau d'intégrité de sécurité (SIL)

La norme CEI 61508 définit quatre niveaux de sécurité (SIL de 1 à 4) qui correspondent à des classes de facteurs de réduction de risque : de 10 à 100, de 101 à 1000, etc. L'objectif de SIL est affecté à une fonction de sécurité pour définir les objectifs à satisfaire ainsi qu'une limite inférieure aux exigences quantitatives et qualitatives correspondante [4].

Avec :

- SIL 4 attribué au niveau de sécurité le plus « élevé » ;
- SIL 1 attribué au niveau de sécurité le plus « faible ».

1.1.4 Enjeu de la gestion des risques

Le risque zéro n'existe pas. Cette phrase, souvent utilisée suite à un accident ou une catastrophe, traduit une vérité statistique évidente. Néanmoins, l'essentiel n'est pas dans la phrase elle-même mais dans l'attitude qui l'accompagne car il faut maintenir une vigilance quotidienne et se doter d'outils de compréhension et de gestion qui vont permettre de réduire efficacement les risques. C'est ce qui va permettre d'augmenter la disponibilité des ressources corporelles ou incorporelles, et donc leur contribution au compte d'exploitation de l'entreprise. Les enjeux de cette gestion sont les suivants :

- **Compétitivité** : Afin de faire face à la concurrence et de s'accaparer des marchés, l'entreprise doit prendre en compte l'ensemble des coûts ;
- **Pérennité** : C'est par l'identification des risques majeurs dont l'occurrence serait catastrophique pour l'entreprise et la mise en place d'un programme de réduction de

ces risques et de financement de leurs conséquences éventuelles. Pour cela l'entreprise doit s'approprier la notion du diagnostic qui comporte deux volets :

- **Volet interne** : fait la synthèse des forces et faiblesses de l'entreprise ;
 - **Volet externe** : cherche à cerner les opportunités et les menaces issues de l'environnement de l'entreprise.
- Image : Toute entreprise est exposée aux jugements de tous ceux avec qui elle est en relation, c'est pour cela qu'elle doit se faire apprécier et inspirer confiance car tout cela reflète son histoire, ses valeurs, sa dynamique et ses ambitions. Son impact est multiple : crédibilité, réputation, engagement, réussite...
- Source de profit : Traiter le risque n'est pas une fin en soi. Le plus important, c'est trouver l'optimum entre les coûts de traitement et le coût du risque. Le choix d'un programme de gestion des risques se fait donc selon deux critères :
- **Un critère technique** : quels sont les instruments les plus efficaces pour traiter un risque, compte tenu de la nature de ce risque et de sa gravité présumée ?
 - **Un critère financier** : les instruments sélectionnés sont-ils d'un coût raisonnable par rapport à la criticité (fréquence x gravité) du risque ?

Ainsi, la gestion des risques peut être une source de profit et de compétitivité aux entreprises c'est-à-dire qu'elles peuvent développer un avantage concurrentiel par la réduction des coûts dû aux accidents industriels engendrant des pertes financières, humaines et matériels considérables.

I.1.5 Processus de gestion des risques

La gestion des risques peut être définie comme l'ensemble des activités coordonnées en vue de réduire le risque à un niveau jugé tolérable ou acceptable. Cette définition, s'appuie ainsi sur un critère d'acceptabilité du risque.

Elle permet donc de hiérarchiser les risques préalablement identifiés et évalués afin de savoir quels sont ceux qui nécessitent la mise en place de barrières qui consistent en un ensemble de moyens techniques et/ou organisationnels en vue de les maîtriser.

Dans ce qui suit, nous allons aborder les différentes composantes du processus de gestion des risques qui sont résumés sur la figure I-4 :

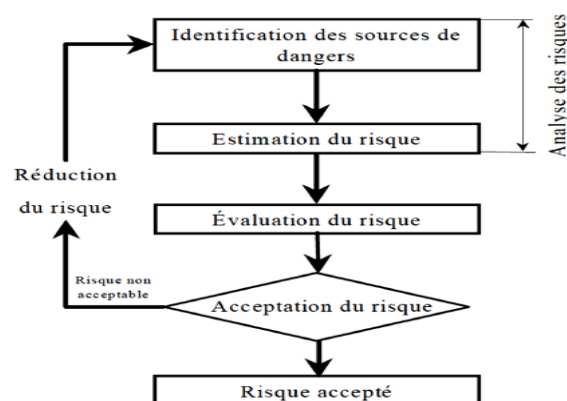


Figure I-4 : Processus de gestion des risques

1.1.5.1 Analyse des risques

L'analyse du risque est définie dans [2] comme « l'utilisation des informations disponibles pour identifier les phénomènes dangereux et estimer le risque ».

C'est un processus de recherche, de reconnaissance et de description des risques qui comprend l'**identification** des sources de risque, des événements, de leurs causes et de leurs conséquences potentielles de façon systématique et permanente en vue de les **estimer**.

Il est notamment question de choisir un ou plusieurs outils pour mener l'analyse des risques et de retenir, si nécessaire, des échelles de cotation des risques et une grille de criticité.

➤ Identification des sources de dangers

L'analyse des risques vise tout d'abord à identifier les sources de dangers et les situations associées qui peuvent conduire à des dommages sur les personnes, l'environnement ou les biens.

Cette étape vise à collecter l'ensemble des informations pertinentes pour mener le travail d'analyse de façon efficace. Outre la description fonctionnelle de l'installation à étudier et de son environnement, il est indispensable d'avoir clairement identifié [5] :

- les dangers associés aux installations ;
- les risques d'agressions externes sur l'installation étudiée ;
- l'analyse des accidents survenus sur des installations similaires.

Elle peut faire appel à des données historiques (retour d'expérience), des analyses théoriques, des avis d'experts et autres personnes compétentes et tenir compte des besoins des parties prenantes.

A la fin des réseaux de cause à effet peuvent être élaboré pour définir les scénarios d'accident les plus plausibles [6].

➤ Estimation des risques

Consécutivement à cette identification, il s'agit d'estimer les risques en vue de les hiérarchiser et de pouvoir comparer ultérieurement ce niveau de risque à un niveau jugé acceptable [5].

L'estimation d'un risque se définit comme un : « Processus utilisé pour affecter des valeurs à la probabilité et aux conséquences d'un risque. L'estimation du risque peut considérer le coût, les avantages, les préoccupations des parties prenantes, et d'autres variables requises selon le cas pour l'évaluation du risque » [7].

Son estimation peut être effectuée de manière qualitative ou quantitative (tout dépend de l'outil de l'analyse) à partir :

- d'un niveau de probabilité que le l'événement non souhaité survienne ;
- d'un niveau de gravité des dommages.

Risque = Probabilité x Gravité

Remarque : le terme « probabilité » peut être remplacé par fréquence qui est le nombre d'événements donnés par unité de temps.

Bien entendu, l'acceptation de ce risque est subordonnée à la définition préalable de critères d'acceptabilité du risque. Ainsi, la finesse dans l'estimation du risque dépend en partie de ces critères

1.1.5.2 Evaluation des risques

L'évaluation du risque désigne une procédure fondée sur l'analyse du risque pour décider si le risque tolérable est atteint [2]. Elle revient à comparer le niveau du risque estimé à un niveau jugé acceptable ou tolérable.

L'évaluation des risques est un processus permettant d'évaluer les risques pour garantir la sécurité. Cependant, il faut faire la différence entre les termes “**analyse des risques**”, où il s'agit simplement de **dépister** les risques, et “**évaluation des risques**”, évaluation qui permet de **classer** les risques selon un degré d'importance. L'évaluation des risques est un examen systématique de tous les aspects du travail[7].

L'évaluation des risques permet donc une meilleure organisation de l'entreprise, ce qui signifie un gain de productivité et une augmentation de la qualité.

Elle sert à établir:

- les possibilités d'élimination de dangers;
- les mesures de prévention ou de protection à mettre en place pour maîtriser les risques.

1.1.5.3 Maitrise des risques

Le traitement des risques est la dernière phase de la gestion des risques à proprement parler. Si l'identification est à juste titre considérée comme déterminante pour la qualité de l'analyse et l'évaluation comme la phase la plus difficile de mise en œuvre, le traitement des risques est vraisemblablement la phase la plus lourde de responsabilité pour les gestionnaires de risques [2].

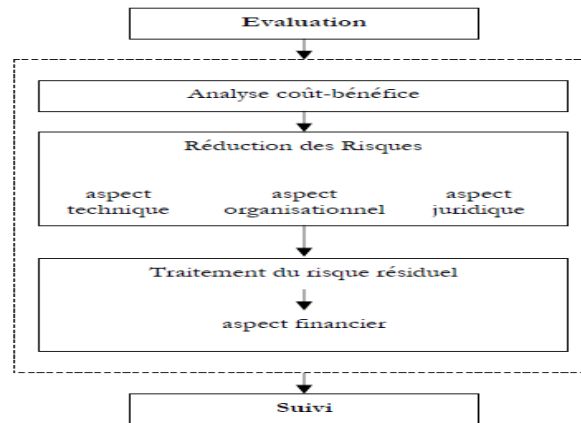


Figure I-5 : Processus de maîtrise des risques

La maîtrise des risques est un processus conduisant à évaluer et choisir l'une des différentes possibilités de réduction ou de transfert des risques. C'est d'une manière générale l'ensemble des actions de mise en œuvre des décisions de management du risque visant à les ramener sous le seuil d'acceptabilité. Elle peut impliquer la surveillance, la réévaluation et la mise en conformité avec les décisions [7].

L'objectif de la maîtrise des risques est de prévenir et de réduire les risques inacceptables par la mise en place de mesures de **prévention** ou de **protection** afin d'atteindre le niveau de sécurité souhaité. Les actions de prévention (sécurité primaire) sont prioritaires par rapport aux actions de protection (sécurité secondaire) ayant objectif de réduire les conséquences d'événements dommageables tandis que les premières ont pour but de limiter la possibilité de récurrence des événements redoutés.

La maîtrise des risques inacceptables nécessite l'engagement de moyens financiers, humains et techniques. Dans la plupart des situations, l'estimation de ces moyens repose sur l'analyse coût-bénéfice.

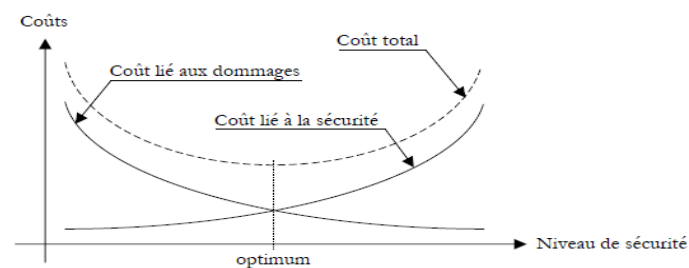


Figure I-6 : Analyse coût-bénéfice

➤ Réduction des risques

C'est l'ensemble des actions entreprises en vue de diminuer la probabilité, les conséquences négatives (ou dommages), associées à un risque, ou les deux [7].

La réduction des risques et de leurs conséquences peut être opérée selon les aspects techniques, organisationnels et juridiques. Pour chacun de ces aspects, il convient d'identifier

l'ensemble des moyens (prévention, protection, formation, consignes, etc.) permettant de ramener les risques à un niveau acceptable et donc supportable.

- *Aspect technique*

L'aspect technique est basé sur les concepts de prévention visant à réduire la probabilité de survenance d'un risque et de protection visant à diminuer la gravité d'un risque, mis en œuvre dans le cadre de plans d'actions [8].

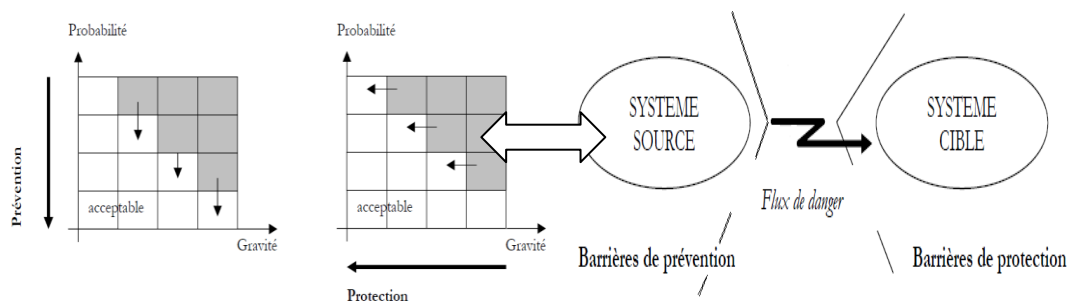


Figure I-7 : Prévention et protection-maitrise des risques

Les barrières de prévention et de protection agissent respectivement sur le système source et le système cible.

- *Aspect organisationnel*

L'aspect organisationnel de la maîtrise des risques consiste à élaborer différents programmes pour la sécurité et la sûreté de l'entreprise, en fonction de paramètres réglementaires, des risques identifiés et des aspects matériels et humains. Il repose sur les notions d'anticipation, de réactivité et de communication appliquées aux différents modes de fonctionnement de l'entreprise (situation normale, dégradée ou de crise).

1.1.5.4 Suivi et révision

L'efficacité des mesures de réduction retenues en phase de traitement des risques est conditionnée par le suivi rigoureux de leur mise en œuvre et la continuité du processus de gestion des risques. Le maintien du niveau de maîtrise est assuré par l'information, la communication et la formation.

L'information et la communication ont une double vocation : sensibiliser l'ensemble des membres de l'organisation et développer une gestion des risques participative par une intégration du personnel et du public au processus de décision. La formation et l'entraînement sont nécessaires au maintien de qualification des unités opérationnelles chargées des moyens de gestion de crise.

Les contrôles de suivi et de niveau de maîtrise peuvent être assurés aussi par des actions ponctuelles telles que l'audit qui apporte un regard extérieur, ou bien par la mise en place d'indicateurs de suivi, sous la forme de tableaux de bord qui favorisent un suivi intégré à la politique de l'entreprise, mesurant l'évolution du niveau de risque, les efforts engagés, les résultats atteints [9].

Mais aussi, par la documentation et le REX liés aux risques qui s'inscrivent eux aussi dans un objectif de gestion et de capitalisation du patrimoine informationnel de l'entreprise. Il ne peut y avoir de gestion des risques en l'absence d'une gestion de l'information. La gestion de l'expérience, partie intégrante de la gestion des dangers, signifie :

- conserver l'information en mémoire en organisant la collecte des données ;
- aider à comprendre par le REX (analyse des événements et des actions) ;
- utiliser l'expérience comme outil d'enseignement ou d'adaptation des anciennes solutions.

I.1.6 Analogie entre la gestion des risques et la sécurité

La sécurité est définie comme l'ensemble des mesures de prévention et de réaction mises en œuvre pour faire face à une situation d'exposition au risque, c'est-à-dire l'ensemble des conditions une fois réunis, font en sorte qu'une situation ne présente pas de risque inacceptable.

Aujourd'hui, les sujets d'étude de la sécurité sont liés à trois domaines concrets constitutifs du système : la matière et le matériel, l'environnement naturel et organisationnel, et l'homme seul ou en groupe.

Afin de sécuriser ces domaines, il faut découvrir les problèmes et mettre au point des méthodes pour trouver des solutions.

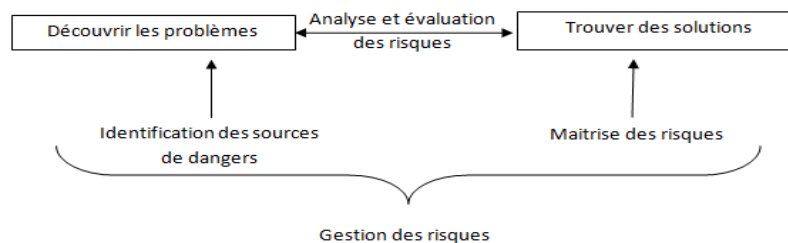


Figure I-8 : Analogie entre la gestion des risques et la sécurité

De ce fait, la gestion des risques doit répondre avant tout à des exigences de sécurité, celle-ci est relative à la sécurité des biens et des personnes, à la protection de l'environnement et à l'amélioration des conditions de travail.

La maitrise des risques est une exigence que toute entreprise doit satisfaire, et pour cela, l'emploi de méthode et d'outils d'analyse des risques est primordial, de ce fait la prochaine étape sera dédiée à cet effet.

I.2 Outils d'analyse des risques

Aujourd'hui les méthodes d'analyse des risques connaissent un fort développement en nombre, ainsi qu'une spécialisation en fonction de leurs domaines d'application. Cette partie se veut illustrative des méthodes à employer en matière de gestion des risques décrites précédemment.

I.2.1 Classification des méthodes et outils d'analyse des risques

D'une manière générale, l'évaluation du risque est probabiliste. Toute analyse de risques qui se veut aussi exhaustive que possible ne peut se priver d'éléments d'incertitude. Toutefois, s'agissant de la sûreté de fonctionnement d'une installation ou d'un système présentant des risques industriels, l'approche déterministe reste l'approche privilégiée.

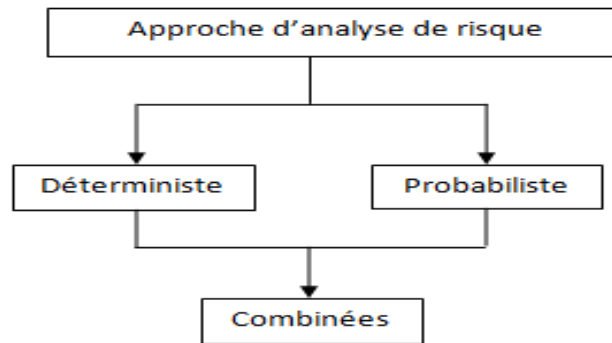


Figure I-9 : Approche d'analyse des risques

I.2.1.1 Approche déterministe

L'approche déterministe a généralement été adoptée dans les domaines à haut risque tels que nucléaire, militaire, transports guidés, où le moindre risque significatifs est traqué et réduit à la source. Elle consiste à recenser les événements pouvant conduire à un scénario d'accident en recherchant le pire cas possible et en affectant une gravité extrême à ses conséquences potentielles.

Dans le domaine de la gestion des risques, les approches déterministes se concentrent sur l'évaluation des conséquences d'un accident. La maîtrise des risques consiste alors à s'assurer de la maîtrise des conséquences à l'aide de techniques de modélisation (modèle physique, modèle de contrainte) et de calcul déterministe à partir de scénarios d'accidents [10].

I.2.1.2 Approche probabiliste

L'approche probabiliste repose sur le calcul de probabilités relatives à l'occurrence d'événements faisant partie du processus de matérialisation d'un scénario d'accident donné. Dans ce sens, la maîtrise des risques consiste alors à démontrer que la probabilité de survenue du risque est maintenue à des valeurs acceptables, si besoin est par la mise en place de mesures destinées à les réduire. L'évaluation des risques repose alors sur une analyse probabiliste des indices de probabilité et de conséquence.

Il s'agit d'une approche complémentaire qui permet d'analyser le dispositif de défense en profondeur décidé à l'issue d'une approche purement déterministe, ceci a été le cas dans le domaine nucléaire où les techniques probabilistes viennent appuyer l'approche déterministe [10].

I.2.1.3 Méthodes quantitatives vs qualitatives

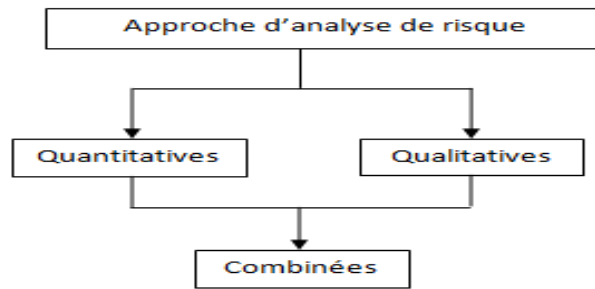


Figure I-10 : Typologie des méthodes d'analyse du risque

➤ Méthodes quantitatives

Les analyses quantitatives sont supportées par des outils mathématiques ayant pour but d'évaluer la sûreté de fonctionnement et entre autres la sécurité. Cette évaluation peut se faire par des calculs de probabilités ou bien par recours aux modèles différentiels probabilistes tels que les Chaines de Markov, les réseaux de Pétri, les automates d'états finis, etc.

Quoique l'utilité des méthodes quantitatives soit indiscutable, ces dernières présentent tout de même un certain investissement en temps, en efforts et également en moyens (logiciels, matériels, financiers, etc.). Cet investissement peut être disproportionné par rapport à l'utilité des résultats attendus, se qui va pousser au court-circuit de l'analyse pour laisser la place aux approximations qualitatives (statistiques, retour d'expérience, jugement d'expert, etc.).

➤ Méthodes qualitatives

Il existe des méthodes qualitatives même si certaines mènent parfois aux estimations de fréquences d'occurrence avant la classification des risques, on cite : l'APR, l'AMDEC, l'Arbre de Défaillances ou l'Arbre d'Evénements.

L'application de ces méthodes fait systématiquement appel aux raisonnements par induction et par déduction comme l'ont très bien expliqués Monteau & Favaro, dans leurs ouvrage en 1990.

Les méthodes à caractère inductif ont une optique de recherche allant des causes aux conséquences éventuelles. En contrepartie, les méthodes déductives ont pour but de chercher les combinaisons de causes conduisant à des évènements redoutés.

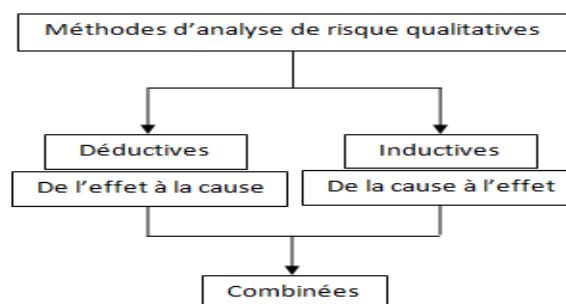


Figure I-11 : Typologie des types de méthode d'analyse

➤ Tableau récapitulatif

Il existe un grand nombre d'outils dédiés à l'identification des dangers et des risques associés à un procédé ou une installation, les suivants sont les plus fréquemment utilisés :

- l'Analyse Préliminaire des Risques (APR) ;
- l'Analyse des Modes de Défaillances, de leurs Effets et de leur Criticité (AMDEC) ;
- l'Analyse des risques sur schémas type HAZOP ou « What-if ? » ;
- l'Analyse par arbre des défaillances ;
- l'Analyse par arbre d'évènements ;
- le Nœud Papillon.

Ces outils pris individuellement ou combinés permettent le plus souvent de répondre aux objectifs d'une analyse des risques portant sur un procédé ou une installation. Néanmoins, pour des problématiques particulières, il est nécessaire de faire appel à des méthodes possédant un domaine d'application spécifique. C'est le cas par exemple pour la prise en compte des effets dominos entre installations ou l'examen des erreurs humaines.

Tableau I-1 : Outils d'identification des dangers et des risques

Méthodes	Approche systémique	Approche (D/P/DP) D : Déterministe, P : Probabiliste	Démarche (I/D/ID) I : Inductive, D : Déductive	Identification de scénarios	Estimation de la fréquence d'occurrence	Phases du cycle de vie du système						
						R & D (faisabilité)	Conception	Test & validation	Réalisation	Exploitation	Modification	Démantèlement
APD	+	D	ID	+		+	+	+			+	+
APR	+	DP	ID	+	+	+	+	+			+	+
AMDE		D	I				+	+		+	+	
AMDEC		DP	I		+		+	+		+	+	
HAZOP		D	I					+		+	+	
What-If		D	I			+	+	+	+	+	+	+
AAD		P	D		+		+	+		+	+	
AAE		P	I		+			+		+	+	
Nœud Papillon		P	ID		+			+		+	+	
HRA					+			+	+	+	+	
MADS	+	D	I	+	+			+		+	+	
MOSAR	+	D	I	+	+			+	+	+	+	
LOPA		P	I		+							

D'une manière générale, le choix de retenir un outil particulier d'analyse des risques s'effectue à partir de son domaine d'application et de ses caractéristiques, il n'y a pas de bons ou mauvais outils d'analyse des risques. Ces outils ne sont que des aides guidant la réflexion et il convient donc de retenir les outils les mieux adaptés aux cas à traiter. D'ailleurs, ces outils peuvent être tout à fait complémentaires.

I.2.2 Méthode d'Analyse de Dysfonctionnement des Systèmes (MADS)

Le modèle MADS, a été élaboré dans les années 1980 par un groupe d'ingénieurs du CEA (Commissariat à l'Energie Atomique, France) et d'universitaires de l'IUT de sécurité de Bordeaux, et c'est une modélisation systémique générale du danger.

L'univers du danger est formé de deux systèmes appelés système source de danger et système cible, en interaction et immergés dans un environnement dit actif. Les interactions entre ces deux systèmes se font sous forme de processus, c'est-à-dire d'échange de flux de matière, énergie, information entre les deux systèmes, dans le temps, l'espace et la forme [11].

Sur la base de la systémique, le groupe MADS a développé un modèle de référence appelé processus qui s'adapte à la problématique de la gestion des risques.

I.2.2.1 Principe

MADS est une étude du processus de dangers ou sont mis en relation une source de danger et une cible à travers le phénomène appelé flux de danger. Le processus de danger peut générer des processus d'enchaînement et transformer une source de danger en cible [12].

L'origine du flux sera appelée source, la rupture d'équilibre concernant sa forme et/ou son comportement sera nommée source de flux. La partie influée par le flux sera appelée cible, sa rupture d'équilibre sera nommée effet.

Il est à noter que cet effet peut lui-même être source (transformant ainsi une cible en une source), ce qui traduit le phénomène d'enchaînement d'événements non désirés que l'on appelle scénario.

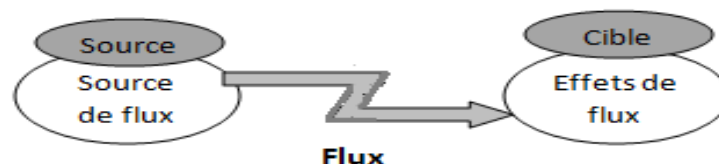


Figure I-12 : Processus de danger

MADS est basée sur le modèle de processus de danger, représenté ci-dessous, qui a pour objet de décrire l'enchaînement des événements conduisant à une situation dangereuse.

La liaison entre la source de danger et la cible s'effectue par l'intermédiaire d'un flux de danger orienté de la source vers la cible. Sources, cibles et flux sont immergés dans un champ de danger qui peut influencer l'état du système source mais également l'effet sur les cibles et le flux.

L'événement initiateur peut être considéré comme la cause de l'activation de la source de danger qui se traduit par l'occurrence d'un événement initial générateur d'un flux. Ce flux peut être un flux d'énergie, de matière et d'information. Il provoque un événement terminal qui peut avoir un impact sur les cibles exposées (individu, population, système technique, environnement) conduisant à des effets divers. Il faut qu'il y ait présence simultanée dans l'espace et le temps (champ de danger) d'une source de danger, d'un événement initiateur, d'un événement initial et d'une ou plusieurs cibles, pour que le processus de danger puisse se réaliser.

Le principe de base du modèle MADS est l'existence des éléments constitutifs du système suivants :

- Un ou plusieurs champs de danger : possibilité(s) de danger inhérente(s) à l'activité de l'entreprise et déterminée(s) par son environnement spécifique.
- Un ou plusieurs éléments déclencheurs, amplificateurs et renforçateurs/atténuateurs : éléments - interne ou externe - qui génèrent et accroissent le flux de danger qui provoque les événements non souhaités et génère les effets du danger sur le système cible.
- Un système source : événement initial non souhaité qui produit la situation de risque, source du flux de danger.
- Un ou plusieurs flux de danger : ampleur du danger.
- Un Système cible : système exposé aux effets du flux de danger.

1.2.2.2 Déroulement

Le déroulement du modèle MADS suit les étapes suivantes :

1.2.2.2.1 Modélisation

MADS fait appel à la modélisation systémique qui décompose le projet en sous-systèmes et permet de rechercher systématiquement les dangers présentés par chacun d'entre eux ; ces sous systèmes sont mis en relation pour faire apparaître des scénarios de risques majeurs[11].

La modélisation du système à étudier consiste en une décomposition sous forme de sous-systèmes à partir :

- de représentations du système (descriptions, schémas, plans, etc.) ;
- d'une visite du système ;
- d'échanges avec les acteurs du système [13].

La modélisation du système étudié permet d'atteindre deux objectifs cruciaux en analyse de risques : l'exhaustivité et l'optimisation.

1.2.2.2 Identification des sources de danger

La première étape dans la construction des processus source-flux-cible est bien évidemment l'identification des sources à l'origine potentielle des flux susceptibles d'impacter une cible. Ce modèle consiste à identifier toutes les sources, sous-système par sous-système. Nous utiliserons une liste de typologie des sources qui est représentée dans le tableau I-2 :

Tableau I-2 : Tableau récapitulatif d'outils dédiés à l'identification des dangers et des risques

Code	Type de danger
A.1	Appareils sous pressions
A.2	Eléments sous contraintes mécaniques
A.3	Elément en mouvement
A.4	Elément nécessitant une manutention
A.5	Systèmes sources d'explosions d'origine physique autres que A1
A.6	Systèmes sources de chute de hauteur
A.7	Systèmes sources de chute de plain-pied
A.8	Autres systèmes sources de blessures
A.9	Systèmes sources de bruit et de vibrations
B.1	Systèmes sources de réactions chimiques
B.2	Systèmes sources d'explosion
B.3	Systèmes sources de toxicité et d'agressivité
B.4	Systèmes sources de pollution de l'atmosphère et d'odeurs
B.5	Systèmes sources de manque d'oxygène
C.1	Electricité à courant continu ou alternatif
C.2	Electricité statique
C.3	Condensateurs de puissance
D	Systèmes sources d'incendie
E.1	Systèmes sources radiologiques
E.2	UC – IR – Visible
E.3	Lasers
E.4	Micro-ondes
E.5	Champs magnétique
F.1	Virus – Bactéries
F.2	Toxines
G	Sources de par sa fonction
H	Source d'origine humaine

La grille de typologie des sources, présentée dans le tableau I-2 distingue les systèmes sources de danger d'origine mécanique (A), chimique (B), électrique (C), les systèmes sources de danger d'incendie (D), radiologiques (E), les systèmes sources de danger biologique (F), sources de perte d'activité (G) et les systèmes sources d'origine humaine (H).

L'identification des sources ne doit s'envisager qu'une fois la modélisation terminée. On procède ainsi étape par étape. L'analyse n'en sera que plus cohérente et plus efficace.

1.2.2.3. Association des événements

Une fois les sources identifiées, il faut leur associer des événements, conformément au modèle MADS. On distingue (figure I-13) :

- **l'événement initial (EI)** : c'est l'événement redouté lié à la source (rupture de confinement, incendie, explosion, etc.) ;
- **les événements initiateurs internes (EII)** : sont les événements internes propres à la source et qui peuvent initier à eux seuls l'occurrence de EI.
- **les événements initiateurs externes (EIE)** : sont les événements extérieurs à la source de danger et qui peuvent initier à eux seuls l'occurrence de EI. Un EIE est obligatoirement un flux. En effet, dans la logique de MADS, cet EIE est potentiellement généré par une source.
- **les événements principaux (EP)** : sont les flux générés par l'occurrence de l'EI et qui peuvent produire des effets sur des cibles.

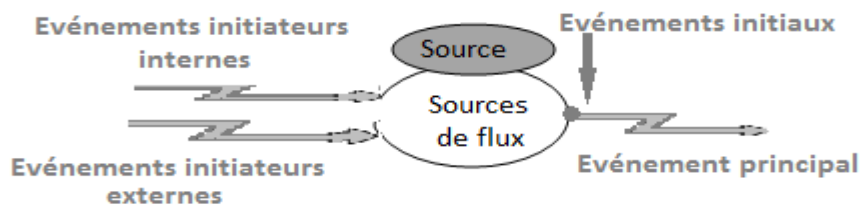


Figure I-13 : Association des événements selon le modèle MADS

1.2.2.2.4 Construction des processus

C'est à ce stade de l'analyse que la modélisation préalablement réalisée peut servir. Construire un processus, c'est associer une source à une cible *via* un flux.

En effet, parmi les conseils répertoriés auparavant, il est bien précisé que les EIE sont des flux, tout comme les EP. Le vocabulaire utilisé pour les EIE et les EP est donc identique. De ce fait, l'association source-flux-cible se fait par simple concordance de vocabulaire entre les EIE et les EP.

On ne doit jamais éliminer un processus avec l'argument que des mesures de maîtrise des risques existent et qu'elles empêchent donc la matérialisation de ce processus. C'est justement ce que l'on veut démontrer. On valide donc ces processus et on associera ensuite les mesures de maîtrise des risques qui permettent de justifier cette maîtrise.

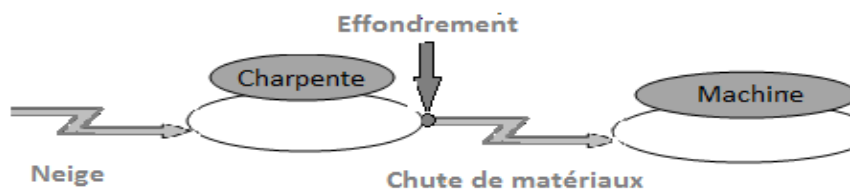


Figure I-14 : Exemple d'un processus de danger selon le modèle MADS

1.2.2.2.5 Construction des scénarios

Un scénario est un enchaînement de processus, comme le montre l'exemple de la figure I-15:

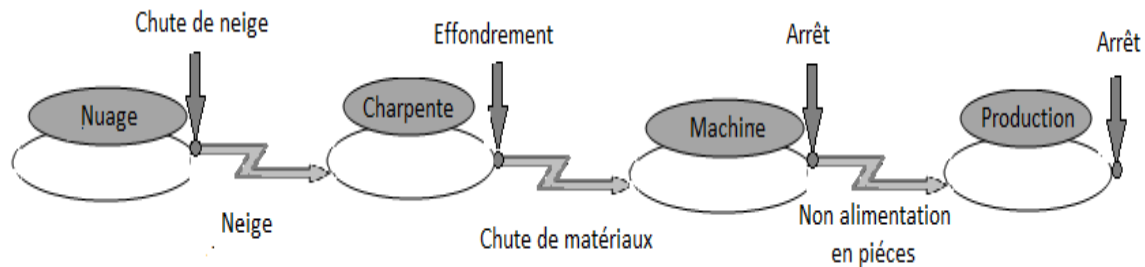


Figure I-15 : Exemple d'un scénario d'accident selon le modèle MADS

Construire des scénarios à partir de l'application de MADS, c'est mettre bout à bout des processus avec le simple principe qu'une cible devient source et ainsi de suite.

L'étude des scénarios et des effets domino, tels que réglementairement demandés, se fait par simple lecture.

1.2.3 La méthode HAZOP

La méthode HAZOP est une méthode d'analyse de risque inductive et très structurée dont l'objectif est l'identification exhaustive des risques à priori, c'est-à-dire avant que les incidents ne surviennent même si aucun historique d'incidents n'existe.

1.2.3.1 Historique et domaine d'application

L'entreprise britannique Imperial Chemical Industries (ICI) développa dans le début des années 1970 une méthodologie des revues de sécurité, appelées Hazard and Operability reviews (HAZOP), qui a rendu possible l'identification d'un plus grand nombre de risques en faisant appel à une méthode systématique d'analyse par une ou plusieurs équipes de travail.

Cette technique s'est développée au sein de l'industrie chimique et pétrochimique après l'explosion catastrophique, en 1974, d'un nuage de 40 tonnes de cyclohexane à Flixborough en Grande-Bretagne qui fit 28 morts et 89 blessés.

Par la suite, l'Union des Industries Chimiques (UIC) a publié en 1980 une version française de cette méthode dans son cahier de sécurité n°2 intitulé « Etude de sécurité sur schéma de circulation des fluides ».

La méthode fut par la suite adoptée par la majorité des industriels de la chimie, de la pétrochimie et du raffinage.

La méthode HAZOP est un outil formalisé, systémique et semi-empirique utilisé et développé depuis quarante ans pour analyser les risques potentiels associés à l'exploitation d'une installation industrielle. Elle permet d'apprécier le niveau de dangerosité d'une

installation. Elle conduit à l'élimination ou la diminution des risques techniques à la source, en améliorant :

- la protection du personnel d'exploitation ;
- la protection de l'environnement et des populations avoisinantes ;
- la sécurité, l'opérabilité, la maintenabilité, la fiabilité et l'intégrité physique de l'outil de protection.

1.2.3.2.Principe

La méthode HAZOP s'appuie sur la description détaillée des installations et des procédés. L'équipe de revue HAZOP examine chaque élément particulier (système par système, circuit par circuit, ligne par ligne, appareil par appareil, ect) afin de considérer d'une manière systématique les dérives possibles, grâce à la combinaison entre les mots-clés (Pas de, Plus de, Moins de, Trop de) et les paramètres définis au cours de la conception, en vue de décider si une situation dangereuse peut en résulter et d'en identifier les causes et les conséquences.

Mot-clé + Paramètre = Dérive

La norme CEI 61882 propose des exemples de mots-clés dont l'usage est particulièrement courant. Ces mots-clés sont repris dans le tableau ci-dessous, inspiré du Tableau I-3 de la norme précitée.

Tableau I-3 : Exemple d'interprétation des mots-clés

Type de déviation	Mot-clé	Exemple d'interprétation
Négative	Ne pas faire	Aucune partie de l'intention n'est remplie
Modification quantitative	Plus	Augmentation quantitative
	Moins	Diminution quantitative
Modification qualitative	En plus de	Présence d'impuretés – Exécution simultanée d'une autre opération / étape
	Partie de	Une partie seulement de l'intention est réalisée
Substitution	Inverse	S'applique à l'inversion de l'écoulement dans les canalisations ou à l'inversion des réactions chimiques
	Autre que	Un résultat différent de l'intention originale est obtenu
Temps	Plus tôt	Un événement se produit avant l'heure prévue
	Plus tard	Un événement se produit après l'heure prévue
Ordre séquence	Avant	Un événement se produit trop tôt dans une séquence
	Après	Un événement se produit tard tôt dans une séquence

Cette méthode est particulièrement utile pour l'examen de systèmes thermo-hydrauliques, pour lesquels des paramètres (débit, température, pression, niveau, concentration, etc.) sont particulièrement importants pour la sécurité de l'installation.

De par sa nature, cette méthode requiert notamment l'examen de schémas et plans de circulation des fluides ou schémas Piping and Instrumentation Diagram (PID) [14].

I.2.3.3 Déroulement

La méthode proprement dite comprend pour un procédé continu les étapes suivantes :

1. Sélectionner une section du procédé ;
2. Expliquer l'intention de la section ;
3. Sélectionner une variable processus ;
4. Appliquer une déviation ;
5. Lister les causes possibles de la déviation ;
6. Examiner les conséquences ;
7. Identifier les sécurités qui sont susceptibles de diminuer la probabilité d'occurrence des causes du scénario identifié ;
8. Déterminer la probabilité d'occurrence du scénario conduisant à la conséquence identifiée
9. Comparer le niveau de risque identifié avec les critères d'acceptabilité des risques de la compagnie
10. Développer les recommandations susceptibles de réduire les conséquences du scénario à un niveau de risque acceptable ;
11. Répéter les actions 4 à 10 pour tous les mots-clés ;
12. Répéter les actions 3 à 11 pour toutes les déviations ;
13. Répéter les actions 1 à 12 pour toutes les sections.

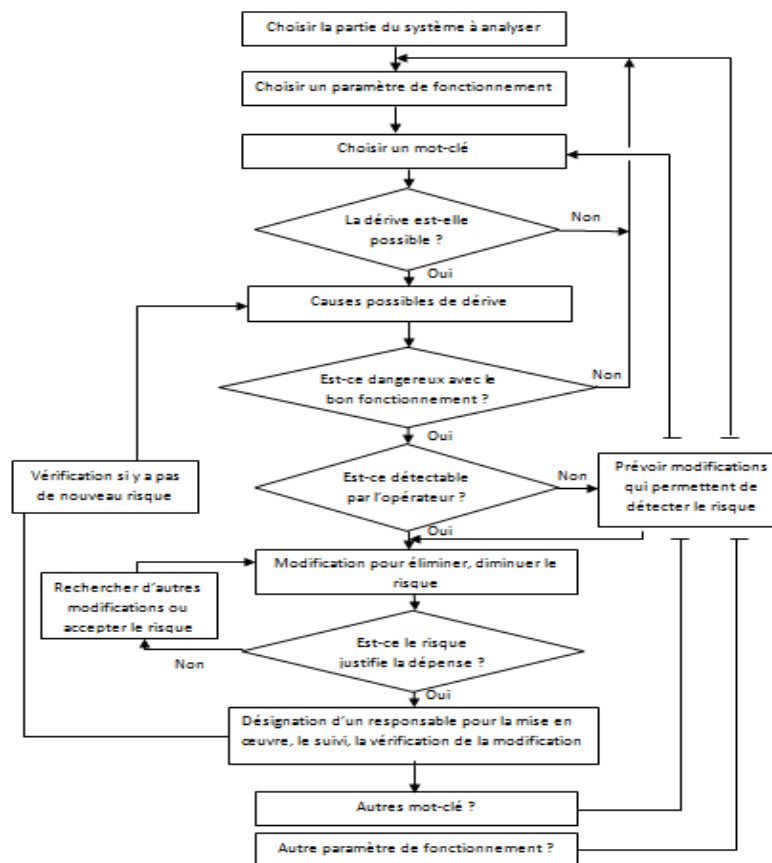


Figure I-16 : Déroulement de la méthode HAZOP

I.2.3.4 Découpage

Le découpage d'une unité de procédé en différentes sections et la sélection des paramètres process applicables sont des activités indissociables. L'application des principes de découpage ci-dessous conduiront à des sections qui pourront être analysées de manière exhaustive par l'équipe HAZOP avec un minimum de risque de survoler certaines déviations dont les conséquences pourraient être très importantes [14].

- Principe 1 : Définir une seule section de type ligne pour une série d'équipement (non majeurs) située sur une ligne process principale et si il n'y a pas d'autres lignes connectés à celle-ci.

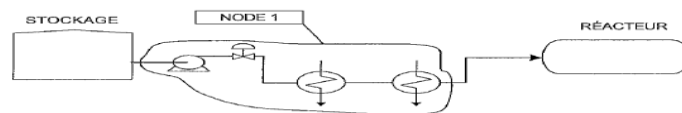


Figure I-17 : Exemple de découpage de la méthode HAZOP selon le principe 1

- Principe 2 : Définir une seule section pour des équipements dans des services identiques.
- Principe 3 : Définir une seule section supplémentaire si il y a des chemins différents possibles pour le fluide process principal via d'autres lignes et ce quel soit le nombre de lignes potentiel.

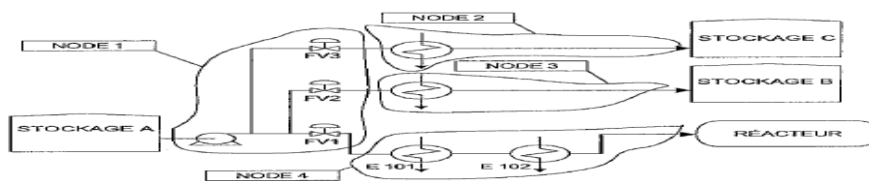


Figure I-18 : Exemple de découpage de la méthode HAZOP selon le principe 3

- Principe 4 : Définir des sections de type ligne entre les différents équipements majeurs, même si il n'y a pas d'équipement actif qui pourrait causer des variations du paramètres process.

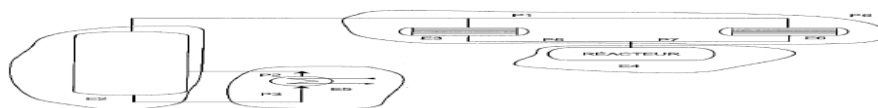


Figure I-19 : Exemple de découpage de la méthode HAZOP selon le principe 4

➤ Tableau exemple

Tableau I-4 : Exemple de tableau HAZOP

Unité :							
Système :							
Mot-clé	Paramètre	Causes	Conséquences	Détection	Sécurités existantes	Actions correctives	Observation

1.2.3.5 Limites et avantages

➤ Avantages

- Méthode simple à mettre en œuvre et efficace pour les systèmes thermo-hydrauliques ;
- Méthode qui favorise le caractère systématique de la recherche des déviations, elle est rigoureuse. Elle évite entre autres de considérer, tous les modes de défaillances possibles pour chacun des composants ;
- Mise en commun des expériences. Réalisation de l'étude au sein d'un groupe de travail rassemblant différents métiers (sécurité, ingénierie, exploitation, maintenance, etc.) ;
- Détection précoce des erreurs de conception et mise en place d'actions correctives.

➤ Limites

- Nécessité d'avoir une connaissance approfondie du système étudié et peut donc être plus difficilement réalisée sur un nouveau système ;
- Méthode limitée aux fluides ; ne fonctionne pas pour les systèmes mécaniques ou électroniques, ni pour les dérives liées aux facteurs humains ;
- Groupe de travail compétent à constituer ;
- Méthode d'analyse simple des dérives potentielles et trouvera ses limites dans la combinaison simultanée de plusieurs dérives ;
- Méthode permet difficilement d'analyser les événements résultant de la combinaison simultanée de plusieurs défaillances ;
- Difficile d'affecter un mot clé à une portion bien délimitée du système à étudier. Cela complique singulièrement l'identification des causes potentielles d'une dérive.

1.2.4 Layer Of Protection Analysis (LOPA)

LOPA est une méthode d'analyse des risques qui permet d'évaluer la réduction du risque en analysant la contribution des différentes couches qui englobent l'ensemble des barrières de l'entreprise, tant organisationnelles que techniques, depuis la conception du procédé jusqu'aux mesures de secours en cas d'accident.

Elle a été mise en œuvre à partir des évolutions réglementaires qui ont conduit à un plébiscite des analyses dites probabilistes. Il est demandé aux industriels d'explicitier le lien entre les résultats de leur analyse et leurs choix en termes de mesures de maîtrise des risques (MMR).

La norme IEC 61511 a mis en lumière le besoin de disposer de méthodologies permettant de déterminer le niveau d'intégrité ou niveau de SIL requis pour les SIF (Safety Instrumented Function). De ce fait, la norme IEC 61511 décrit un certain nombre de méthodes permettant d'atteindre cet objectif. L'une d'entre elles est la méthode LOPA.

LOPA est une méthode semi-quantitative élaborée dans l'optique :

- de juger de l'adéquation entre les barrières mises en œuvre et le niveau de risque visé ;
- de statuer sur le besoin de mise en œuvre de nouvelles barrières ;

- de définir les « exigences » minimales sur la probabilité de défaillance des barrières à mettre en place dans le cas où les barrières existantes ne permettraient pas de justifier d'un risque acceptable ;
- d'évaluer la fréquence d'occurrence résiduelle d'un scénario d'accident.

1.2.4.1 Domaine d'application

La méthode LOPA est aujourd'hui principalement utilisée pour déterminer le niveau de SIL à allouer aux SIS. De manière plus large, elle permet de déterminer le nombre de barrières de sécurité indépendantes (IPL) à mettre en œuvre dans le but de pouvoir justifier d'un niveau de risque acceptable. La finalité de la méthode est d'estimer le niveau de risque résiduel en considérant l'effet des IPL[15]. Pour ce faire, il est nécessaire :

- d'une part, de calculer la fréquence d'occurrence du scénario d'accident (par an), ce qui nécessite d'évaluer la fréquence d'occurrence des événements initiateurs et les probabilités de défaillances de chaque IPL ;
- d'autre part, d'évaluer la gravité associée à la conséquence en cas de survenue de l'accident.

1.2.4.2 Les différentes couches de protection

La méthode LOPA introduit le concept de « couches de protection » présenté en figure I-20 et ceci dans une optique de réduction des risques car les industriels sont amenés à mettre en place différentes barrières prévues, soit pour prévenir l'apparition d'un accident (barrière de prévention), soit pour en limiter les conséquences (barrière de mitigation et de protection). Ces moyens sont nombreux et diversifiés et ils sont mis en œuvre pour intervenir de manière graduelle dans le temps.

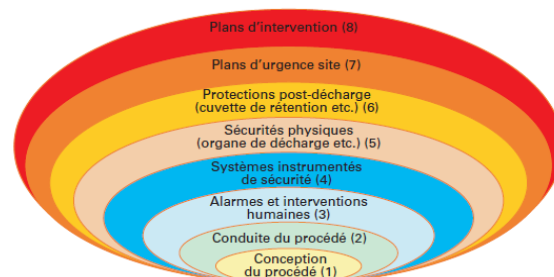


Figure I-20 : Différentes couches de protection suivant LOPA

En d'autres termes, ces différentes couches vont être « sollicitées » tour à tour avec pour objectif de « stopper » le déroulement du scénario d'accident ou d'en réduire les effets.

Ces huit couches peuvent être réparties en trois catégories :

- les couches dites de prévention prévues pour « stopper » le déroulement de la séquence accidentelle avant l'apparition d'un événement redouté ;
- les couches dites de mitigation prévues pour limiter les conséquences dans le cas où la survenue de l'événement redouté ne pourrait être évitée ;

- les couches dites de protection prévues pour « limiter » l'exposition des « cibles » vis-à-vis des phénomènes dangereux liés à la réalisation de l'événement redouté.

La répartition des différentes couches dans l'une des catégories précédentes est présentée dans le tableau I-5 qui suit :

Tableau I-5 : Différentes couches dans les différentes catégories selon LOPA

Catégorie	Couches de protection
Couches de prévention	Conception du procédé Conduite du procédé Alarmes et interventions humaines
Couches de mitigation/protection	Systèmes instrumentés de sécurité Sécurités physiques (organes de décharge, etc.) Protections post-décharge (cuvette de rétention, etc.) Plans d'urgence site Plans d'intervention

➤ **Notion de couche de protection indépendante**

La méthode LOPA introduit la notion de couche de protection indépendante (Indépendant Protection Layer [IPL]). La définition donnée par le CCPs dans l'ouvrage [16] au chapitre 6 est la suivante : « Une couche de protection indépendante (IPL) correspond à un équipement, un système ou une action capable de prévenir la survenue des conséquences associées à un scénario d'accident. Elle doit être indépendante de l'événement initiateur mais aussi de toutes les autres couches de protection associées au scénario ».

Dans le cadre de l'application de la méthode, seules les barrières de sécurité qui vérifient les conditions pour être retenues comme IPL sont à valoriser dans le calcul de la fréquence d'occurrence résiduelle du scénario.

Les conditions qui doivent être vérifiées pour retenir une barrière en tant que IPL sont présentées sur la figure I-21 qui représente le processus de sélection d'une IPL.

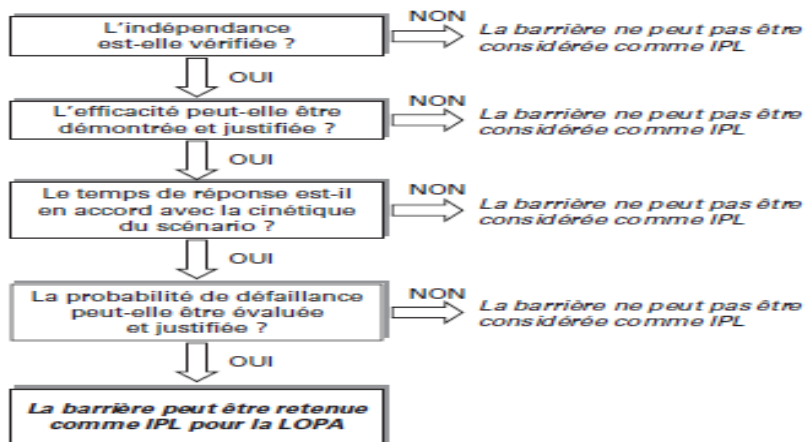


Figure I-21 : Processus de sélection d'une IPL

1.2.4.3 Processus de déroulement

La méthode a pour vocation d'évaluer la fréquence annuelle résiduelle d'accident. Pour ce faire, il est alors nécessaire de pouvoir quantifier les fréquences d'occurrence des événements initiateurs et les probabilités de défaillances de chaque couche de protection.

Les principales étapes de la méthode LOPA sont décrites ci-dessous et reprises sur la figure I-22 :

1. Identification de tous les scénarios plausibles
2. sélection d'un scénario d'accident ;
3. identification de l'ensemble des événements initiateurs pouvant être à l'origine du scénario d'accident ;
4. évaluation de la gravité des conséquences associées au scénario d'accident ;
5. identification de l'ensemble des mesures (ou couches de protection) qui permettent de prévenir du déroulement du scénario d'accident ;
6. évaluation de la fréquence des événements initiateurs ;
7. évaluation des probabilités de défaillances à la sollicitation des différentes mesures ;
8. évaluation de la fréquence d'occurrence du scénario d'accident en prenant en compte le facteur de réduction lié aux mesures mises en place (fréquence résiduelle) ;
9. définition des besoins en termes de barrières supplémentaires.

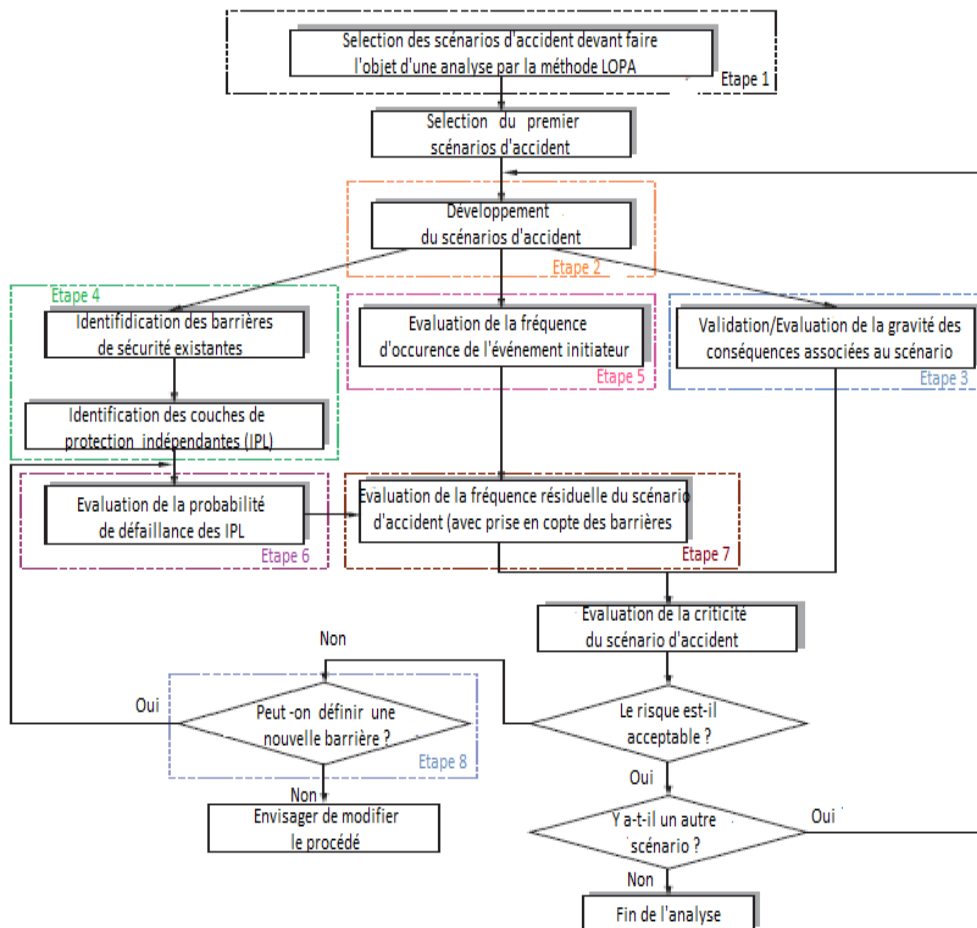


Figure I-22 : Les principales étapes de la méthode LOPA

Pour mener une analyse LOPA, il est nécessaire :

- de disposer de données permettant d'estimer la fréquence des causes initiatrices ;
- de disposer de données permettant d'évaluer les probabilités de défaillance des différentes couches de protection valorisées (BPCS, alarme, etc.) ;
- de connaître la fréquence cible à atteindre, c'est-à-dire la fréquence maximale admissible pour que le risque soit acceptable (des critères d'acceptabilité du risque doivent donc être définis).

1.2.4.3.1 Quantification des fréquences des événements initiateurs

D'après [16], les événements initiateurs peuvent être répartis en trois catégories :

- les événements externes : tels que les phénomènes naturels, les agressions par effets dominos, les agressions par impact.
- les défaillances d'équipements : telles que les défaillances des systèmes de contrôle, des défaillances mécaniques.
- les erreurs humaines : telles que les erreurs ou omissions lors de la réalisation de tâches, les erreurs commises lors des tentatives de rétablissement d'un système.

L'évaluation de la fréquence d'occurrence des événements initiateurs est une étape incontournable de la méthode LOPA. Pour évaluer l'occurrence d'un événement initiateur, il est possible de se référer à :

- des banques de données ;
- des statistiques issues de l'analyse du retour d'expérience de l'industriel, d'un groupe ou d'un secteur d'activité.

1.2.4.3.2 Quantification des probabilités de défaillance des barrières

Il y'a deux types de barrières :

- **Barrières actives** : Boucles gérées par un BPCS ou Systèmes instrumentés de sécurité (SIS) ;

BPCS est un système qui gère le contrôle des processus et la surveillance des installations. Il faudra entrer des instruments de détection et fournir une sortie sur la base des fonctions de contrôle, conformément à la stratégie de contrôle de la conception approuvée. Il peut avoir :

- une fonction de régulation dont le but est de maintenir un procédé dans une gamme de paramètres de fonctionnement prédéfinis ;
- une fonction d'alarme dont le rôle est d'avertir que le procédé ne fonctionne plus dans la gamme de paramètres de fonctionnement prédéfinis (alarmes sur valeurs seuils) ;
- une fonction de commande du procédé dont le rôle est de générer des actions en automatique en cas de dépassement de valeurs seuils, par exemple.

Un SIS définit un ensemble d'éléments permettant d'assurer une (ou plusieurs) fonction(s) de sécurité. Les fonctions instrumentées de sécurité (SIF) sont généralement indépendantes du BPCS ; ce principe permet de bien différencier la conduite d'un procédé des actions de sécurité. Une SIF peut avoir deux fonctions :

- une fonction de prévention si la SIF est mise en place dans le but « d'empêcher » que le procédé n'atteigne des conditions de fonctionnement critiques;
- une fonction de mitigation si la SIF est mise en place dans le but de limiter les conséquences en cas de survenue d'un événement redouté.

De ce fait LOPA définit deux principaux types de barrières de sécurité pouvant être définies comme des IPL actives. Il s'agit des systèmes suivants :

- BPCS qui inclut détecteur(s), système logique et actionneur(s) ;
- SIF qui inclut détecteurs(s), système logique de sécurité et actionneur(s) ;

Les probabilités de défaillance associées à ces systèmes sont rappelées dans le tableau I-6 proposées pour les SIF (caractérisés par un niveau de SIL) sont en accord avec les valeurs rapportées dans la norme IEC 61511. Pour rappel, la probabilité de défaillance d'une SIF permet de déterminer son niveau de SIL (Safety Integrity Level) ou niveau d'intégrité de sécurité. Il existe quatre niveaux de SIL allant de 1 à 4 ;

- SIL 4 attribué au niveau de sécurité le plus « élevé » ;
- SIL 1 attribué au niveau de sécurité le plus « faible ».

Tableau I-6 : Probabilité de défaillance à la sollicitation des IPL

IPL	PFD proposée pour la LOPA (par sollicitation)
BPCS	10^{-1}
SIF de SIL 1	$10^{-1} ; 10^{-2}$
SIF de SIL 2	10^{-2} à 10^{-3}
SIF de SIL 3	10^{-3} à 10^{-4}

Remarque : La notion de SIL s'applique au système de sécurité dans sa globalité et non pas à un élément ou sous-ensemble de celui-ci.

- **Barrières passives :** Ces barrières regroupent l'ensemble des dispositifs ne mettant en jeu aucun système mécanique pour remplir sa fonction et ne nécessitant ni action humaine, ni source d'énergie externe pour remplir sa fonction. Ces barrières peuvent agir aussi bien en prévention qu'en mitigation.

1.2.4.3.3 Évaluation de la fréquence d'occurrence résiduelle du scénario

Après avoir quantifié les fréquences d'occurrence des différents initiateurs et les probabilités de défaillance des IPL identifiées, nous pouvons maintenant évaluer la fréquence d'occurrence résiduelle du scénario.

Le tableau I-7 [15] résume les différentes formules de calcul qui peuvent être utilisées pour estimer la fréquence d'occurrence résiduelle d'un scénario.

Tableau I-7 : formules de calcul pour la fréquence d'occurrence résiduelle

Formule de calcul	Conséquence
$f_i^c = f_i^l \times \prod_{j=1}^n PFD_{ij}$	Fuite du produit
$f_i^c = f_i^l \times \left(\prod_{j=1}^n PFD_{ij} \right) \times P_{\text{Inflammation}}$	Fuite enflammée
$f_i^c = f_i^l \times \left(\prod_{j=1}^n PFD_{ij} \right) \times (1 - P_{\text{Inflammation}})$	Fuite non enflammée
$f_i^c = f_i^l \times \left(\prod_{j=1}^n PFD_{ij} \right) \times P_{\text{Présence}}$	Personnel exposé à la fuite de produit
$f_i^c = f_i^l \times \left(\prod_{j=1}^n PFD_{ij} \right) \times P_{\text{Inflammation}} \times P_{\text{Présence}}$	Personnel exposé à la fuite enflammée
$f_i^c = f_i^l \times \left(\prod_{j=1}^n PFD_{ij} \right) \times (1 - P_{\text{Inflammation}}) \times P_{\text{Présence}} \times P_{\text{Blessure}}$	Personnel exposé au seuil d'effet générant des blessures (toxique)
$f_i^c = f_i^l \times \left(\prod_{j=1}^n PFD_{ij} \right) \times (1 - P_{\text{Inflammation}}) \times P_{\text{Présence}} \times P_{\text{Mort}}$	Personnel exposé au seuil des effets générant la mort (toxique)
$f_i^c = f_i^l \times \left(\prod_{j=1}^n PFD_{ij} \right) \times P_{\text{Inflammation}} \times P_{\text{Présence}} \times P_{\text{Blessure}}$	Personnel exposé au seuil d'effet générant des blessures (thermique/surpression)
$f_i^c = f_i^l \times \left(\prod_{j=1}^n PFD_{ij} \right) \times P_{\text{Inflammation}} \times P_{\text{Présence}} \times P_{\text{Mort}}$	Personnel exposé au seuil des effets générant la mort (thermique/surpression)
Notations : f_i^l : fréquence de la conséquence associée à l'événement initiateur i à l'origine du scénario d'accident. PFD_{ij} : barrière de sécurité indépendante (IPL) numéro j vis-à-vis du scénario d'accident. $P_{\text{Inflammation}}$: probabilité d'inflammation. $P_{\text{Présence}}$: probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet associée à la conséquence. P_{Blessure} : probabilité de blessure. P_{Mort} : probabilité de mort.	

Si on considère que le scénario étudié génère une fuite à l'atmosphère d'un produit qui présente un caractère inflammable et toxique, il est alors nécessaire d'estimer la probabilité d'inflammation et plus précisément, ce sont généralement deux probabilités qui doivent être définies :

- la probabilité d'inflammation immédiate ;
- la probabilité d'inflammation retardée.

En fonction des critères retenus pour estimer le niveau de gravité à associer à la conséquence du scénario, d'autres paramètres pourront être inclus dans le calcul de la fréquence résiduelle :

- la probabilité de présence du personnel dans la zone exposée à la conséquence (si l'évaluation de la gravité est faite en fonction du nombre de personnes impactées) ;
- la probabilité de blessure ou de mort en fonction du seuil et de la durée d'exposition à un effet (surpression, toxique ou thermique).

I.2.5 Parallèle entre la méthode HAZOP et la méthode LOPA

Bien que la réalisation d'une HAZOP ne soit pas une condition pour mener une LOPA, lorsque celle-ci intervient suite à une HAZOP, certains résultats de l'HAZOP constituent des données d'entrée pour la LOPA[15]. Les liens entre les données disponibles en fin d'HAZOP et les données nécessaires à la réalisation de la LOPA sont présentés dans la figure I-23 qui suit :

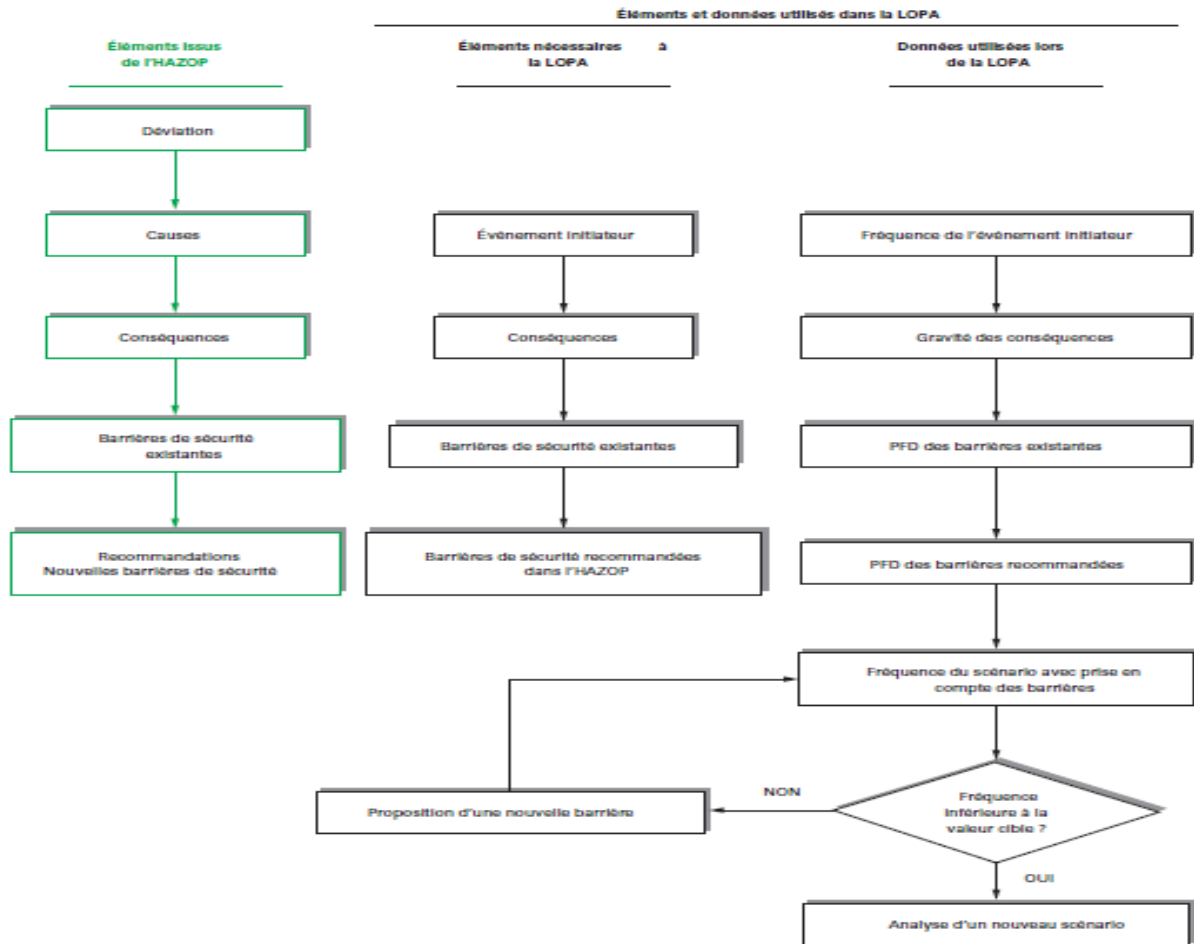


Figure I-23 : Liens entre l'HAZOP et la LOPA

Conclusion

Dans la première partie de ce chapitre nous avons mis en avant les concepts de base en matière de risque en général et de gestion des risques en particulier, car la mise en place de moyens et de mesures pour atteindre un haut niveau de sécurité nécessite une maîtrise théorique et pratique de ces notions.

La deuxième partie quant à elle était dédiée à la définition de quelques méthodes pertinentes d'analyse des risques, les domaines d'applications de ces dernières, ainsi que leurs processus de mise en œuvre, tout en mettant en évidence les avantages et les inconvénients qu'ils présentent, ceci afin de justifier les choix opérés dans la partie pratique.

Chapitre II : Etude de l'existant – Centre Vrac 165

Introduction

L'Algérie a acquis ces 20 dernières années, une expérience dans le domaine de GPL, devenu un produit de large consommation (2,4 millions tonnes/an), répondant aux exigences de la politique énergétique nationale. L'Algérie dispose d'un potentiel en GPL, qui peut atteindre 9.7 millions tonnes/an, capable d'alimenter des programmes d'exportation. Le centre vrac 165 est l'un des centres les plus importants en Algérie et en Afrique, depuis sa construction en 1984.

De ce fait, dans ce chapitre, nous présenterons tout d'abord le CV165, ses différentes installations et activités, ensuite, nous décrirons les différentes barrières de sécurité existantes au niveau du site et enfin, nous allons mettre en revue quelques accidents survenus dans les centres de stockage GPL similaires à travers le monde et en Algérie.

Ce chapitre va nous être utile pour définir la méthodologie à suivre dans le but d'apporter des éléments de réponses à notre problématique.

II.1 Présentation de l'entreprise

II.1.1 Historique

Issue de SONATRACH, l'Entreprise du Raffinage et de la Distribution des produits Pétroliers en Algérie (ERDP) a été créée par le décret N°80-101 du 06 avril 1980.

L'entreprise ERDP, est entrée en activité le 01 janvier 1982, sous le signe NAFTAL qui est titre de deux syllabes :

- **NAFT** : Pétrole en arabe;
- **AL** : Algérie.

En 1987 par décret N° 87/189 du 25 /08/1987 l'activité du raffinage est séparée de l'activité distribution par la création de la société appelée NAFTEC.

A partir de 1998, elle change de statut et devient filiale à 100% du groupe SONATRACH.

NAFTAL a pour mission principale, la distribution et la commercialisation des produits pétroliers sur le marché national.

II.1.2 Présentation de l'entreprise NAFTAL

NAFTAL est une société nationale composée de trois grandes Branches qui sont :

- La branche GPL (Gaz du Pétrole Liquéfié) ;
- La branche carburants (terre, AVM)
- La branche Commercialisation (Bitumes, pneumatique, lubrifiants et stations de services).

Les branches ont pour mission de définir avec la direction générale, la stratégie de distribution et de commercialisation des produits pétroliers en veillant à assurer toutes les conditions nécessaires à la bonne gestion des centres opérationnels de la société.

II.1.3 Présentation de la branche GPL

Créé le 15 octobre 1998, la Branche GPL a été chargée des activités liées au transport, stockage, enfûtage, distribution, promotion et développement des GPL de l'entreprise NAFTAL surtout le territoire national.

Les principaux objectifs de la branche sont :

- Gérer, organiser, promouvoir et développer l'activité d'enfûtage et de distribution des GPL (transport du GPL vrac par cabotage, canalisation et camion, stockage primaire et secondaire, transport par route des GPL conditionnés) ;
- Commercialiser les GPL vrac et conditionner leurs emballages et accessoires ;
- Veiller au respect des normes et consignes de sécurité de toute la chaîne des GPL (transport, installations d'enfûtage et de stockage, bouteilles, citernes, accessoires,...etc.).

II.1.4 Présentation du district GPL Alger

Le district GPL Alger fait partie des 19 Districts GPL implantés au niveau national pour assurer la mission principale assignée à l'activité GPL et répondre aux besoins de consommateurs GPL.

A titre indicatif, l'organigramme du district d'Alger se présente comme dans la figure II-1 suivante :

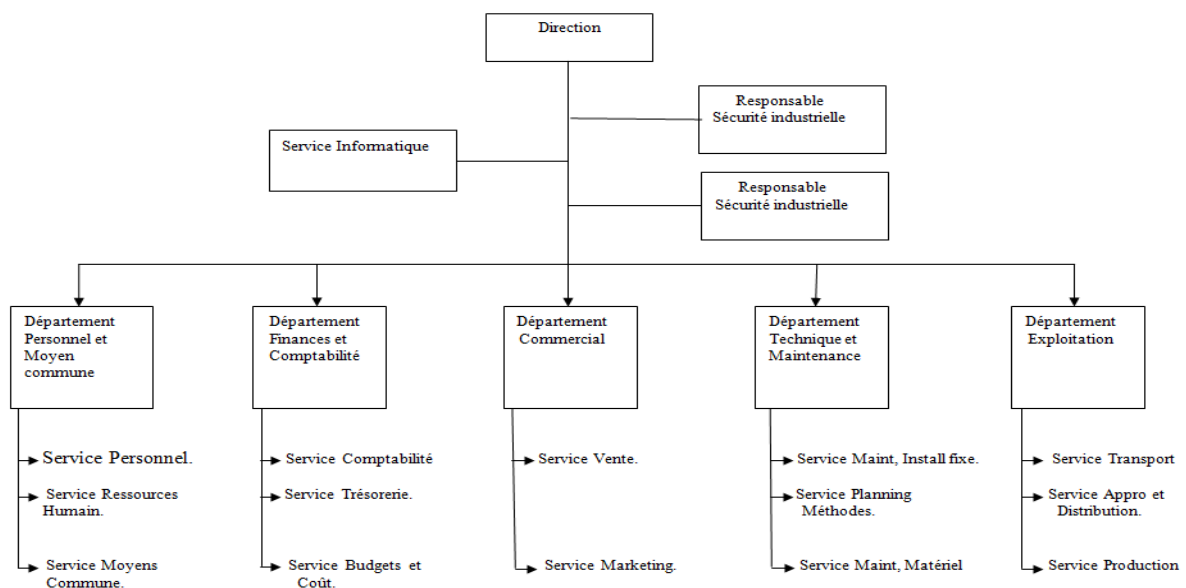


Figure II-1 : Organigramme du district d'Alger

II.1.5 Présentation du centre vrac 165 :

04 unités de stockage sont rattachées au District d'Alger, il s'agit de :

- Centre emplisseur El Harrach
- Centre emplisseur 163 Sidi Arcine
- Dépôt relais de stockage Bordj Ménail et
- Centre vrac 165 Sidi Arcine

Pour les besoins de notre, le CV 165 a été choisi comme un site pour étude de cas.

Pour ce faire, la présentation de son emplacement (par rapport au voisinage), son activité (la nature) ainsi que le produit manipulé (spécificité et dangerosité) et les moyens mis en œuvre par l'exploitant est plus qu'une nécessité pour cerner notre problématique.

II.1.5.1 Situation géographique

Le centre est délimité par la raffinerie d'Alger au sud-ouest, au sud par Menasria, le centre enfûteur 163 et eucalyptus à l'est, des champs agricoles, l'autoroute au nord et El Harrach, Benghazi et l'autoroute est-ouest au nord-ouest.

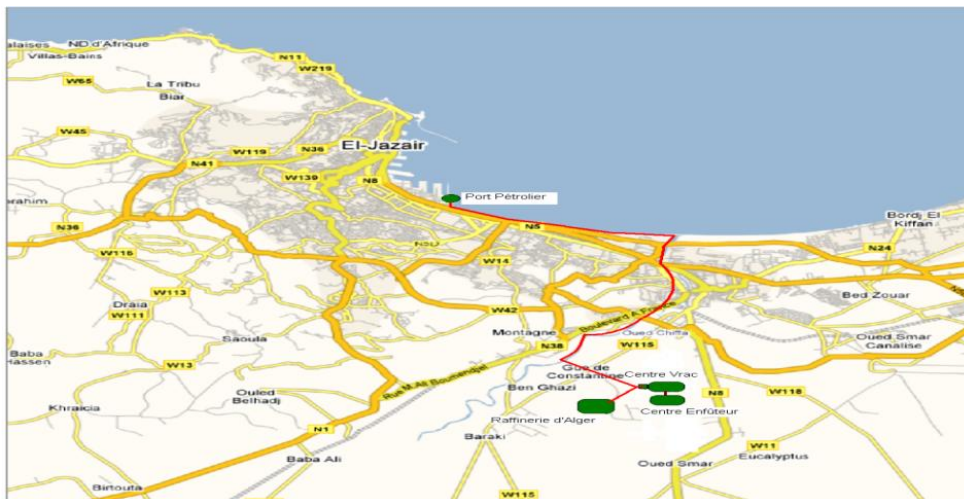


Figure II-2 : Situation géographique des centres VRAC et enfûteur

II.1.5.2 Nature de l'exploitation

C'est un centre qui a été construit par l'entreprise française S.N.C.M.P, il a pour mission le stockage et la distribution du GPL vrac (butane et propane) et G.P.L.C (60% de butane et 40% de propane). Le Centre VRAC 165 dispose d'une capacité de stockage 6900 tonnes de biproduit (5500t de butane et 1400t de propane) à vocation régionale alimentant le centre du pays (Alger, Tipaza, Blida, Djelfa, Boumerdes, Tiziouzou, Bouira).

L'organigramme du centre VRAC 165 se présente comme dans la figure II-3 suivante :

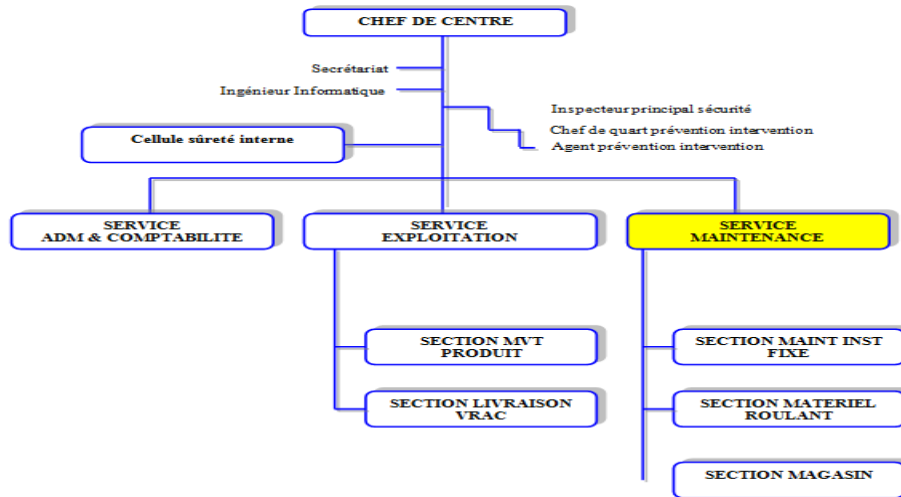


Figure II-3 : Organigramme de centre VRAC 165

II.1.5.3 Constitution du centre VRAC 165

Le centre est constitué de :

- Terminal pipe ;
- Cinq sphères de stockage (butane) et deux sphères de stockage (propane) qui sont alimentées par pipe provenant de la raffinerie ou du navire (port pétrolier) ;
- Pomperies GPL;
- Les îlots de chargement constitués de 4 bras, deux bras de butane et deux bras mixtes ;
- Salle de contrôle ;
- Pont bascule ;
- Station d'odorisation ;
- Niche mercaptan (produit odorisant) ;
- Réseau anti-incendie ;
- Sous-station électrique.

La figure II-4 qui suit montre la disposition des différents équipements dans le CV 165.



Figure II-4 : Prise de vue aérienne du CV 165 Sidi Arcine

II.2 Principales activités du CV165

Le CV165 est le siège de plusieurs activités allant de la réception des produits à leurs distributions, nous allons les énumérer dans ce qui suit.

Arrivée pipe line : Permet le remplissage simultané ou successif d'une ou plusieurs sphères par pipe line en provenance soit du port soit de la raffinerie.

Expédition : Permet le soutirage du produit d'une ou plusieurs sphères et son expédition à l'aide des pompes futures de l'installation.

Déchargement camion : Permet la vidange d'une ou plusieurs camions simultanément ou successivement vers une ou plusieurs sphères à l'aide de compresseurs.

Chargement camion : Permet le remplissage d'un ou plusieurs camions simultanément ou successivement à partir d'une ou plusieurs sphères à l'aide des pompes GPL.

Transfert : il se fait par :

- a) Compresseur : permet le remplissage d'une ou plusieurs sphères à partir de la vidange d'une ou plusieurs autres sphères à l'aide des compresseurs
- b) Pompe : idem. à l'aide des pompes GPL.

II.3 Etude technique du CV165

Pour pouvoir comprendre le processus d'exploitation du CV165, nous avons jugé utile d'étudier le fonctionnement technique de ses différentes activités.

➤ *Réception des produits par Pipe*

Une connexion sur le pipe 8'' GPL permet d'alimenter les sphères butane (collecteur 8''BLC 130) ou propane (collecteur 8''PLC 113).

La sélection du produit est effectuée par l'opérateur, un détecteur de densité (D.T.100) ferme les vannes motorisées de sélection correspondantes (VBM100.1 pour butane et VBM100.2 pour propane) si la sélection n'est pas correcte.

Le débit d'alimentation est de 250m³/h maxi.

➤ *Expédition des produits*

Chargement des camions

Les camions se connectent aux bras de chargement. Le liquide est aspiré des sphères (collecteur 12'' BLC pour butane et 12''PLC 102 pour propane) par les pompes butane (P101 et 102) ou propane (P201 et 202) puis refoulé dans les camions (collecteur 6'' BLC 109 pour butane et 4'' PLC 107 pour propane).

Le gaz déplacé est retourné dans la sphère correspondante par l'intermédiaire des bras gaz (collecteur 3'' BGC 126 pour butane et 3'' PLC 110 pour propane).

Le débit total de transfert est : 120 m³/h pour le butane et 60m³/h pour le propane.

Expédition vers pipe

Par les pompes futures, on peut soutirer le liquide des sphères butane ou propane.

Le débit maximum de soutirage par les lignes d'aspiration pipe est de 250m³/h pour le butane (pour 4 sphères).

➤ *Transfert de sphère à sphère*

Le transfert liquide d'une sphère à une autre peut se faire :

- *Par les pompes :*

Le liquide aspiré sur une sphère par les pompes butane ou propane et refoulé dans une autre par les collecteurs 6'' BLC 141 butane ou 4'' PLC 107 propane.

Les phases gaz des sphères correspondantes sont mises en équilibre (collecteurs 3'' BGC 126 pour butane et 3'' PGC 119 pour propane).

– *Par les compresseurs :*

Les liquides des sphères sont mis en communication par l'intermédiaire des collecteurs d'aspiration des pompes.

Le gaz est aspiré sur une sphère par compresseurs GPL (collecteur 4'' BGC 122 pour butane et 4'' PGC 118 pour propane) et refoulé dans l'autre (collecteur 3'' BGC 126 butane et 3'' PGC 124 propane). Le gaz refoulé pousse donc le liquide de cette sphère.

Le liquide est ainsi transféré dans la sphère dans laquelle les compresseurs aspirent.

Ces activités se font selon les deux processus figure II-5 et II-6 suivantes :

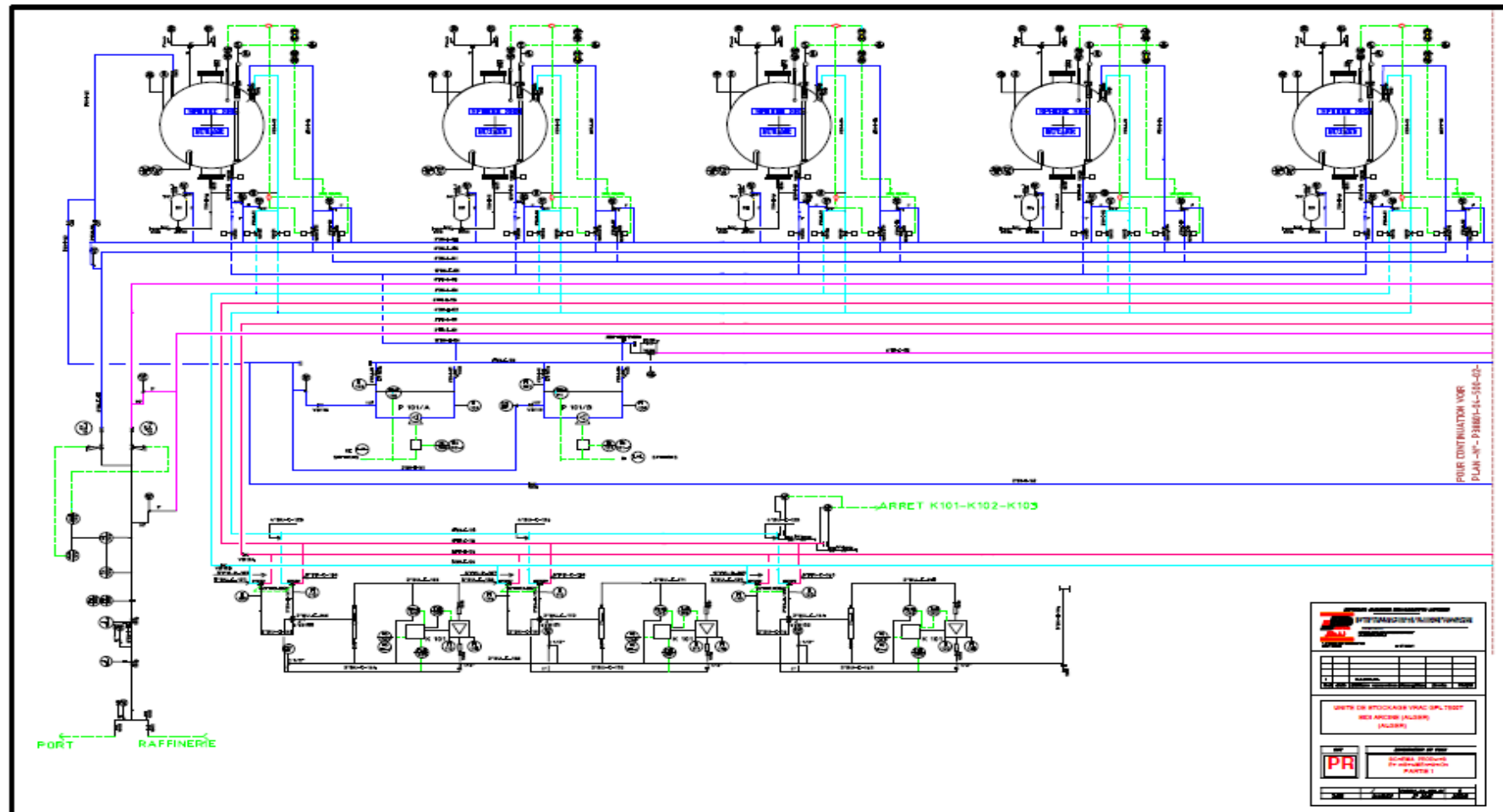


Figure II-5 : Schéma PID du process butane

II.4 Equipements principaux (Principales caractéristiques)

- a) Sphères butane :
 - 5 sphères SB1 à SB5 ;
 - Volume 2150m^3 ;
 - Pression d'étude : 17,65 bar eff ;
 - Pression d'ouverture des soupapes : 10 bar eff.
- b) Sphères propane :
 - 2 sphères SP1, SP2 ;
 - Volume 1500m^3 ;
 - Pression d'étude : 17,65 bar eff ;
 - Pression d'ouverture des soupapes : 17,65 bar eff.
- c) Pompes GPL
 - Pompes butane
 - 2 pompes P101 – P102 ;
 - Débit : $60\text{ m}^3/\text{h}$;
 - Pression différentielle : 5,5 bar ;
 - Pompes propane
 - 2 pompes : P201 – P202 ;
 - Débit : $30\text{ m}^3/\text{h}$;
 - Pression différentielle : 5,5 bar.
- d) Compresseurs GPL
 - 3 compresseurs K101, K102, K103 ;
 - Débit unitaire : environ $60\text{m}^3/\text{h}$ liquide selon conditions ;
 - Pression différentielle : environ 2 bar.
- e) Ilots de chargement
 - Chaque ilot est équipé de :
 - Système de prédétermination ;
 - Bras liquide et gaz ;
 - Dispositif de mise à la terre des camions.
 - Ilot 1 et 2 butane
 - 1 bras liquide 3'' ;
 - 1 bras gaz 2'' ;
 - Débit : $60\text{m}^3/\text{h}$.
 - Ilot 3 butane ou propane
 - 1 bras liquide 3'' ;
 - 1 bras gaz 2'' ;
 - Débit : $30\text{m}^3/\text{h}$.
 - Ilot 4 butane ou propane
 - 1 bras liquide 2'' et 1 bras gaz 2'' ;
 - Débit : $30\text{m}^3/\text{h}$.

II.5 Sécurité des équipements

- *Compresseurs GPL* : ils sont protégés par :
 - Un contacteur de pression différentielle élevée DPSH pour chaque compresseur pour éviter un fonctionnement avec le compresseur isolé à l'aspiration ou au refoulement ;
 - Un contacteur de pression de refoulement élevée PSH pour chaque compresseur pour éviter un fonctionnement avec refoulement fermé ;
 - Un contacteur de pression basse d'huile PSL pour chaque compresseur, ceci en cas de défaut ou manque d'huile.

- *Pompes GPL* : elles sont protégées par :
 - Un contacteur de pression différentielle basse DPSL pour les pompes butane et propane, ces contacts ont pour but de protéger les pompes en cas de cavitation ou de défaut d'amorçage. Ils permettent par ailleurs d'arrêter le déchargement lorsque le débit est très excessif ;
 - Un recyclage de débit minimum : les contacteurs de débit PSL ouvrent les vannes de recyclage FCV pour les pompes GPL lorsque le débit est trop faible, ces vannes retournent le liquide aux sphères SB ou SP par l'intermédiaire des collecteurs.

La sphère vers laquelle le liquide est retourné est choisie par les vannes 3 voies 3VT pour SB et 2VT pour SP.

En secours des pompes P101 et P102 de butane, les pompes P201 et P202 peuvent être utilisées sur butane en ouvrant la vanne VS258. Cette vanne est équipée d'un contact de fin de course qui, lorsqu'elle est ouverte, maintient automatiquement les vannes d'aspiration des sphères propane fermées.

- *Sphères* : elles sont équipées de :
 - Un indicateur de niveau délivrant ;
 - Un contact de niveau haut qui lance une alarme visuelle et sonore ;
 - Un capteur de niveau bas qui arrête les pompes utilisées sur la sphère ;
 - Un capteur de niveau très haut qui ferme les vannes d'alimentations et commande l'arrêt des pompes ;
 - Un capteur de pression haute qui ferme les vannes d'alimentation.

- *Soupapes d'expansion thermique* : les soupapes installées sur les tuyauteries évacuent le surplus de pression.

La vanne 3 voies 3VT 111 butane permet de diriger l'évacuation des soupapes installées sur les tuyauteries soit vers SB1, soit vers SB2 ou les deux simultanément.

La vanne 3 voies 2VT 112 propane permet de diriger l'évacuation des soupapes installée sur les tuyauteries soit vers SP1, soit SP2 ou vers les deux simultanément.

- *Réseau anti-incendie* : Un réseau maillé alimenté par les pompes incendie P301, 302, 303 permet de fournir de l'eau incendie :
 - Aux couronnes d'arrosage des sphères ;
 - Aux pulvérisateurs en pomperie GPL et aux ilots de chargement ;
 - Aux divers canons à eau et bornes incendie.

Le réseau est maintenu sous pression par les pompes "JOKEY" P304 et 305 (soit une pression de 07 bar).

- *Refroidissement des sphères* : En cas de température extérieure élevée, les sphères peuvent être arrosées par ouverture des vannes VPM propres pour chaque sphère. Ces vannes sont commandées :
 - Automatiquement en cas de haute température dans la sphère ;
 - A distance et depuis le tableau de la salle de contrôle ;
 - Localement par commande manuelle.

- *Isolement des équipements, arrêt d'urgence*

1) Isolement des équipements

Il est assuré par des vannes motorisées pneumatiques d'isolement, commandées à distance et à fermeture par manque d'air, installées sur les canalisations suivantes :

- Tuyauteries reliées aux sphères ;
- Postes de chargement / déchargement.

2) Arrêt d'urgence :

Un système de boutons poussoirs permet de :

- a) Fermer les vannes motorisées dans la zone des sphères.
- b) Fermer les vannes motorisées des bras.
- c) Arrêter les pompes et compresseurs GPL.

- *Détection GAZ et incendie*

1) Détecteur de gaz

Ces détecteurs délivrent 2 seuils :

- Premier seuil : pré-alarme ;
- Deuxième seuil : alarme.

Ils sont installés :

- Un sous chaque sphère à proximité de la sortie liquide : XAG 131 à 137 ;
- 3 en pomperie : XAG 138, 139, 140.

Le deuxième seuil d'alarme de ces détecteurs délivre une alarme sur le tableau de la salle de contrôle, qui provoque la fermeture des vannes motorisées des sphères et l'arrêt des pompes et compresseurs.

2) Détecteur d'incendie de type thermovélocimétriques sont installés :

- aux postes de chargement (6 détecteurs) ;
- en pomperie (4 détecteurs).

Ces détecteurs délivrent des alarmes par zones et provoquent :

- La fermeture générale des vannes d'isolement ;
 - L'ouverture des vannes motorisées d'eau d'incendie correspondantes.
- *Bris de glace* : Un système d'alarme par "bris de glace" est installé. Ces "bris de glace" sont installés :
- Dans la zone des sphères : un par sphère provoquant une alarme et l'ouverture des vannes incendie correspondantes ;
 - Dans la pomperie GPL provoquant une alarme et l'ouverture de la vanne incendie ;
 - Dans le bâtiment administratif délivrant une alarme.

II.6 GPL, origine et propriété

II.6.1 Origine du GPL

Le Butane et le Propane, appelés couramment GPL sont des Gaz de Pétrole Liquéfiés. Il s'agit de dérivée du pétrole et du gaz naturel, donc il provient de deux origines :

- les champs de gaz pour plus de 60%. En moyenne, un champ de gaz naturel fournit près de 90% de méthane (CH₄) mais aussi 5% de propane et 5% d'autres gaz dont le butane.
- les raffineries de pétrole pour moins de 40%. Lors du raffinage du pétrole brut, le butane et le propane constituent entre 2 et 3 % de l'ensemble des produits obtenus. Ils constituent les coupes les plus légères issues de la distillation du pétrole brut.

Le propane et le butane se différencient l'un de l'autre par la température et la pression auxquelles ils passent de l'état gazeux à l'état liquide. A pression atmosphérique (1,013 bar), le propane devient liquide en dessous de -42°C tandis que le butane passe à cet état dès que la température descend en dessous de 0°C.

L'usage des GPL est aujourd'hui largement répandu en raison de leur facilité de stockage et de transport. Leur distribution a débuté dans des bouteilles dès les années 1930 et s'est étendue avec le développement du stockage en citernes (ou « vrac ») dans les années 1960 [17].

II.6.2 Propriétés des GPL

Le Butane et le Propane partagent de nombreuses caractéristiques :

- incolores ;
- inodores à l'état naturel (pour des raisons de sécurité, on y ajoute d'un odorisant (mercaptan), qui par son odeur bien caractéristique permet de détecter toute fuite) ;

- non toxiques et non corrosifs (mais dessoudent le caoutchouc, la graisse et l'huile) ;

Les GPL sont les seuls à être gazeux à pression et température ambiante (1,013 bar et 15°C) et à se laisser liquéfier sous faible pression (propane à 7,5 et butane à 1,5 bar). Cet état liquide permet de les manipuler, de les transporter et de les stocker dans de faibles volumes. En effet, 1 litre de butane liquide libère 239 litres de gaz et 1 litre de propane liquide libère 311 litres de gaz.

Le GPL étant plus lourd que l'air, contrairement au gaz naturel, il risque, en cas de fuite, de s'accumuler au niveau du sol et dans les parties basses, Cela entraîne un danger d'explosion lorsque l'accumulation forme un mélange GPL/air adéquat et qu'il y a une source d'inflammation. Cela entraîne également un danger d'asphyxie, puisque le GPL remplace l'air et diminue donc la concentration en oxygène. C'est pour cela qu'on y ajoute du mercaptan [18].

Néanmoins, ils se distinguent par deux éléments :

- leur pression de liquéfaction (passage de l'état gazeux à l'état liquide) ;
- leur température d'ébullition (à laquelle un liquide se vaporise).

II.6.2.1 Limite d'inflammabilité

Les gaz GPL sont inflammables dans des limites faibles, la combustion n'est possible que si le mélange (air + carburant) est réalisé suivant certaines proportions comprises entre ces limites.

Les vapeurs des GPL constituent donc avec l'air un mélange inflammable et dangereux. Leur domaine d'inflammabilité dans l'air à 20°C et sous 1 atm varie de 2 à 10 % (% volumique). Ce mélange est détonnant au contact d'une source de chaleur (flamme ou étincelle). Une fourchette plus restreinte que les autres gaz. A titre de comparaison, la plage d'inflammabilité dans l'air intervient entre :

- 4 et 75 % dans le cas de l'hydrogène ;
- 2,5 et 80 % dans le cas de l'acétylène ;
- 5 et 15 % dans le cas du gaz naturel.

II.6.2.2 Influence des gaz GPL sur certaines matières

Les gaz GPL n'ont aucune action corrosive sur les métaux, ils n'attaquent donc pas les récipients qui les contiennent, par contre ils dissolvent certaines substances comme l'huile, la graisse, les vernis et provoquent un gonflement important du caoutchouc naturel.

Dans une installation fonctionnant au GPL, les joints, les membranes et les conduites souples doivent être fabriquées en caoutchouc synthétique. D'autre part il faut éviter de mettre les GPL en présence des huiles et des graisses.

II.6.3 Caractéristiques commerciales du butane et du propane

Le butane et le propane commercialisés ne sont pas des produits chimiquement purs mais des mélanges d'hydrocarbures répondant à des spécifications officielles bien définies.

Le tableau II-1 représente les principales propriétés des GPL commerciaux :

Tableau II-1 : Résumé général des caractéristiques des GPL commerciaux

Caractéristiques	Butane commercial	Propane commercial
Nom chimique	Butane	Propane
Formule empirique	C ₄ H ₁₀	C ₃ H ₈
Composition de la substance	83% C et 17% H	82% C et 18% H
Masse volumique moyenne : - A l'état liquide à 15°C - A l'état gazeux de 15°C et 1013 mbar	0,58 Kg/dm ³ 2,44 Kg/m ³	0,51 Kg/dm ³ 1,87 Kg/m ³
Densité par rapport à l'air	2,07	1,56
Température d'ébullition à 1013 mbar	-0,5 °C	-42 °C
Pression de vapeur relative - A -5 °C - A +15 °C	0,8 bar 1,7 bar	5,2 bar 7,5 bar
Chaleur latente de vaporisation à 15 °C/Kg	362 Kj/ 100,5 Wh/ 86,5 Kcal	356 Kj/ 98,8 Wh/ 85 Kcal
Pouvoir comburivore	29,5 m ³ /m ³	24,8 m ³ /m ³
Limite d'inflammabilité dans l'air - Inférieure - Supérieure	1,8% 8,8 %	2,4% 9,3%
Composition théorique des produits d'une combustion neutre (au condensée) - CO ₂ - N ₂	14% 86%	13,7% 86,3%
Température d'auto-inflammation	510 °C	490 °C
Vitesse de combustion	30 cm/sec	30 cm/sec
Température de décomposition	400-435 °C	425-460 °C

II.7 Cadre réglementaire, normatif et retour d'expérience associé au CV165

II.7.1 Cadre réglementaire et normatif

L'activité industrielle est susceptible de générer des dangers aussi bien pour l'homme que pour son environnement ; par conséquent il a été nécessaire de mettre en place un cadre légal afin de connaître et prévenir les risques de ces activités.

L'Algérie a, depuis l'indépendance, adopté de nombreux textes (ordonnances, lois, décrets et arrêtés) en matière de risque, de sécurité et de la protection de l'environnement, elle a également adhéré à plusieurs conventions internationales.

Dans ce qui suit, nous allons rapporter la réglementation applicable aux installations à haut risque industriel dites classées pour la protection de l'environnement qui sont définies selon la réglementation comme étant, toute unité technique fixe dans laquelle interviennent une ou plusieurs activités figurant dans la nomenclature réglementaire des installations classées dont fait partie le Centre Vrac 165 [19].

II.7.1.1 Réglementation algérienne

- **Décret n°85-232 du 25 août 1985**, relatif à la prévention des risques de catastrophes qui a pour but de mettre en œuvre les mesures et normes réglementaires et techniques de nature à éliminer les risques susceptibles de mettre en danger la sécurité des personnes, des biens et de l'environnement ou à réduire les effets.
- **Loi n°88-07 du 26 janvier 1988**, relative à l'hygiène, la sécurité et la médecine du travail. Cette loi a pour objet de définir les voies et les moyens ayant pour but d'assurer aux travailleurs les meilleures conditions en matière d'hygiène, de sécurité et de médecine de travail et de désigner les personnes responsables et organismes employeurs chargés de l'exécution des mesures prescrites.
- **Décret exécutif n° 03-451 du 1 décembre 2003** définit les règles de sécurité applicables aux activités portant sur les matières et produits chimiques dangereux ainsi que les récipients de gaz sous pression.
- **Loi n° 03-10 du 19 juillet 2003** relative à la protection de l'environnement dans le cadre du développement durable. La présente loi a pour objet de définir les règles de protection de l'environnement dans le cadre du développement durable.
- **La loi n° 04-20 du 25 décembre 2004** relative à la prévention des risques majeurs et à la gestion des catastrophes dans le cadre du développement durable.
- **Décret exécutif n°06-198 du 31 mai 2006** définissant la réglementation applicable aux installations et établissements classés pour la protection de l'environnement qui a pour objet de définir les régimes d'autorisation et de déclaration d'exploitation des établissements classés, leurs modalités de délivrance, de suspension et de retrait, ainsi que les conditions et modalités de leur contrôle.
- **Décret exécutif n° 07-144 du 19 mai 2007** fixant la nomenclature des installations classées pour la protection de l'environnement.
- **Décret exécutif n° 09-335 du 20 octobre 2009** fixant les modalités d'élaboration et de mise en œuvre des plans internes d'intervention par les exploitants des installations industrielles.
- **Décret exécutif n°14-349 du 8 décembre 2014** fixant les conditions de mise en conformité des installations et des équipements relevant des activités hydrocarbures [20].

II.7.1.2 Réglementation européennes

- **La directive n°89/391/CEE** du conseil des communautés européennes du 12 juin 1989, dite « directive cadre », définit les principes fondamentaux de la protection des travailleurs. Elle a placé l'évaluation des risques au sommet de la hiérarchie des principes généraux de prévention.

- **La directive n°96/82/CEE (directive SEVESO II)** du 9 décembre 1996 concernant la maîtrise des dangers liés aux accidents majeurs impliquant des substances dangereuses. Cette directive a pour objet la prévention des accidents majeurs impliquant des substances dangereuses et la limitation de leurs conséquences afin d'assurer de façon cohérente et efficace des niveaux de protection élevés.

II.7.1.3 Normes internationales

Les normes internationales ont évolué dans un autre sens, car elles étaient préoccupées de certification, et ont plutôt progressé pas à pas.

- Le système de management de la qualité ISO 9001 a servi de base à la mise en œuvre d'un système de gestion de l'environnement ISO 14001 qui traite des pollutions accidentelles et continues, mais est peu orienté vers la gestion des risques.
- La gestion de la santé et de la sécurité a été élaborée en suivant le modèle ISO 14001 pour aboutir à la spécification OHSAS 18001 qui est définie comme étant un ensemble d'éléments interdépendants destinés à établir des politiques et des objectifs de santé-sécurité au travail et à les réaliser en mettant en place les moyens et les mesures nécessaires.

II.7.2 Conformité du centre VRAC 165 aux prescriptions réglementaires et normatives

Le tableau II-2 résume la conformité du CV165 aux prescriptions réglementaires et normatives nationale et européennes.

Tableau II-2 : Synthèse de l'étude de conformité réglementaire et normative du CV 165

Réglementation	Désignation	Situation du complexe		Commentaires
		Conforme	Non conforme	
Réglementation applicable aux installations classées (IC) pour la protection de l'environnement	Décret exécutif n° 06-198	Oui		Le centre VRAC 165 fait partie des ICPE conformément à ce décret.
	Décret exécutif n° 07-144	Oui		
Réglementation relative à l'hygiène, la sécurité et la médecine au travail	Loi n°88-07	Oui		Le centre VRAC 165 est conforme à cette loi.
Réglementation relative à la gestion des risques majeurs et des catastrophes	Décret n°85-232	Oui		Le centre VRAC 165 est conforme à ce décret par la mise en place d'un PII.
	Décret exécutif n° 03-451	Oui		
	La loi n° 04-20	Oui		
	Décret exécutif n° 09-335	Oui		
Réglementation relative à la protection de l'environnement dans le cadre du développement durable	Loi n°03-10	Oui		Le centre VRAC 165 est conforme à cette loi.
Réglementation relative à la gestion des installations relevant à l'activité des hydrocarbures	Décret 14-349	Oui		Le centre VRAC 165 est conforme à ce décret.
Normes	ISO 9001 V2008	Oui		Le centre VRAC 165 Est certifié
	ISO 14001	Non		
	OHSAS 18001	Non		

Synthèse :

- La haute direction du CV 165 met la sécurité au centre de ses préoccupations et cela en se conformant à toute la réglementation nationale et internationale.
- La réglementation algérienne est très riche en matière HSE et le CV165 avec la collaboration de la direction de NAFTAL, se met à jour à toute nouvelle publication grâce à une cellule de veille réglementaire très efficace.
- Compte tenu de ses installations très complexes d'une part et l'utilisation de produits inflammables et explosifs d'autre part, le centre est classé pour la protection de l'environnement.
- Ces réglementations ont permis au CV165 de mettre en place un plan de gestion environnementale PGE et un système de gestion de la sécurité SGS.
- Pour une satisfaction du client irréprochable, surtout lors des exportations de ses produits, le CV 165 a été certifié ISO9001 V2008.

II.7.3 Retour d'expérience lié au stockage des GPL

Le retour d'expérience consiste en l'analyse des faits passés et de leur contexte pour réutiliser la connaissance qui en découle.

L'expérience et le risque sont deux notions liées par un mécanisme très naturel. En effet, l'identification du risque se fait généralement par un retour d'expérience issu de la mémoire des acteurs ou des différentes sources mises à leur disposition. Lorsqu'un risque est identifié, l'acteur analyse celui-ci et choisit une politique de maîtrise pour l'événement considéré.

L'interaction entre le retour d'expérience et le risque est forte car en milieu industriel, les décisions sur les risques doivent souvent être très argumentées et les coûts d'application généralement chiffrés. Il est donc nécessaire d'établir des indicateurs pour fournir aux décideurs les outils dont ils ont besoin pour prendre les bonnes décisions. Pour pouvoir construire ces indicateurs, la formalisation des processus de retour d'expérience et l'évaluation objective des risques est indispensable [21].

Ainsi le retour d'expérience constituera pour les besoins de notre projet une banque de données très importante que ce soit pour l'identification des sources de dangers ainsi qu'à l'attribution des probabilités de leurs apparitions.

Les deux tableaux II-3 et II-4 nous renseigneront sur l'accidentologie liée aux installations de GPL à l'échelle internationale et nationale [22].

Tableau II-3 : Accidentologie lies aux stockages de GPL-ARIA

Accidents / Lieu	Equipement	Types de produit	Scénarios	Conséquence
Raffinerie Feyzin, France, 04/01/1966	L'installation de stockage de GPL (quatre sphères de propane de 1200 m ³ , quatre sphères de butane de 2000 m ³ , ainsi que deux réservoirs cylindriques horizontaux.	Liquides inflammables propane / butane	Trois sphères de butane s'ouvrent sans donner matière à un BLEVE.	-Le village de Feyzin, distant d'environ 400 mètres est touché par les ondes de surpression successives. Au total 11 réservoirs sont détruits, des missiles sont projetés jusqu'à 800 mètres. L'accident causa 18morts et 84 blessés.
Ixhuatepec, Mexico, Mexique 19/11/1984	Le site de stockage était constitué de 4 sphères de GPL, d'un volume unitaire de 1600 m ³ , de deux sphères de 2400 m ³ de volume unitaire et de 48 réservoirs cylindriques horizontaux.	GPL	Série de BLEVE sur une installation de GPL	-Quelques minutes après l'inflammation du nuage, deux des plus petites sphères donnent matière à des BLEVE, engendrant la formation d'une boule de feu (d'un diamètre évalué, sans certitude, à 350 ou 400 mètres) ainsi que l'éjection d'un ou deux réservoirs cylindriques. -Les effets thermiques et l'éjection de fragments entraînent, par effet domino, d'autres BLEVE. -Cet accident causa au total le décès de plus de 500personnes. Il y eut environ 7000 blessés et 39000 personnes évacuées. Des fragments de sphères furent retrouvés à plus de 600 mètres.
RAFFINERIE (TEXAS CITY, TEXAS, USA,30/05/1978)	D'un réservoir sphérique d'isobutane d'une capacité de 800 m ³	Isobutane	Succession de BLEVE	-Le nuage est enflammé par une source non identifiée et un feu de type chalumeau se forme à la fuite. Moins d'une minute après, la sphère donne matière à un BLEVE. Plusieurs BLEVE de petits réservoirs se produisent ensuite, puis 20 minutes plus tard, une autre explosion survient. Il s'agit du BLEVE d'une autre sphère de 800 m ³ de capacité.
LOS ALFAQUES, ESPAGNE, 11/07/1978	Un camion transportant 23,5 tonnes de propylène	Propylène	Un BLEVE se produit engendrant notamment une boule de feu.	La citerne est fissurée et l'inflammation du rejet gazeux qui se forme entraîne une augmentation de la pression interne et une détérioration des parois de la citerne. Consécutivement à une première explosion, un BLEVE se produit engendrant notamment une boule de feu. Cet accident fut la cause de 216 morts et plus de 200 blessés dans un rayon de 125 m (Lees,1996).
ARIA N° 100, Le 19/08/1988, JAPON ASAHIKAWA	Une fuite de GPL issue de l'unité de compression des gaz résiduels dans l'atelier d'inspection et de remplissage des bouteilles.	GPL	Explosion suite à une fuite de GPL.	Une explosion (cause d'allumage indéterminée) et un incendie; 1207 bouteilles sont détruites au cours du sinistre qui a fait 3 morts et 2 blessés sur le site. Les trains sont arrêtés et la production électrique est perturbée.

(KAMENA VOURLA) GRECE, le 30/04/1999	Camion-citerne contenant 18 tonnes de GPL.	GPL	BLEVE	Une fuite de GPL qui s'enflamme, Trente minutes plus tard, un BLEVE se produit. la formation d'une boule de feu d'environ 100 m de rayon et 150 m de hauteur. De grosses gouttes de GPL liquide en feu pleuvent sur des distances de 300 à 400 m.
ARIA N° 36310, le 25/06/2009; France, Port-La- Nouvelle.	Dans un dépôt de GPL de 1250 m ³ une fuite de propane se produit vers 14h45 sur une vanne de purge d'une des pompes des 3 réservoirs sous talus (2 x 500 m ³ + 1 x 250 m ³), mis en service début juin en remplacement de 3 sphères aériennes; le jet vertical de gaz (7 bar) de 6 à 8 m s'enflamme en moins de 5 s.	GPL	Fuite enflammée sur vanne de purge	La fuite enflammée perdure pendant 35 min, le temps nécessaire pour brûler le propane présent dans la canalisation de 250 mm de diamètre et de 20 m de long entre la vanne de sectionnement en soutirage du réservoir et le point de fuite. Après extinction, la vanne de purge est refermée manuellement ; le POI est levé à 15h40. Aucun blessé n'est à déplorer ; les eaux de refroidissement ont été confinées sur le site. La fuite de gaz est estimée à 350 kg.
ARIA N° 29590, le 23/04/2004 Allemagne	Dans une raffinerie, un "flash" de GPL se produit lors d'un transfert entre un stockage fixe et une citerne routière	GPL	Flash de GPL	Le jour de l'accident, le chargement d'une citerne est en cours quand le raccord vissé entre le bras de chargement et la citerne fuit. Le nuage ainsi formé s'enflamme enveloppant le chauffeur. Ce dernier, grièvement brûlé, décèdera de ses blessures par la suite.

Tableau II-4 : Accidentologie lies aux accidents de stockage de GPL en Algerie - ARIA

Accidents / Lieu	Equipement	Cause	Conséquence
2004 - EL KHEMIS	Bras de chargement	/	Flash
2004 - BLIDA	Canalisation enterrée du poste chargement	Corrosion interne	Fuite de GPL non enflammée
Mardi 31 Août 2004 (Jetée M6/GP1/Z)	Bras de chargement	Frottement de brides (création de l'électricité statique)	Fuite de propane enflammée
2005 - BERRAHAL	Soupape de ligne	Dysfonctionnement de la soupape	Fuite de GPL non enflammée
2005 - Bourdj Bou-Arreredj	Soupape d'une citerne	Dysfonctionnement de la soupape	Fuite de GPL non enflammée
2007 - SKIKDA	Canalisation 6	Corrosion interne	Fuite de GPL non enflammée
2007 - BERRAHAL	Soupape d'une citerne	Augmentation de pression	Fuite de GPL non enflammée
2007 - PORT BEJAIA	Canalisation 6	Détérioration d'un joint	Fuite de GPL non enflammée
2009 - SBA	Pipe Arzew-SBA-Tlemcen	Travaux d'excavation d'une société chinoise CETIC	Fuite de GPL non enflammée
2009 - ARZEW	Citerne	Rupteur du joint d'étanchéité dû au mauvais serrage	Fuite de GPL non enflammée
2009 - SIDI KHALED	Citerne	Arrachement de la vanne de purge dû à l'usure du filetage	Fuite de GPL non enflammée
2009 - KHROUB	Soupape de ligne	Elévation de température	Déclenchement de la soupape
2009 - PORT BEJAIA	Pipe	Le cisaillement du pipe est provoqué par une manœuvre d'une remorque de l'EPB	/

Le retour d'expérience effectué sur les accidents permet de tirer plusieurs enseignements sur les risques majeurs (incendie, explosion, toxicité). Parmi les principaux enseignements, nous pouvons retenir l'influence de la température et du mode de sollicitation (vitesse d'augmentation de la pression) sur le seuil de rupture d'une enceinte.

D'après les tableaux ci-dessus, nous constatons que les risques présentés par le GPL sont liés à leur transformation physique qui est définie par les conditions auxquelles ils sont soumis. Les risques sont donc:

- La formation de nuages de vapeur suite à leur évaporation facile dans les conditions ambiantes de pression lors d'une fuite à l'air libre ; c'est l'U.V.C.E. (Unconfined Vapour Cloud Explosion) ou feu de torche ;
- L'incendie, car ces produits sont inflammables et les vapeurs peuvent s'enflammer dans des conditions précises ;
- Phénomène d'épandage du GPL liquide sur le sol dans le cas d'un déversement important ;
- Le BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion) : expression anglo-saxonne pour décrire un type particulier d'explosion des stockages de gaz liquéfiés sous pression ;
- Du givrage par détente lors de l'évaporation instantanée (flashing) ;
- Bouchage interne par formation de glace lors de la présence d'eau ;
- Le jet enflammé: il s'agit d'un phénomène résultant de l'inflammation immédiate d'une fuite de gaz alimentée ;
- Feu de nappe, présence simultanée d'une nappe de liquide inflammable portée à une température supérieure à son point éclair et d'un point chaud (étincelle, flamme nue).

Les incidents les plus fréquents sur les installations GPL au niveau du centre VRAC 165

- Les petites fuites de GPL sur les installations de transfert, des joints et des piquages d'instrumentation.
- Les feux (feu de broussaille, court-circuit électrique, feu de pneus, un feu suite à une erreur humaine lors des opérations de maintenance).
- Les agressions mécaniques (manœuvres des engins de manutention, détachement de citerne de camion).
- Le dysfonctionnement des détecteurs de gaz.

Aucun accident grave ou susceptible d'être qualifié d'accident majeur lié aux stockages n'a été observé au niveau du CV 165.

Conclusion

Nous avons pu constater à travers ce chapitre :

- L'importance du CV 165, par la nature des produits stockés (explosifs et inflammables), sa capacité de stockage et son réseau de distribution de GPL qui peut alimenter l'ensemble de la région centre du pays ;
- La complexité des installations du CV 165.

Sur la base de ce constat, nous avons jugé qu'il est nécessaire d'étudier son fonctionnement technique pour comprendre les différents processus qui le constituent et la finalité des barrières de sécurité installées sur les équipements et ceci :

- en effectuant des visites sur terrains,
- par des entretiens avec les opérateurs
- en étudiant les différents schémas (PID,...)

Chapitre III : Application des méthodes d'analyse des risques

Introduction

Après avoir cerné le principe de fonctionnement des installations du CV 165, les risques doivent être identifiés et analysés avant la survenance d'éventuels accidents, de ce fait, le présent chapitre est dédié à l'application des méthodes d'analyses des risques.

Dans un premier temps il s'agira d'identifier les scénarios accidentels les plus dangereux par l'utilisation du modèle MADS afin de ressortir les zones les plus sensibles et les plus critiques du CV 165.

Quant à la deuxième partie, elle sera consacrée à une étude plus technique des zones préalablement identifiés par l'emploi de la méthode HAZOP, car cette dernière est très utile pour l'examen de systèmes thermo-hydrauliques et ceci en prenant en considération les barrières de sécurité existantes.

III.1 Méthode d'Analyse des Dysfonctionnements des Systèmes (MADS)

Dans ce qui suit, nous allons aborder la première étape de notre projet en utilisant la méthode MADS qui va nous permettre de recenser l'ensemble des scénarios plausibles pouvant engendrer des accidents majeurs en combinant entre les processus de dangers élaborés par la mise en relation d'une source de danger et d'une cible.

Avant tout cela, une modélisation systémique de l'ensemble du site s'impose pour rechercher les dangers présentés par chaque sous système préalablement identifié pour des fins d'exhaustivité et d'optimisation.

III.1.1 Décomposition des installations

La réception et le transfert (expédition) de GPL sur le CV 165 nécessite l'utilisation d'un ensemble d'installations telles que le terminal pipe, la pomperie GPL, l'îlot de chargement, etc. C'est ce qui nous a amené à créer un premier système « *Moyens de ravitaillement* ».

L'opération la plus risquée et la plus surveillée est le stockage car elle fait intervenir de grandes quantités de produit inflammable et toxique. Choisir un deuxième système « *Capacité de stockage* » nous est apparu primordial.

Le facteur humain qui comprend : cadres, managers, opérateurs, agents d'entretien, etc., est un facteur primordial que nous avons pris en compte. Car ces derniers peuvent être sources et cibles de dangers au même temps, donc un troisième système a été créé : « *système humain* ».

Enfin, le site CV 165 est classé pour la protection de l'environnement et soumis à une autorisation d'exploitation selon la réglementation algérienne. L'environnement naturel qui délimite le site tels que les habitations de Menasria et le nouveau stade de Beraki, etc., peut être le siège d'accidents majeurs et de ce fait un dernier système est établi : « *Environnement naturel* ».

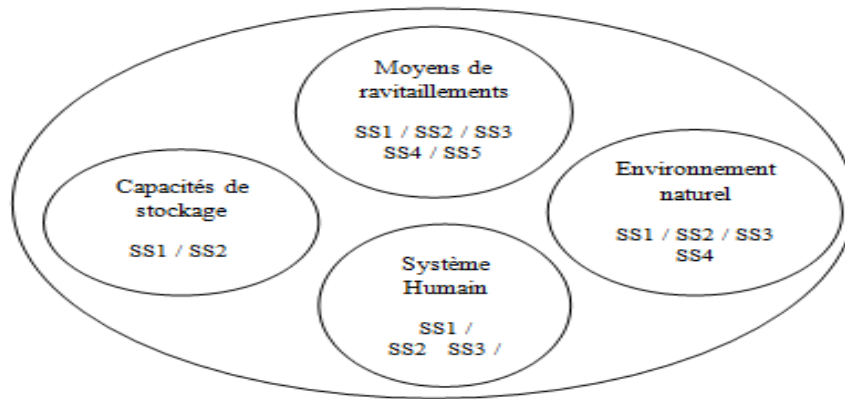


Figure III-1 : Décomposition des installations étudiée en systèmes

Les figures III-2 suivantes illustrent la décomposition que nous avons faite du site en système puis en sous-système :

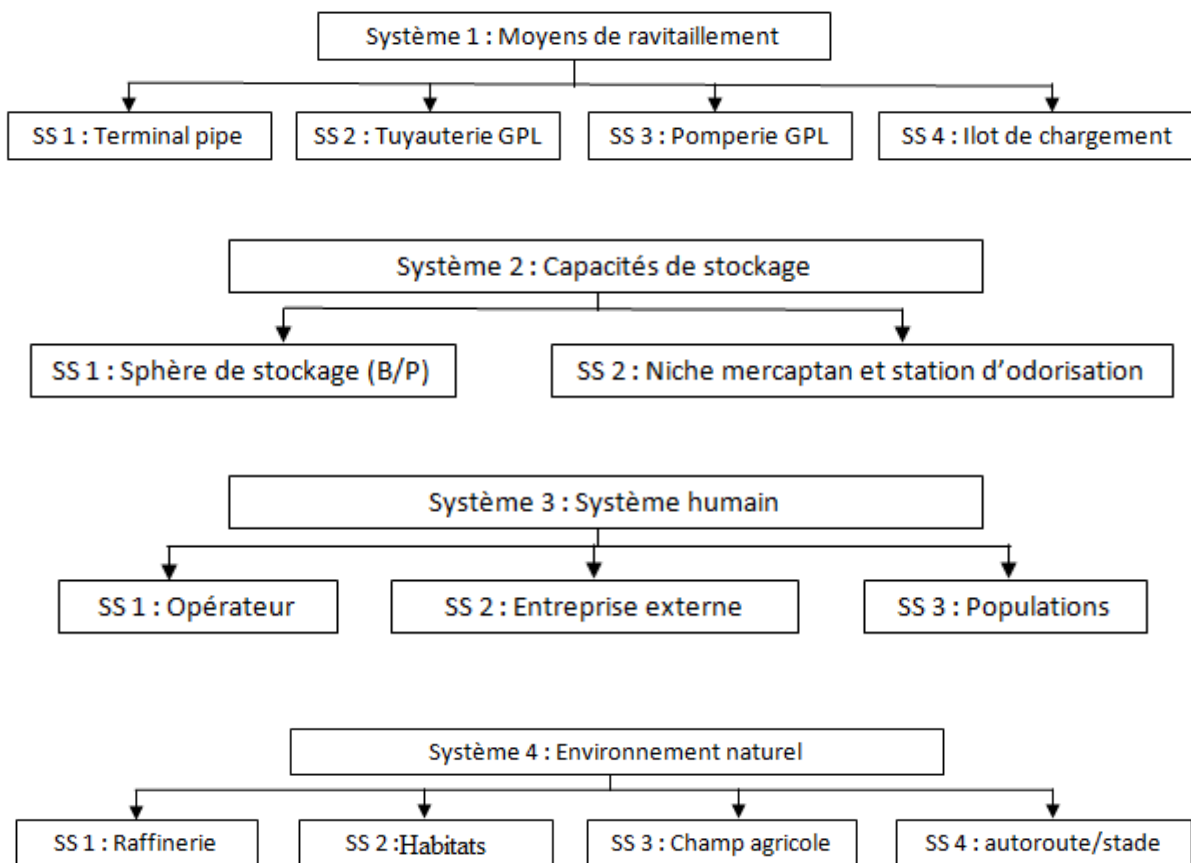


Figure III-2 : Décomposition des différents systèmes en sous-systèmes

III.1.2 Identification des systèmes sources de danger

Le tableau III-1 qui suit englobe les sources de danger pour chaque sous-système accompagné de la typologie associée comme défini dans la partie théorique.

Chapitre III : Application des méthodes d'analyse des risques

Nous avons mis en œuvre ce tableau en utilisant des représentations du système (descriptions, schémas, plans, etc.), d'une visite sur site et d'échanges avec les acteurs du système.

Tableau III-1 : Les sources de danger pour les différents sous-systèmes

Système	Sous-système	Source de danger	Typologie
1. Moyens de ravitaillement	Terminal pipe	Canalisation	A.1 / B.2 / D
		Vanne de sélection (motorisée et manuelle)	A.1 / A.8 / B.2 / D
		APS	C.1 / G
	Tuyauterie GPL	Pipe	A.1 / B.2 / D
		Joint isolant	D
		Soupape de ligne, de recyclage	A.1 / B.2 / D
		Vanne d'équilibrage, de régulation, PVC	A.1 / B.2 / D
		APS	C.1 / G
	Pomperie GPL	Pomperie interne	A.1 / D
		APS	C.1 / G
		Pomperie de transfert (Centre Enfûteur 163, Blida)	A.1 / D
	Ilot de chargement	Bras de chargement liquide	A.1 / B.2 / D
		Bras de chargement gaz	A.1 / B.2 / D
		Vanne isolant (automatisée et manuelle)	A.1 / A.8 / B.2 / D
		Système de purge	B.4 / D
		Soupape	A.1 / B.2 / D
		Vanne	A.1 / B.2 / D
		APS	C.1 / G
	Alimentation électrique	Courant électrique 630 KVA	C.1
		Courant électrique SONELGAZ 30.000 volts	C.1
		Transformateur 5.500 volts	C.1
2. Les capacités de stockage	Sphère (butane et propane)	Sphère sous pression	A.1 / B.2 / D
		Soupape	A.1 / B.2 / D
		Pied	B.2 / B.4 / D
		Bac de rétention	B.4 / D
		Vanne hydraulique	A.1 / B.2 / D
		APS	C.1 / G
	Niche mercaptan et station d'autorisation	Citerne	B.4
		Pompe	A.1 / B.2
		Conduite	A.1 / B.2
		Palette (sur lesquelles la citerne y est)	B.4
3. Système humain	Opérateurs	Opérateurs	H
	Entreprise externes	Entreprise externes	H
4. Environnement naturel	Raffinerie	Raffinerie	B.2 / D

III.1.3 Identification des scénarios d'accidents plausibles

III.1.3.1 Identification des différents processus de danger

Avant l'élaboration de quelconque scénario, il faut en premier lieu établir les processus de danger pour chaque source de danger présente au tableau III-1 en identifiant les Evénements Initiateurs Internes(EII) et les Evénements Initiateurs Externes (EIE) en amont et les Evénements Initiaux(EI) et les Evénements Principaux (EP) en aval de la source de danger.

Les différents processus de danger élaborés pour chaque sous-système grâce à la méthode MADS figurent dans l'annexe 1.

III.1.3.2 Elaboration des scénarios d'accidents plausibles au niveau des sphères

Les scénarios suivants sont élaborés à partir des processus de danger précédents, en partant du fait qu'une cible de danger peut être transformée en source de danger.

Par exemple la sphère de stockage est une cible de danger lorsqu'elle est agressée par un incendie provoqué par une fuite de GPL au niveau d'un joint défectueux, cette même sphère se transforme en source de danger (lors d'un BLEVE) en émettant un flux thermique et une onde de choc sur d'autres cibles.

Sur le site de CV 165 ne sont présents que des gaz inflammables liquéfiés butane et propane et d'un liquide inflammable toxique à forte concentration (mercaptan).

Du fait du caractère très inflammable de ces gaz, les phénomènes accidentels les plus probables sont des explosions et/ou des incendies. Ces accidents ont tous une cinétique rapide, c'est à dire qu'ils surviennent et se développent instantanément.

Tous les accidents susceptibles de se produire sont décrits ci-dessous. Ils génèrent des effets de surpression et des effets thermiques simultanément ou non : feux ou explosions de gaz et éclatements de réservoir.

- Feux de gaz (ou jets enflammés)

Origine S1 : rupture de tuyauterie (SS2) ou de bras de chargement/déchargement de camion-citerne (SS4) ou de pomperie GPL (SS3). Ce qui peut générer l'inflammation du gaz échappé.

Origine S2 : rupture de la canalisation ou des pompes de la niche de mercaptan lors de l'alimentation des sphères (SS2) et inflammation de la fuite de gaz ainsi générée.

- Explosion de gaz (ou UVCE)

Origine S1 : fuite de gaz GPL (Butane/Propane) suite à la rupture d'un élément de tuyauterie (SS2) ou de bras de chargement/déchargement de camion-citerne (SS4) ou de pomperie GPL (SS3),et la formation d'un nuage puis inflammation de celui-ci générant une explosion plus ou moins violente selon le niveau de confinement de la zone.

Origine S2 : rupture et fuite d'un gaz très inflammable et toxique (mercaptan) de la canalisation ou des pompes de la niche de mercaptan lors de l'alimentation des sphères (SS2) générant une explosion plus ou moins violente selon le niveau de confinement de la zone.

- Eclatement d'un réservoir (ou BLEVE).

Origine S1 : explosion complète d'un camion citerne sous pression (SS4) contenant un liquide (Butane/Propane) dont la température est supérieur à sa température d'ébullition.

Origine S2 : explosion complète d'une sphère sous pression (SS1) contenant un liquide (Butane/Propane) dont la température est supérieur à sa température d'ébullition.

Origine S4 : explosion complète des installations sous pression contenant un liquide inflammable (Butane/Propane) suite à l'effet domino de l'explosion de la raffinerie d'Alger.

Les scénarios retenus figurent dans l'annexe 2.

Synthèse MADS :

D'après les scénarios élaborés, nous constatons que :

- Il existe quatre zones à haut risque qui sont : les sphères de stockage, l'îlot de chargement, la pomperie GPL et tuyauterie GPL.
- La majorité des scénarios génèrent des BLEVE au niveau des sphères de Butane/Propane et cela peut engendrer des conséquences vraiment néfastes sur les cibles exposées ;
- Le BLEVE est toujours précédé par des phénomènes dangereux comme le montre aussi la figure III-3 suivante :

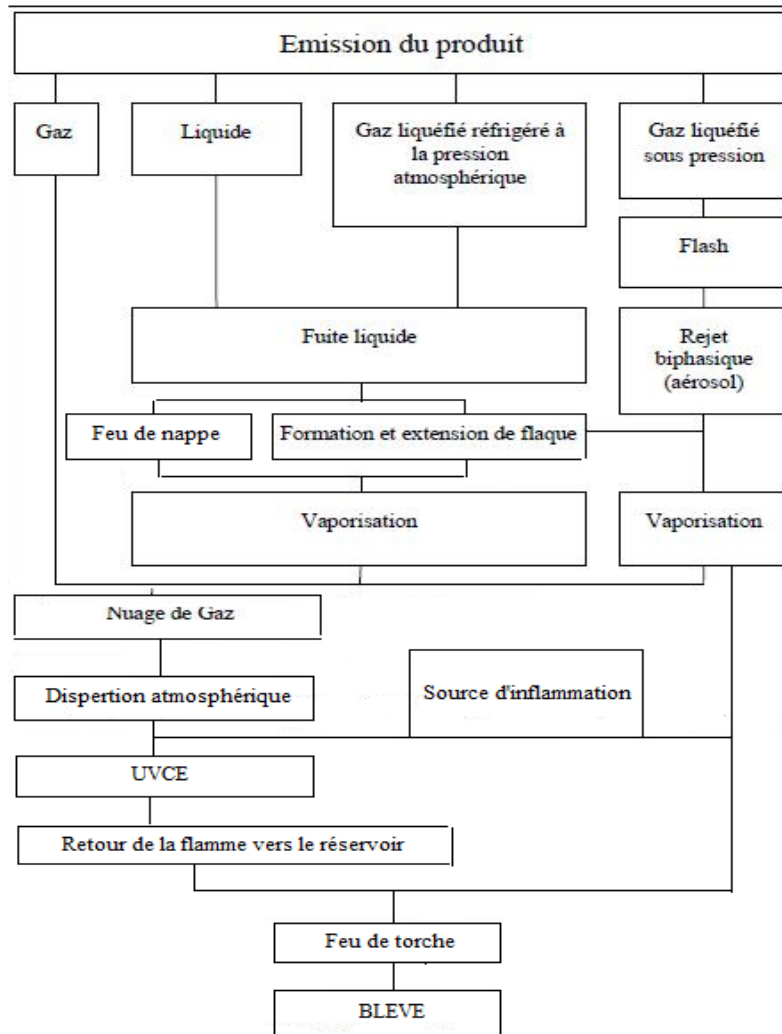


Figure III-3 : Les phénomènes dangereux causant le BLEVE

Dans ce qui suit, nous allons appliquer la méthode HAZOP pour plus de compréhension des événements en amont de l'accident majeur BLEVE des zones les plus sensibles qui sont les sphères GPL, l'îlot de chargement, Pomperie GPL et Tuyauterie GPL.

III.2 Analyses des risques par la méthode HAZOP

L'intérêt de l'application de la méthode HAZOP, c'est qu'elle fournit une étude de base plus technique permettant de recenser les différentes causes et conséquences des scénarios d'accidents plausibles élaborés précédemment par la méthode MADS. Cette dernière nous a permis dans un premier temps d'identifier la totalité des scénarios d'accidents plausibles mais aussi les plus dangereux et les plus redondant (feu de torche, feu de nappe, UVCE et BLEVE) et de déterminer leurs lieux de survenance (Ilot de chargement, pomperie et sphères).

Cette méthode est particulièrement utile pour l'examen de systèmes thermo-hydrauliques, pour lesquels certains paramètres (débit, température, pression, niveau, concentration, etc.) sont particulièrement importants pour la sécurité de l'installation.

Notre étude HAZOP doit nous conduire à des résultats qui nous permettent une meilleure compréhension de la nature des risques et de la manière dont ils peuvent être contrôlés. Elle permet aussi de recenser les différentes barrières de sécurité existantes pouvant empêcher ces accidents.

III.2.1 Découpage

Le découpage du procédé du CV 165, plus précisément des zones les plus dangereuses (Ilot de chargement, pomperie et sphères) en différentes sections a été fait selon les principes de découpage cités auparavant. Ces sections pourront être analysées de manière exhaustive avec un minimum de risque de survoler certaines déviations dont les conséquences pourraient être très importantes.

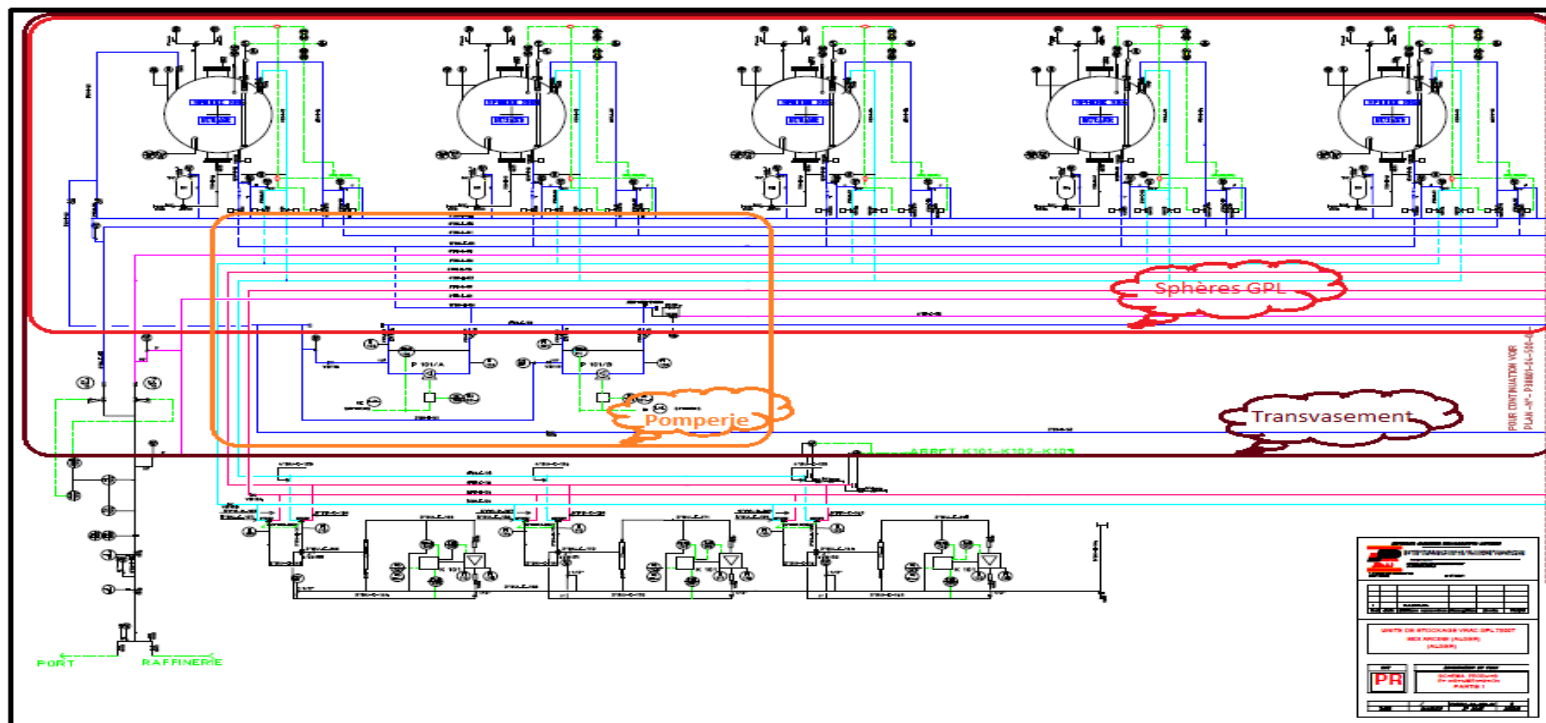


Figure III-4 : Schéma PID butane du CV 165

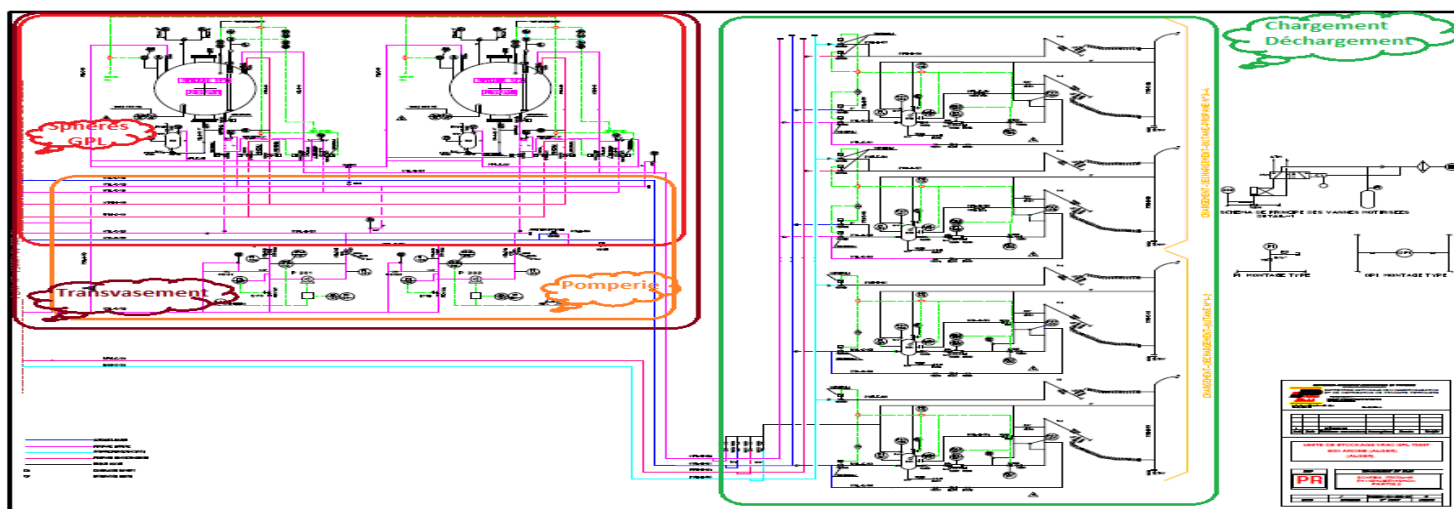


Figure III-5 : Schéma PID propane du CV 165

Afin de justifier le niveau des dérives dans les tableaux HAZOP qui vont suivre, nous avons mis en place la grille du tableau III-2 suivante :

Tableau III-2 : Les conséquences des dérives

Niveau	Conséquences des dérives
Acceptable	<ul style="list-style-type: none"> • Premiers secours ; • Feu de stade initial ou dommages mineurs à la propriété ; • L'interruption d'activité à court terme sans engendrer de coût pour l'entreprise.
Critique	<ul style="list-style-type: none"> • Blessure enregistrée ; • Accident qui entraîne l'interruption d'activité qui engendre des dommages et des coûts pour l'entreprise et qui déclenche un PII.
Inacceptable	<ul style="list-style-type: none"> • Blessure d'un employé ou plus qui nécessitent leurs admission à l'hôpital ; • Pollution atmosphérique, incendie, explosion et de déversement ou rejet ; • Accident qui a de l'impact sur la communauté et sur l'environnement et qui déclenche un plan ORSEC • Accident qui entraîne l'interruption d'activité de plusieurs jours voir des mois et une perte économique colossale pour l'entreprise.

III.2.2 HAZOP

Les tableaux suivants traitent plusieurs scénarios à l'aide de la méthode HAZOP sur les 4 zones préalablement identifiés.

La colonne N° nous renseigne juste sur le numéro du scénario.

Donc, la méthode HAZOP associe un mot clé à un paramètre pour ressortir une déviation, à partir de cette dernière, nous identifions ses causes et nous déterminons ces conséquences tout en valorisant les moyens de sécurité existants pouvant empêcher l'apparition de la déviation.

Unité : Centre VRAC 165 Système : Sphères GPL							
N°	Mot-clé	Paramètre	Causes	Conséquences	Sécurité/Détection	Actions correctives	Observation
010116	Moins de	Niveau	Défaillance de l'indicateur de niveau LSL 100/1/2/3/4/8/9 lors de l'opération de vidange	-Risque de cavitation des pompes P101/102/201/202 -Non arrêt de la pompe à cause de la défaillance des indicateurs de niveau LSL 100/1/2/3/4/8/9	-Alarme	-Respect des pourcentages de vidange -Respect des procédures de vidange. -Mettre en place un système à double vanne pour les sphères	Dérive critique
010216			Fuite dû à un choc, corrosion, travaux de maintenance	-UVCE -BLEVE froid -Feu de torche	-Alarme -Indicateur de niveau LSL 100/1/2/3/4/8/9 -Arrêt pompe -Déecteur de gaz XAG 131 à 137 -Bris glace	-Respect des procédures de maintenance -Vérification périodique de la sphère pour déterminer l'état d'avancement de leurs corrosions. -Arrosage par l'ouverture des vannes VPM 112/109/106/102/ 100/115/118	Dérive inacceptable
010316	Moins de	Niveau	-Non respect du taux de remplissage -Défaillance de la purge dû aux ballons défectueux B101/102/103/104/105/201/202	Fuite → Feu de nappe	-Alarme -Indicateur de niveau LSL 100/1/2/3/4/8/9 -Arrêt pompe -Déecteur de gaz XAG 131 à 137 -Bris glace	-Contrôle du débit de remplissage -Respect des pourcentages de remplissage -Respect des procédures de remplissage	Dérive Critique

Chapitre III : Application des méthodes d'analyse des risques

010416	Plus de	Niveau	-Non respect des taux de remplissage -Suralimentation -Défaillance du flotteur	-Déversement et débordement -Augmentation rapide de la pression jusqu'à la rupture du réservoir → BLEVE froid	-Alarme -Indicateur de niveau LSH 100/1/2/3/4/8/9 -Fermeture vanne auto VBM 102-103/106-107/110-111/114-115/118-119/122-123/126-127 -Cuve de rétention	-Arrêt opération remplissage -Respect des pourcentages de remplissage -Vérifier si le nombre de pompes en service n'est pas excessif	Dérive inacceptable
010516				-Effondrement de la sphère dû au surpoids et à la corrosion de ses pieds	-Cuve de rétention -Alarme	-L'état des pieds est des tirants de chaque sphère doit être vérifié pour s'assurer de leurs capacités à supporter le poids du liquide.	Dérive critique
010616			Bouchage de la ligne aval	Risque de surpression → Rupture du réservoir → BLEVE froid	-Flotteur -Indicateur de niveau LSH 100/1/2/3/4/8/9 -Alarme -Fermeture vanne auto VBM 102-103/106-107/110-111/114-115/118-119/122-123/126-127 -Pressostats PSH 100/1/2/3/4/24/25	-Vérification périodique des lignes aval	Dérive inacceptable
010716			Débit d'alimentation non contrôlé	Surpression → Ouverture des soupapes → perte de confinement → UVCE, BLEVE, feu de torche	-Flotteur -Indicateur de niveau LSH 100/1/2/3/4/8/9 -Alarme -Fermeture vanne auto VBM 102-103/106-107/110-111/114-115/118-119/122-123/126-127 -Détecteur de gaz XAG 131 à 137 - Bris de glace	-Arrêt de l'opération Contrôle de débit (débitmètre) -Respect des procédures	Dérive inacceptable
010816	Aucun	Electricité de l'instrumentation	Divers	Plus d'informations des instruments	Instrumentation alimentée par onduleur	En cas de coupure de courant SONELGAZ, un GE de secours est prévu	Dérive acceptable

Chapitre III : Application des méthodes d'analyse des risques

010916	Plus de	Pression	-Augmentation de la température ambiante ou incendie -Erreur produit	Risque de surpression → BLEVE Chaud	-Alarme -Soupape de sécurité -Pressostats PSH 100/1/2/3/4/24/25 -Fermeture des vannes VBM 102-103/106-107/110-111/114-115/118-119/122-123/126-127 -Manomètre P1 100/101/102/103/104/124/125 -Brise glace	-Vérification de la composition de la phase liquide et gazeuse et la purge de la phase gazeuse par RS 116/113 -Arrêt opération remplissage -Habilitation des intervenants -Vérification périodique de la sphère, soupape, purge et du système de refroidissement. -Arrosage par l'ouverture des vannes VPM 112/109/106/102/ 100/115/118	Dérive inacceptable
011016			-Non respect de taux de remplissage -Alimentation excessive -Non ouverture de la purge et la soupape de sécurité	-Déformation de la coque de la sphère -Eclatement des joints -Fuite de produit -BLEVE	-Manomètre P1 100/101/102/103/104/124/125 -Pressostats PSH 100/1/2/3/4/24/25 -Indicateur de niveau LSH 100/1/2/3/4/8/9 -Fermeture vanne auto VBM 102-103/106-107/110-111/114-115/118-119/122-123/126-127 -Détecteur de gaz XAG 131 à 137 -Bris de glace		Dérive inacceptable
011116			Mauvaise sélection du produit dû la défaillance du détecteur DT 100	-Réaction d'emballement	-Fermeture des vannes motorisées de sélection VBM 100.1 et VBM 100.2		Dérive inacceptable
011216	Plus de	Pression (interne)	-Dysfonctionnement du dispositif de contrôle de pression (Pressostats PSH 100/1/2/3/4/24/25) -Explosion à l'intérieur du réservoir suite à l'inflammation d'un mélange inflammable -Mélange de produit incompatible	Rupture de la paroi du coté de la phase gazeuse car les échanges thermiques s'effectuent moins bien avec la phase gaz → BLEVE chaud	-Alarme -Manomètre P1 100/101/102/103/104/124/125 -Indicateur de niveau LSL 100/1/2/3/4/8/9 -Arrêt des pompes -Soupape de sécurité -Purge	-Arrêt de l'opération de remplissage -Habilitation des intervenants -Vérification périodique de la sphère, soupape et purge. -Arrosage par l'ouverture des vannes VPM 112/109/106/102/ 100/	Dérive inacceptable

Chapitre III : Application des méthodes d'analyse des risques

011316			Défaut de régulation de la température et de la pression	Perte de confinement du réservoir → UVCE, feu de torche, BLEVE.	-Alarme -Manomètre P1 100/101/102 /103/104/124/125 -Indicateur de niveau LSL 100/1/2/3/4/8/9 -Arrêt des pompes -Soupape de sécurité -Purge -Détecteur de gaz XAG 131 à 137 -Bris de glace	115/118	Dérive inacceptable
011416	Plus de	Pression (ligne d'alimentation)	-Chaleur externe (incendie) -Manomètre défaillant P1 100/101/102/103 /104/124/125	Rupture de la ligne d'alimentation → UVCE, Feu de torche	-Alarme -Arrêt des pompes -Détecteur de gaz XAG 131 à 137 -Brise glace	-Arrêt opération remplissage -Habilitation des intervenants -Vérification périodique de la ligne d'alimentation, de la soupape de sécurité et de la purge. -Nettoyage de l'entourage	Dérive inacceptable
011516	Moins de	Pression	Mise en dépression via l'ouverture intempestive des soupapes	Fuite de gaz → UVCE ou feu de torche	-Détecteur de gaz XAG 131 à 137 -Bris de glace	-Rajouter alarme pression basse réservoir -Pression à définir	Dérive acceptable
011616	Moins de	Pression (de rupture)	-Dégradation des propriétés mécanique de l'enveloppe -Erosion, -Corrosion. -Impact d'un projectile	Fuite et perte de confinement → BLEVE UVCE, Feu de torche	-Manomètre P1 100/101/102 /103/104/124/125 -Purge -Détecteur de gaz XAG 131 à 137 -Bris de glace	-Arrêt opération remplissage -Habilitation des intervenants -Vérification périodique de la sphère, soupape et purge -Arrosage par l'ouverture des vannes VPM 112/109/106/102/ 100/ 115/118	Dérive inacceptable

Chapitre III : Application des méthodes d'analyse des risques

011716	Plus de	Température	-Augmentation température ambiante ou incendie -Défaillance de thermostat TSH 100/101/102/103/104/108/19 -Augmentation de pression -Agitation des fluides	-Déformation de la sphère -Risque de surpression → BLEVE chaud	-Alarme -Manomètre P1 100/101/102/103/104/124/125 -Pressostats PSH 100/1/2/3/4/24/25 -Fermeture vanne auto VBM 102-103/106-107/110-111/114-115/118-119/122-123/126-127 -Purge	-Refroidissement à l'appréciation de l'exploitant via l'arrosage par l'ouverture des vannes VPM 112/109/106/102/ 100/115/118 -Vérification périodique des équipements -Nettoyage de l'entourage	Dérive inacceptable
011816			-Feu de torche (incendie externe)	Risque de surpression → BLEVE chaud	-Alarme -Détecteur de gaz XAG 131 à 137 -Bris de glace	-Refroidissement à l'appréciation de l'exploitant via l'arrosage par l'ouverture des vannes VPM 112/109/106/102/ 100/115/118 -Nettoyage de l'entourage	Dérive inacceptable
011916			-Défaillance du vaporisateur	Perte de confinement → feu de torche, UVCE, BLEVE	-Alarme -Thermostat TSH 100/101/102/103/104/108/19 -Purge -Détecteur de gaz XAG 131 à 137 -Bris de glace	-Refroidissement à l'appréciation de l'exploitant via l'ouverture vanne auto VBM 102-103/106-107/110-111/114-115/118-119/122-123/126-127 -Vérification périodique des équipements -Nettoyage de l'entourage	Dérive inacceptable
012016	Moins de	Température	Condition climatiques	-Givrage des vannes -Blocage des capteurs -Givrage du produit -Déformation de la sphère	-Alarme -Thermostat TSH 100/101/102/103/104/108/19	Utilisation du sel fondant	Dérive critique

Chapitre III : Application des méthodes d'analyse des risques

012116	Modification	Produit	Erreur humaine	Surpression	-Alarme. -Pressostats PSH 100/1/2/3/4/24/25 -Fermeture vanne auto VBM 102-103/106-107/110-111/114-115/118-119/122-123/126-127	Revérification du tarage des soupapes par l'exploitant	Dérive critique
012216	Bas	Débit (ligne d'alimentation)	Fuite dû à un Choc, Corrosion, usure de la canalisation	Perte de confinement des lignes d'alimentation → UVCE, Feu de torche	-Indicateur de débit FSL 105/106 /107/108 -Alarme -Arrêt pompe -Protection cathodique des canalisations	-Vérification périodique des lignes d'alimentation (CND) -Nettoyage de l'entourage	Dérive inacceptable
012316	Plus de	Concentration	Fuite lors du gazage des sphères	-UVCE -Feu de torche	-Détecteur de gaz XAG 131 à 137 -Explosimètre -Système d'aspiration	Il faut dépasser la limite supérieure et inférieure lors du gazage (enrichir en gaz, purger l'air et s'assurer que l'opération de gazage doit se faire en douceur).	Dérive inacceptable

Unité : Centre VRAC 165
Système : Transvasement

N°	Mot-clé	Paramètre	Causes	Conséquences	Sécurité	Actions correctives	Observation
020116	Aucun	Débit (Aspiration compresseur)	-Manque produit -Vanne fermée aspiration -Piège à liquide rempli	Marche à sec compresseur (K 101/102/103) → Casse compresseur → Fuite de gaz	Arrêt des compresseurs (K 101/102/103)	Contrôle d'alimentation survenant de la sphère	Dérive critique
020216	Aucun	Débit (refoulement compresseur)	Vanne ou clapet fermés refoulement	Surpression → Fuite de gaz des compresseurs	Arrêt des compresseurs (K 101/102/103)	Contrôle d'alimentation survenant de la sphère	Dérive critique
020316	Moins de	Débit	Contacteur de pression différentiel élevé DPSH 120/121/122 défectueux	Eclatement des compresseurs K 101/102 /103	Alarme	-Contrôle d'alimentation survenant de la sphère -Vérifier les contacteurs de pression de refoulement	Dérive critique

Chapitre III : Application des méthodes d'analyse des risques

020416	Plus de	Débit	Rupture de canalisation	Fuite de gaz	Détecteur de gaz XAG 131 à 137 → fermetures clapet	Vérification périodique des équipements et leurs nettoyages	Dérive critique
020516			Suralimentation survenant de la sphère	-Eclatement de la canalisation -Eclatement des joints Déversement → feu de nappe -Débordement du gaz liquéfié → feu de gaz Explosion	-Indicateur de débit F T100/101/102/103/104 -Détecteur de gaz XAG 131 à 137 -Bris de glace	Contrôle d'alimentation survenant de la sphère	Dérive inacceptable
020616	Inversion	Débit	Inversion par ouverture des vannes manuelles	Mise en pression d'un réservoir et en dépression de l'autre	Alarme pression haute	Rajoute alarme de pression basse	Dérive critique
020716	Plus de	Pression / Température	Vanne ou clapet de refoulements fermés	Augmentation température → Marche à sec compresseur → Casse compresseur → Fuite de gaz	-Arrêt des compresseurs K 101 /102/103 -Détecteur de gaz XAG 131 à 137	-Contrôle d'alimentation -Respect des procédures	Dérive critique
020816	Plus de	pression	-Suralimentation -Entartrage et dépôts	-Eclatement de la canalisation -Eclatement des joints -Explosion -Incendie	-Manomètre P1 100/101/102 /103/104/124/125 -Détecteur de gaz XAG 131 à 137 -Bris de glace	-Habilitation des intervenants -Vérification périodique du dispositif de chargement -Contrôle d'alimentation survenant de la sphère	Dérive inacceptable
020916			Rupture du collecteur 3'' BGC 126 / 3'' PGC 119 du à la corrosion ou à un choc	Non équilibre de la phase gazeuse des sphères → surpression	-Alarme. -Pressostats PSH 100/1/2/3/4 /24/25 -Fermeture vanne auto VBM 102-103/106-107/110-111/114-115/118-119/122-123/126-127	Vérification périodique des collecteurs	Dérive critique
021016	Plus de	Pression/Température	Causes diverses et augmentation température ambiante	Risque de surpression dans la tuyauterie	-Alarme -Soupapes de sécurité en ligne	-Vérification périodique des moyens de sécurité -Contrôle réglementaire et périodique de la sphère (épreuve hydraulique)	Dérive critique

Chapitre III : Application des méthodes d'analyse des risques

021116	Aucun	Pression	-Manque produit -Vanne fermée aspiration -Niveau très haut dans la sphère	Augmentation température → Marche à sec compresseur → Casse compresseur → Fuite de gaz	-Arrêt des compresseurs K 101 /102/103	-Contrôle d'alimentation -Vérification du taux de remplissage de la sphère	Dérive critique
021216			-Rupture du collecteur 6'' BLC 141 / 4'' PLC 107 du à la corrosion ou à un choc	-Fuite de GPL et feu de gaz en cas de présence de source d'inflammation	-Détecteur de gaz XAG 131 à 137 -Bris de glace	Vérification périodique des collecteurs	Dérive critique
021316			Rupture de canalisation	Fuite de gaz	Détecteur de gaz XAG 131 à 137 → Fermeture clapet	Vérification périodique des canalisations	Dérive critique
021416	Moins de	Pression	Ouverture intempestive des soupapes de lignes	-Fuite de gaz → feu de nappe	-Ouverture des vannes 3VT 111 et 2VT 112 qui permettent de diriger l'évacuation des soupapes vers les sphères de butane ou de propane -Détecteur de gaz XAG 131 à 137 -Bris de glace	Vérification des pressions de tarage des soupapes de ligne	Dérive critique
021516	Aucun	Electricité sur l'instrumentation	Divers	Plus d'informations des instruments	Instrumentation alimentée par onduleur	En cas de coupure de courant SONELGAZ, un GE de secours est prévu	Dérive acceptable

Unité : Centre VRAC 165
Système : Pomperie

N°	Mot-clé	Paramètre	Causes	Conséquences	Sécurité	Actions correctives	Observation
030116	Moins de	Pression	-Défaillance des contacteurs de pression différentiels élevés DPSH 120/121/122	-Rupture des compresseurs GPL K 101/2/3 -Fuite GPL → feu de nappe	-Alarme -Ouverture des vannes sur circuit de refoulement	Vérification périodique des DPSH	Dérive critique
030216	Plus de	Pression	Vannes de refoulement des compresseurs K 101 /102/103 fermés	-Rupture des compresseurs K 101/102/103 et leurs canalisations	-DéTECTEURS de gaz XAG 138/139/140 -DéTECTEUR d'incendie XAI 101.1 à 101.4	-Vérification du circuit de refoulement -Vérification de l'ouverture des vannes de	Dérive critique

Chapitre III : Application des méthodes d'analyse des risques

				-Fuite de gaz -Fuite de GPL -Feu de nappe	-Pressostats PSLH 200/201/202 -Thermostats TSH 105/106/107	refoulement	
030316	Moins de	Débit	Manque ou défaut de huile et défaillance des contacteurs de pression basse d'huile PSL 180 /181/182	Rupture des compresseurs K 101/102 /103	-Alarme -Fermeture des vannes VBM 100.1/100.2	-Vérification de niveau d'huile -Vérification périodique des PSL -Vérification périodique des compresseurs	Dérive critique
030416			Défaillance des contacteurs différentiels basse DPSL 110/111/112 /113 et présence de bulles d'air en amont de la pompe	Cavitation ou défaut d'amorçage des pompes P 101/102/201/202	-Indicateur de débit FSL 105/106 /107/108 -Filtre	Vérification périodique des DPSL	Dérive critique
030516			Signal erroné des contacteurs de débit PSL 105/106/107/108 et présence de bulles d'air en amont de la pompe → non ouverture des vannes de recyclage PCV 105/106/107/108	-Cavitation ou défaut d'amorçage des pompes P 101/102/201/202 -Fuite de GPL → feu de torche	-Indicateur de débit FSL 105/106 /107/108 -Filtre -Détecteurs d'incendie XAI 101.1 à 101.4	Vérification périodique des PSL	Dérive critique
030616			Fuite au niveau du collecteur KBCG 122 ou KBCG 118	-Refoulement insuffisant -Transvasement non effectué -Feu de gaz	-Détecteurs d'incendie XAI 101.1 à 101.4 -Indicateur de débit FSL 105/106 /107/108 -Fermeture des vannes d'aspiration → arrêt des compresseurs K 101/102/103	Vérification périodique du circuit de transvasement	Dérive critique
030716	Aucun	Débit	Arrêt des pompes P 101 et P 102 lors des remplissages des camions par le butane	Non remplissage du camion	Ouverture de la vanne VS 258 → utilisation des pompes P 201 et P 202	Vérification de la fermeture automatique des vannes d'aspiration des sphères de propane	Dérive acceptable

Chapitre III : Application des méthodes d'analyse des risques

Unité : Centre VRAC 165							
Système : Chargement et déchargement camion – transfert produit liquide du camion vers réservoir							
N°	Mot-clé	Paramètre	Causes	Conséquences	Sécurité	Actions correctives	Observation
040116	Inversion	Débit	Inversion branchement bras	Gaz dans ligne liquide	Système de comptage arrête l'opération après une certaine temporisation	-Arrêt opération remplissage -Habilitation des intervenants -Respect des pourcentages de remplissage -Respect des procédures de remplissage	Dérive acceptable
040216	Aucun	Débit	-Rupture de canalisation collecteur 3'' BGC 126 / PLC 110 lors du retour des gaz dans les sphères correspondante -Bras déconnecté pendant opération par opérateur ou bras arraché	Fuite de gaz	-DéTECTEURS de gaz XAG 138/139/140 → Fermeture clapet -Système anti arrachement prévu sur les bras	-Arrêt opération remplissage -Habilitation des intervenants -Respect des procédures de remplissage	Dérive critique
040316	Aucune	Electricité sur l'instrumentation	Divers	Plus d'informations des instruments	Instrumentation alimentée par onduleur	En cas de coupure de courant SONELGAZ, un GE de secours est prévu	Dérive acceptable
040416	Aucune	Pression	Rupture de canalisation → Bras déconnecté pendant opération par opérateur ou bras arraché	Fuite de gaz	-Détection gaz → Fermeture clapet -Système anti arrachement prévu sur les bras	-Arrêt opération remplissage -Habilitation des intervenants	Dérive critique
040516	Plus de	Pression/Température	Causes diverses et augmentation température ambiante	Risque de surpression dans la les tuyauteries	Soupapes de sécurité en ligne	-Arrêt opération remplissage -Habilitation des intervenants	Dérive critique

III.2.3 Interprétation des résultats de l'étude HAZOP

L'étude HAZOP nous a permis d'identifier les différentes dérives qui peuvent exister et qui engendrent des accidents plus ou moins graves. Elle identifie aussi l'événement le plus accidentel et le plus catastrophique, qui est le BELVE au niveau des sphères de stockage de gaz pétrole liquéfié (GPL), qui a pour origine différentes causes directes ou même indirectes, provoquant des conséquences importantes, dont des pertes humaines et économiques.

Les résultats obtenus des niveaux d'acceptabilités pour chaque zone sont illustrés dans la figure III-6 suivante :

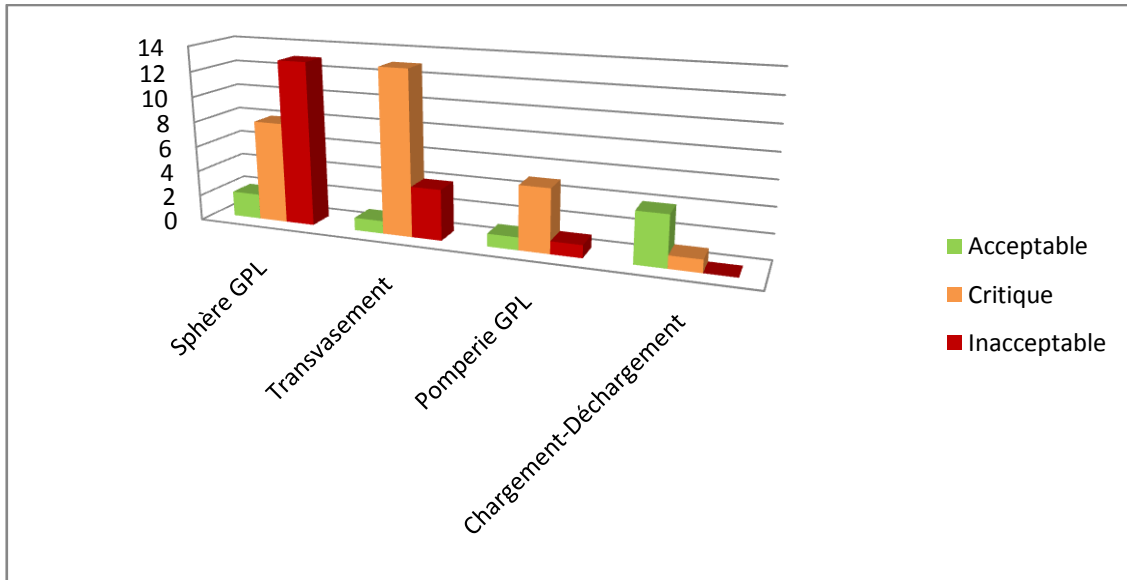


Figure III-6 : Les niveaux d'acceptabilité

La figure III-7 suivante illustre les pourcentages de chaque niveau d'acceptabilité :

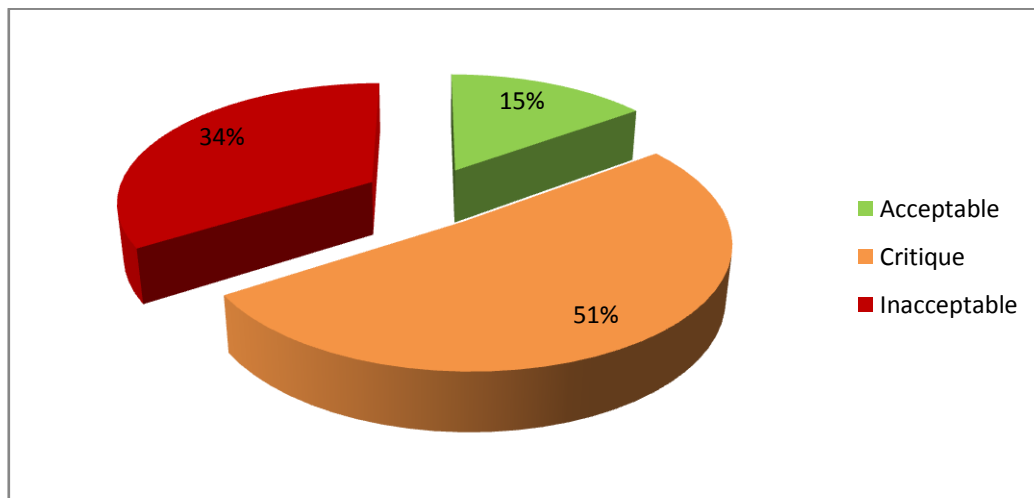


Figure III-7 : Les pourcentages des niveaux d'acceptabilité

Nous remarquons que presque trois quarts des dérives inacceptables (72,3%) sont présentes dans la zone des sphères de stockage, comme le montre la figure III-8 suivante :

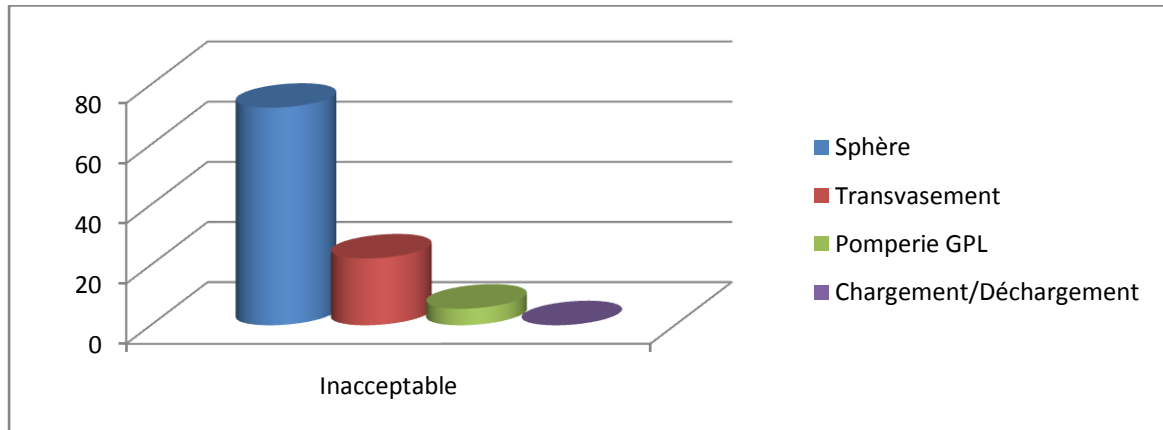


Figure III-8 : Les proportions de la dérive inacceptable

En résumé, l'étude HAZOP nous a renseigné que la zone qui présente le plus de risque au niveau du CV 165 est celle des **sphères de stockages** qui peuvent générer un **BLEVE**.

Conclusion

Ce chapitre nous a permis à partir de la première étape, d'identifier grâce aux scénarios élaborés par le modèle MADS, les zones les plus critiques du CV165, qui sont : les sphères de stockage, la pomperie GPL, l'ilot de chargement ainsi que la tuyauterie GPL.

Nous avons constaté dans la deuxième étape, lors de l'emploi de la méthode HAZOP, que la majorité des scénarios génèrent des BLEVE au niveau des sphères de stockage et qu'ils sont toujours précédés par d'autres phénomènes dangereux.

De ce fait, le chapitre suivant sera dédié à la modélisation et à la simulation des effets du BLEVE.

Chapitre IV : Modélisation des effets d'un BLEVE

Introduction

Du fait du caractère très inflammable du GPL, les phénomènes accidentels les plus probables sont des explosions et/ou des incendies. Ces accidents ont tous une cinétique rapide, c'est-à-dire qu'ils surviennent et se développent instantanément.

Tous les stockages de gaz liquéfiés sous pression sont susceptibles d'être le siège de phénomène d'explosion de type BLEVE comme nous l'avons bien constaté lors de l'étude détaillée des risques à l'aide de la méthode HAZOP et le retour d'expérience.

Pour étudier ce phénomène là, nous allons modéliser ces effets à l'aide du logiciel PHAST et des modèles mathématiques pour pouvoir comparé entre les deux résultats et prendre les distances d'effets les plus grandes pour des fins de haut niveau de sécurité.

De ce fait, nous allons dans ce qui suit décrire ce phénomène avant de le modéliser pour recenser sa gravité à partir des distances atteintes par les flux dégagés lors de l'éclatement des sphères.

IV.1 Rappel théorique

Une explosion est un type de combustion ou de surpression violente qui met en œuvre des réactions chimiques et des phénomènes dynamiques inhérents aux écoulements de fluide. Elle se crée une expansion rapide du mélange accompagnée de phénomènes soniques.

Donc, c'est une évolution rapide d'un système avec libération d'énergie qui peut avoir une origine physique ou chimique avec production d'effets mécaniques et/ou thermiques.

On distingue deux types d'explosion qui génèrent une énergie d'origine physique :

- la rupture d'un récipient pressurisé par un gaz (BLEVE Froid) ;
- la vaporisation brutale d'un liquide surchauffé (BLEVE Chaud).

Le type d'explosion correspondant à une énergie libérée d'origine chimique :

- l'explosion d'une ATEX, atmosphère explosive (UVCE) ;

IV.1.1 Description du BLEVE (Vaporisation explosive d'un liquide porté à ébullition)

Le BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion) ou explosion de vapeur en expansion par ébullition d'un liquide est le scénario d'accident majeur le plus redouté pour les réservoirs de gaz liquéfiés. Il peut-être défini comme la vaporisation violente à caractère explosif consécutive à la rupture d'un réservoir contenant un liquide à une température significativement supérieure à sa température d'ébullition à la pression atmosphérique [23].

Tous les stockages de gaz liquéfiés sous pression sont susceptibles d'être le siège d'un BLEVE. En effet, le BLEVE est associé avant tout à un changement d'état à caractère explosif, et non à une réaction de combustion. Aussi, il n'est pas nécessaire que le produit concerné soit inflammable pour parler de BLEVE.

Les effets d'un BLEVE sur l'environnement se manifestent généralement de trois manières :

- **Effets de surpression** : propagation d'une onde de choc ;
- **Effets missiles** : projection de fragments à des distances parfois très importantes ;
- **Effets thermiques** : dans le cas d'un BLEVE de gaz liquéfié inflammable, rayonnement de la boule de feu.

Les principales causes d'un BLEVE qui ont été identifiées, dont deux sont liées à des agressions externes :

- **Agression mécanique** : Un réservoir ayant subi une corrosion est plus faible qu'un réservoir neuf, il suffit que la température excède les 35°C pour qu'elle survienne ;
- **Agression thermique** : le feu de torche, feu de nappe ou hausse de la température durant l'été peut causer un "BLEVE" si le réservoir de GPL est mal entretenu ;
- **Sur-remplissage du réservoir**

Il y'a deux types de BLEVE :

La théorie du BLEVE fait appel à la notion de température limite de surchauffe (TLS). Considérons, comme la figure IV-1 le montre, le point A d'un gaz pur à l'équilibre thermodynamique qui passe au point B à travers la courbe de vapeur saturante lorsqu'on lui fournit de la chaleur.

Par dépressurisation brutale, le point B passe au point E en restant, au moins momentanément, surchauffé, à l'état liquide avant de se vaporiser plus ou moins rapidement. En revanche, un gaz dont l'état est représenté par le point C de la courbe de tension de vapeur saturante, qui est dépressurisé brutalement à la pression atmosphérique (point D) subit une vaporisation homogène, rapide et totale à caractère explosif, car il ne peut subsister à l'état liquide à une température supérieure à sa température limite de surchauffe [24].

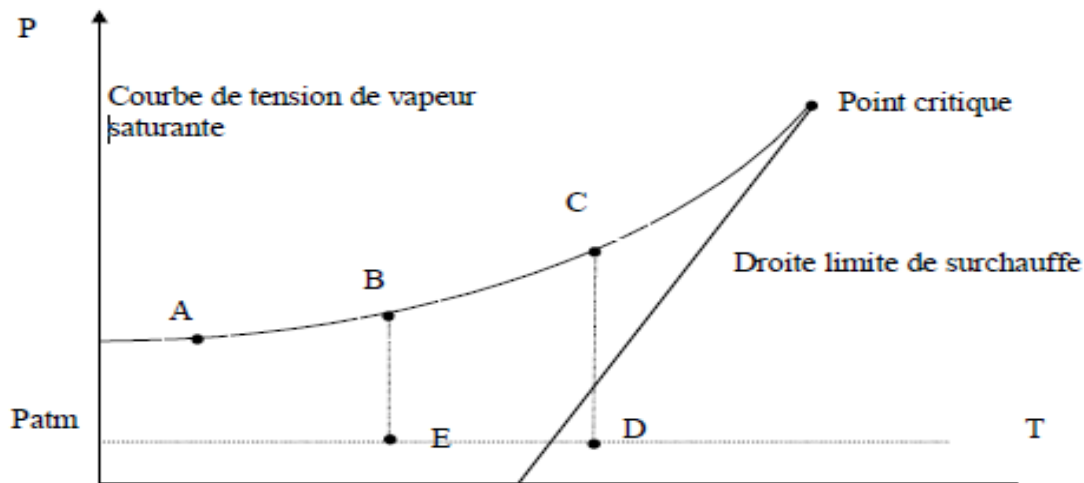


Figure IV-1 : Température limite de surchauffe en fonction de la pression

La notion de BLEVE froid ou chaud se réfère uniquement à la température limite de surchauffe (TLS) du produit :

- la transformation B-E, qui se produit **en dessous de la température limite de surchauffe à pression atmosphérique**, est généralement appelée « **BLEVE froid** ».
- la transformation C-D, qui se produit **au-dessus de la température limite de surchauffe à pression atmosphérique**, est généralement appelée « **BLEVE chaud** ».

Pour la pratique, la formule de Reid établie à partir de l'équation d'état de Redlich-Kwung donne la température limite de surchauffe à la pression atmosphérique en fonction de la température critique du produit : $TLS = 0,895.Tc$ (K).

IV.1.1.1 BLEVE Froid

Le BLEVE se produit avec un réservoir qui contient un liquide sous pression, liquide qui, s'il n'était pas sous pression, serait à l'état gazeux ; le réservoir n'est jamais complètement rempli, il y a un «ciel gazeux» qui maintient cette pression.

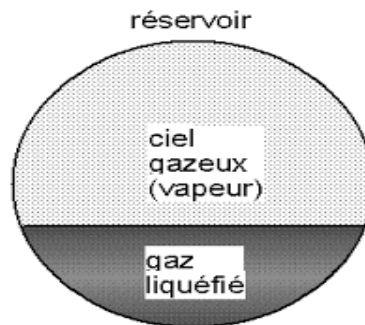


Figure IV-2 : Réservoir rempli d'un gaz liquéfié avec un ciel gazeux sous pression

Le BLEVE froid survient lorsque le réservoir qui contient le liquide se rompt à cause d'un choc, à une mauvaise manipulation, ou à une fragilisation.

Lorsqu' une fissure se crée, la pression de l'air, qui était à pression atmosphérique, passe brusquement à la pression du réservoir, il y a donc une première onde de surpression, un «bang». Puis, le gaz s'échappe par cette fissure, sous la forme d'un jet. La pression baisse donc rapidement dans le réservoir, le liquide se met à bouillir, non pas sous l'effet de la chaleur, mais sous l'effet de la chute de pression. Puisque le liquide bout, il se transforme rapidement en gaz, et la pression augmente de manière très importante dans le réservoir. Cette pressurisation catastrophique provoque la propagation de la fissure puis la rupture totale du réservoir avec une deuxième onde de surpression, c'est le BLEVE froid [18].



Figure IV-3 : Différents ondes de pression

IV.1.1.2 BLEVE Chaud

Dans les cas les plus graves, la rupture du réservoir est due à un échauffement par un feu extérieur. Sous l'effet de la chaleur, le liquide dans le réservoir se met à bouillir, la pression dans le réservoir augmente ; le gaz s'échappe alors par une soupape de sécurité (qui joue le rôle d'une fissure permettant de retarder l'accident et de laisser plus de temps aux secours pour évacuer et combattre le sinistre), pouvant produire à cette occasion un jet de feu. Par conséquence, le niveau du liquide baisse dans le réservoir.

Comme le gaz conduit moins la chaleur que le liquide, la partie de la paroi du réservoir qui se trouve au-dessus du liquide s'échauffe de manière très importante tandis que dans la partie basse, la chaleur de la paroi est évacuée de l'autre côté par la convection du liquide. La paroi surchauffée s'affaiblit, puis finit par se rompre en provoquant l'accident.

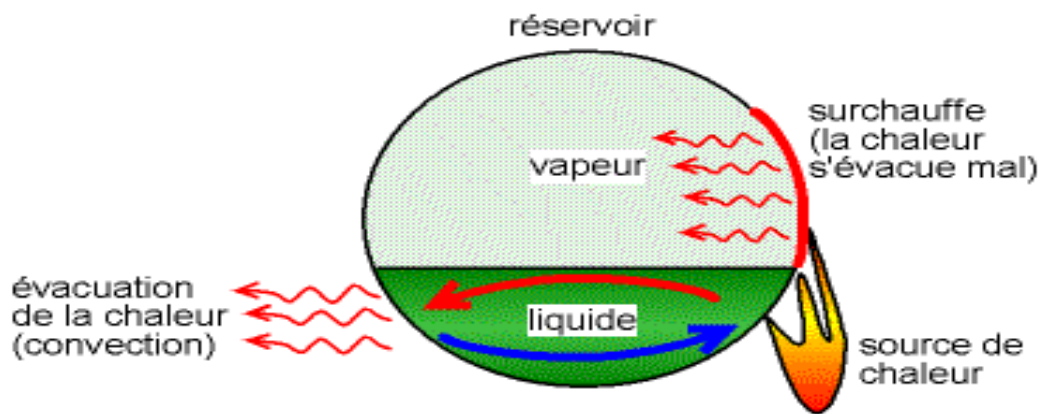


Figure IV-4 : Mécanisme de surchauffe d'une sphère de stockage

Lorsque la paroi se rompt, il y a :

- Une onde de surpression, due à la libération du gaz suite à la rupture du réservoir ;
- L'apparition d'une boule de feu : si le gaz qui s'échappe est inflammable. Il se mélange avec l'air et peut s'enflammer instantanément sous l'effet de la chaleur ou d'une étincelle ;
- Lorsque le gaz s'échappe, il y aura une diminution de pression dans le réservoir ce qui permet au reste du liquide de bouillir et de venir alimenter la boule de feu. Il y a donc une énorme chaleur libérée.

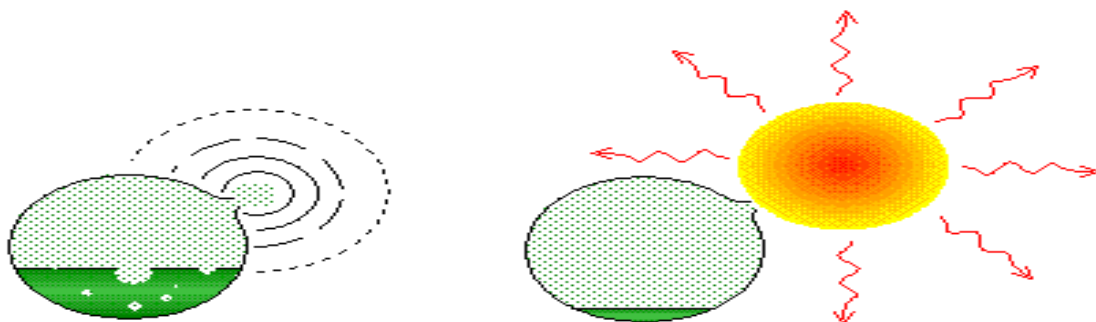


Figure IV-5: Conséquences de la combustion du mélange gaz/air avec rayonnement intense

Le tableau IV-1 suivant nous renseigne sur les principales différences entre les deux types de BLEVE [25]:

Tableau IV-1 : Tableau comparatif entre les deux types du BLEVE

	BLEVE chaud	BLEVE froid
Instants	<ol style="list-style-type: none"> 1. Température du liquide initialement au-dessus de la température limite de surchauffe 2. Le réservoir se rompt localement 3. Formation d'un jet 4. Dépressurisation 5. Remontée en pression du réservoir du fait de l'ébullition 6. Ruine du réservoir 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Liquide en dessous de la limite de surchauffe 2. Ruine du réservoir due à des effets essentiellement mécaniques
Durée entre la rupture initiale et le rejet à caractère explosif	Quelques dixièmes de secondes après la formation d'une fissure de 20 cm	Quelques centièmes de secondes
Géométrie du réservoir après le BLEVE	Le réservoir est aplati au sol avec émission possible de missiles	Le réservoir est aplati au sol avec émission possible de missiles
Mode de rejet	Tout ou majeure partie du liquide est vaporisée instantanément	Une partie du liquide se vaporise instantanément, le reste est dispersé sous forme de gouttelettes
Boule de feu	Boule de feu habituelle ascendante	Nuage d'aérosol en feu au niveau du sol avec une boule de feu
Effets de surpression	Le bruit de l'onde de choc suggère d'importante surpression	Apparaissent relativement réduits d'après le niveau sonore de ce type de BLEVE
Projectiles	De grandes pressions de rupture ont le potentiel d'envoyer des projectiles sur d'importantes distances	Les faibles pressions de rupture limitent probablement la distance parcourue par les projectiles
Conditions nécessaires	Liquide chaud et rupture locale afin de déclencher une explosion par surchauffe	Réservoir peu résistant conduisant à sa ruine totale

IV.2 Modélisation mathématique

IV.2.1 Effets thermiques

Pour étudier un phénomène de BLEVE, « chaud » ou « froid », les effets thermiques doivent être systématiquement modélisés.

La modélisation à considérer pour la détermination des effets thermiques du BLEVE en tant que potentiel de danger, qu'il soit « froid » ou « chaud », est celle d'un BLEVE « chaud ».

La définition des effets létaux et irréversibles par l'arrêté du 29 septembre 2005 relatif à l'évaluation et à la prise en compte de la probabilité d'occurrence, de la cinétique, de l'intensité des effets et de la gravité des conséquences des accidents potentiels dans les études de dangers des installations classées soumises à autorisation sont :

Tableau IV-2 : Définition des seuils des effets sur l'homme et leurs doses

Effet sur l'homme	Dose thermique
effets irréversibles correspondant à la zone des dangers significatifs pour la vie humaine	600 (kW/m ²) ^{4/3} .s
premiers effets létaux correspondant à la zone des dangers graves pour la vie humaine	1000 (kW/m ²) ^{4/3} .s
effets létaux significatifs correspondant à la zone des dangers très graves pour la vie humaine	1800 (kW/m ²) ^{4/3} .s

Tableau IV-3 : Définition des seuils des effets sur les structures et leurs doses

Effet sur les structures	Dose thermique
Seuil des destructions de vitres significatives	1000 (kW/m ²) ^{4/3} .s
Seuil des effets domino et correspondant au seuil de dégâts graves sur les structures	1800 (kW/m ²) ^{4/3} .s
Seuil d'exposition prolongée des structures et correspondant au seuil des dégâts très graves sur les structures	>1800 (kW/m ²) ^{4/3} .s

Le calcul des distances se fait en terme de doses thermiques reçues, exprimés en [(kW/m²)^{4/3}.s], et non en terme de flux exprimés en [kW/m²] parce que le rayonnement thermique n'est pas constant et que le phénomène est de courte durée, de l'ordre de la dizaine de secondes (En effet dans le cas où la durée du phénomène est inférieure à 2 minutes).

IV.2.1.1 Choix du modèle

La plupart des modèles qui existent dans la littérature sont des modèles purement empiriques et très simples, qui permettent de déterminer, à partir de la connaissance de la masse de produit contenue dans le réservoir, les principales caractéristiques du BLEVE (taille et durée de vie de la boule de feu). Ils permettent, à partir d'un modèle classique de rayonnement thermique, de calculer l'effet thermique du BLEVE.

Le centre de recherche de SHELL (Thornton Research Centre, TRC) a développé un modèle semi-empirique plus complexe qui décrit la physique du phénomène. Ce modèle, souvent appelé modèle TRC, ou modèle de Shield, est à la base des formules de l'arrêté du 5 juin 2003 modifiant l'arrêté du 9 novembre 1989 qui fixe des distances d'isolement.

L'approche du T.R.C. vise à prendre en considération l'évolution au cours du temps des caractéristiques de la boule de feu (diamètre, hauteur, rayonnement) alors que les autres modèles comme celui du C.C.P.S. et du T.N.O. ne considèrent qu'un état stationnaire.

Le modèle TRC permet de calculer des distances des effets qui sont souvent inférieures et parfois supérieures à celles obtenus par les autres modèles. Les résultats issus du

modèle TRC sont en bon accord avec les observations expérimentales et le retour d'expérience sur les accidents passés.

IV.2.1.2 Modèle TRC

Le modèle est construit à partir d'essais réalisés par British Gas dans les années 1990 sur des capacités de quelques tonnes de GPL (propane et butane). Il permet de simuler l'évolution du phénomène dans le temps, en considérant trois phases de développement de la boule de feu:

- 1) Phase d'inflammation du nuage et de développement de la boule de feu jusqu'à son diamètre maximal, ou phase d'expansion ;
- 2) Phase de combustion de la boule de feu ;
- 3) Phase d'extinction.

Le modèle repose sur un certain nombre d'hypothèses et de relations empiriques spécifiques aux GPL (butane et propane). C'est pourquoi son utilisation, de manière systématique, pour d'autres gaz liquéfiés est déconseillée et doit être envisagée au cas par cas.

IV.2.1.3 Paramètres d'entrée du modèle TRC Shield

Le modèle peut être utilisé pour des taux de remplissage compris entre 30 et 85 %.

En dessous de 30 %, l'effet de surpression peut devenir prépondérant. Il est donné par la détente de la phase gazeuse. Dans ce cas, des modèles d'éclatement pneumatique de réservoir sont plus appropriés. Au-dessus de 85 %, le réservoir peut se rompre par plein hydraulique et donner un BLEVE « froid ».

Tableau IV-4 : Paramètres d'entrée du modèle TRC Shield

Paramètres liés aux conditions de stockage		Paramètres liés aux conditions ambiantes	
Paramètre	Valeur conseillée	Paramètre	Valeur conseillée
Nature du produit (conditionne les propriétés thermodynamiques à retenir)	Données butane et propane commercial de TRC Shield	Pression atmosphérique	1013 hPa
Volume du réservoir	Volume nominal du réservoir	Température ambiante	20°C
Taux de remplissage	(1)	Humidité de l'air	70% HR
Pression d'éclatement	Présence ou non de soupapes (2)		

(1)Taux de remplissage :

Le taux de remplissage à prendre en compte pour la modélisation est :

- pour un réservoir utilisé à moins de 85 % de sa capacité, celui dont l'atteinte génère l'arrêt du remplissage ;
- pour un réservoir exploité à 85 % ou plus de sa capacité nominale.

(2) Pression d'éclatement :

Le choix de la pression d'éclatement dépend du type de réservoir étudié. Les essais réalisés sur des capacités de quelques mètres cubes munies de soupapes montrent que la rupture survient à une pression égale à la pression de tarage des soupapes. Dans le cas des réservoirs sans soupape, la rupture se produit à une pression plus élevée, proche de la pression d'épreuve des réservoirs.

Tableau IV-5 : Les pressions d'éclatement

	Réservoir muni de soupapes	Réservoir sans soupape
Pression d'éclatement	Pression de tarage de soupape	Pression d'épreuve du réservoir

Le tableau IV-6 suivant fixe les distances d'isolement relatif aux seuils de 600, 1000 et 1800 (kW/m²)^{4/3}.s. de l'arrêté du 9 novembre 1989 modifié par l'arrêté du 5 juin 2003 à partir de formules issues du modèle TRC.

Tableau IV-6 : Les formules de calcul des distances d'isolement

	Butane	Propane
Distance d'isolement relative au seuil de 1800 (KW/m ²) ^{4/3} .s	0,81 M ^{0,471}	1,28 M ^{0,448}
Distance d'isolement relative au seuil de 1000 (KW/m ²) ^{4/3} .s	1,72 M ^{0,437}	1,92 M ^{0,442}
Distance d'isolement relative au seuil de 600 (KW/m ²) ^{4/3} .s	2,44 M ^{0,427}	2,97 M ^{0,425}

Les distances sont exprimées en mètres, la masse en kilogrammes. La masse correspond à la masse maximale de gaz liquéfié contenu dans le réservoir.

Ces formules peuvent être appliquées à partir des hypothèses de TRC du tableau IV-7 suivant :

Tableau IV-7 : Les caractéristiques par défaut du modèle TRCShield

Conditions de stockage	Taux de remplissage	85%
	Pression d'éclatement	Propane : 16.65 bars abs Butane : 9 bars abs
Conditions ambiantes	Température atmosphérique	20 °C
	Humidité relative de l'air	70%

Les pressions de rupture retenues correspondent aux pressions de tarage des soupapes les plus couramment utilisées sur les réservoirs fixes de propane et de butane.

Le calcul du diamètre de la boule de feu et de sa durée de vie sont prescrites par l'arrêté ministériel du 9 novembre 1989 qui sont obtenues par application des deux formules (1) et (2) suivantes :

$$d_c = 6,48 \times M^{0,325} \quad \text{_____} \quad (1)$$

$$t_c = 0,852 \times M^{0,26} \quad \text{_____} \quad (2)$$

Où :

d_c : est le diamètre maximal de la boule de feu (m),

t_c : est la durée de vie de la boule de feu (s),

M : est la masse d'hydrocarbure contenue dans la boule de feu (kg).

IV.2.1.4 Quantification du scénario retenu (BLEVE sur une sphère de Butane et Propane)

Le paragraphe suivant présente pour le scénario retenu l'ensemble des données nécessaires à son évaluation ainsi que les résultats des calculs effectués.

- Sphère Butane
 - Données équipement

Les caractéristiques techniques de la sphère de butane sont données dans le tableau IV-8 suivant :

Tableau IV-8 : Les caractéristiques techniques de la sphère de butane

	Unité	Sphère de butane
Diamètre	Mm	16010
Volume	m ³	2148
Pression de service	Bar	3
Pression d'éclatement	Bar	10

- Données produit

Les caractéristiques thermodynamiques du butane sont résumées dans le tableau IV-9 suivant:

Tableau IV-9 : Les caractéristiques thermodynamiques du butane

	Unité	Butane
Densité (à la température de service)	kg/m ³	580
Masse molaire	kg/kmol	58
P critique du gaz (flash généré)	Bar	38,8
T ébullition	K	273,15
Produit contenu ou véhiculé par la phase gazeuse (flash généré)	% massique	100% butane
Limite Inferieur d'Inflammabilité LII	% vol	1,8
Limite Supérieur d'Inflammabilité LSI	% vol	8,8

- Les distances des effets thermiques d'un BLEVE au niveau de la sphère de butane sont les suivantes :

Tableau IV-10 : Résultats de engendré par l'explosion d'une sphère de butane

		Taux de remplissage				
		20%	40%	60%	85%	
ρ (kg/m ³)		580	580	580	580	
V (m ³)		429,6	859,2	1282,8	1825,8	
M (kg)		249168	498336	744024	1058964	
Seuil	600 (kW/m ²) ^{4/3} .s	Distance des effets thermiques (m)	492	661	784,5	912
	1000 (kW/m ²) ^{4/3} .s		392,5	531	633	738,5
	1800 (kW/m ²) ^{4/3} .s		282	391	472	557,5
Le rayon de la boule de feu (m)		184	230,2	267	294	
La durée de vie de la boule de feu (s)		21,5	25,8	28,6	31,4	

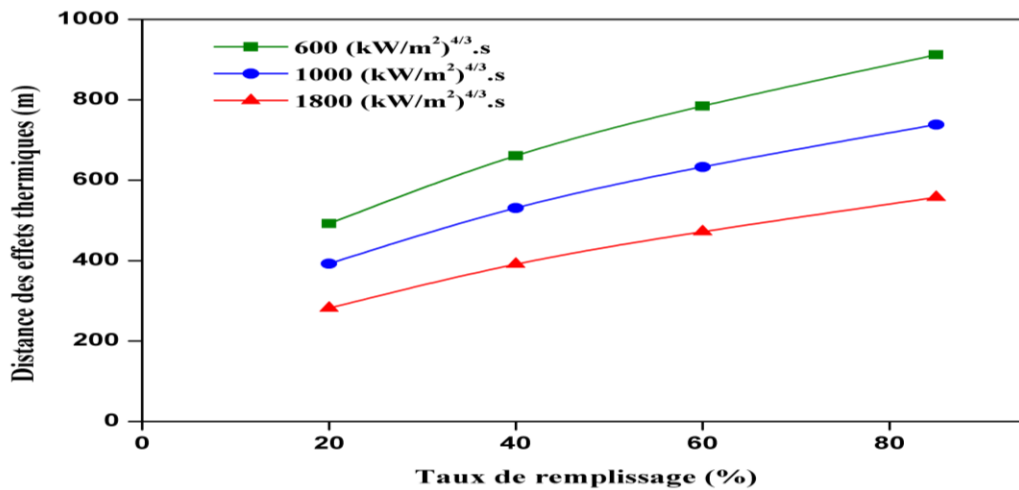


Figure IV-6 : Evolution de la distance des effets thermiques en fonction du taux de remplissage (sphère de butane)

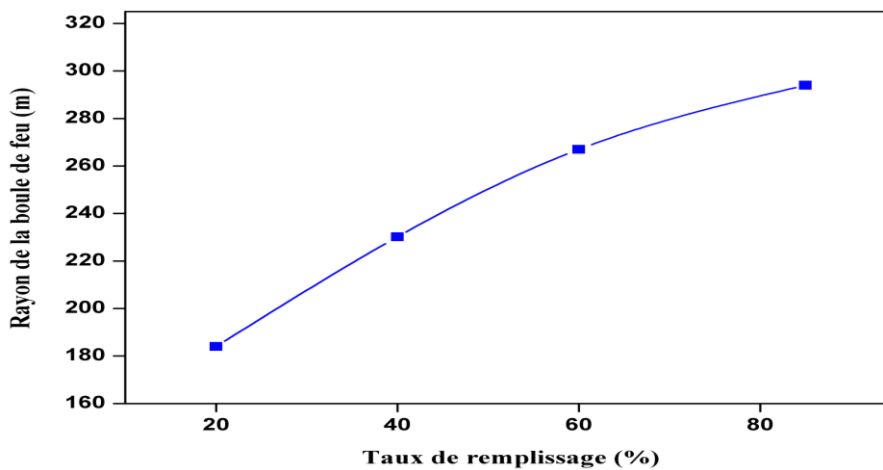


Figure IV-7 : Courbe de variation du rayon de la boule de feu

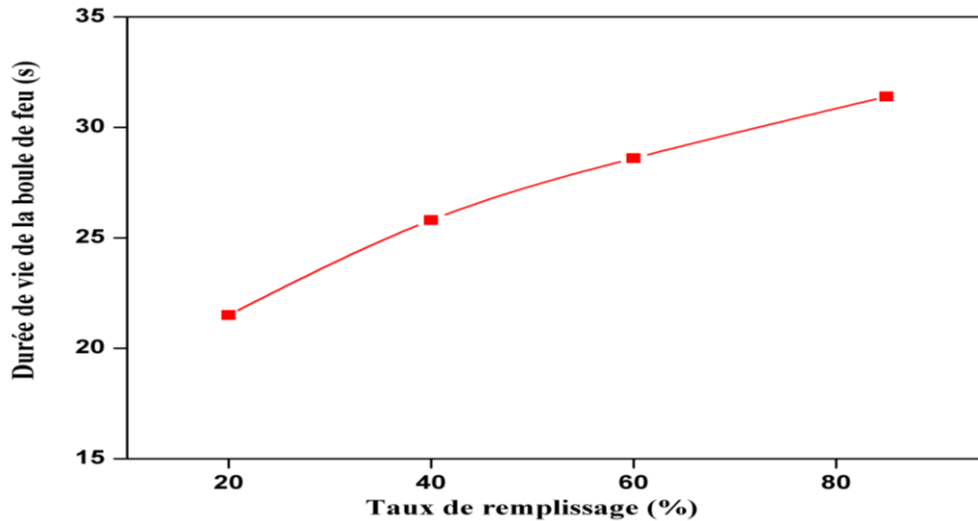


Figure IV-8 : Courbe de variation de la durée de vie de la boule de feu

- Sphère Propane
 - Données équipement

Les caractéristiques techniques de la sphère de propane sont données dans le tableau IV-11 suivant :

Tableau IV-11 : Les caractéristiques de la sphère de propane

	Unité	Sphère de propane
Diamètre	Mm	14205
Volume	m ³	1500
Pression de service	Bar	6.5
Pression d'éclatement	Bar	17.65

- Données produit

Les caractéristiques thermodynamiques du propane sont résumées dans le tableau IV-12 suivant :

Tableau IV-12 : Les caractéristiques thermodynamiques du propane

	Unité	Propane
Densité (à la température de service)	kg/m ³	515
Masse molaire	kg/kmol	44,1
P critique du gaz (flash généré)	Bar	42,51
T ébullition	K	231
Produit contenu ou véhiculé par la phase gazeuse (flash généré)	% massique	100% propane
Limite Inferieur d'Inflammabilité	% vol	1,7
Limite Supérieur d'Inflammabilité	% vol	10,8

- Les distances des effets thermiques d'un BLEVE au niveau de la sphère de propane sont les suivantes :

Tableau IV-13 : Résultats des calculs engendrés par l'explosion d'une sphère de propane

		Taux de remplissage				
		20%	40%	60%	85%	
$\rho(\text{kg/m}^3)$		515	515	515	515	
$V(\text{m}^3)$		300	600	900	1275	
$M(\text{kg})$		154500	309000	463500	656625	
Seuil	$600 (\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$	Distance des effets thermiques (m)	376,5	540	660	781
	$1000 (\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$		238	359	449,5	541
	$1800 (\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$		170	269	342	417
Le rayon de la boule de feu (m)		157	197	225	252	
La durée de vie de la boule de feu (s)		19	22,8	25,3	27,7	

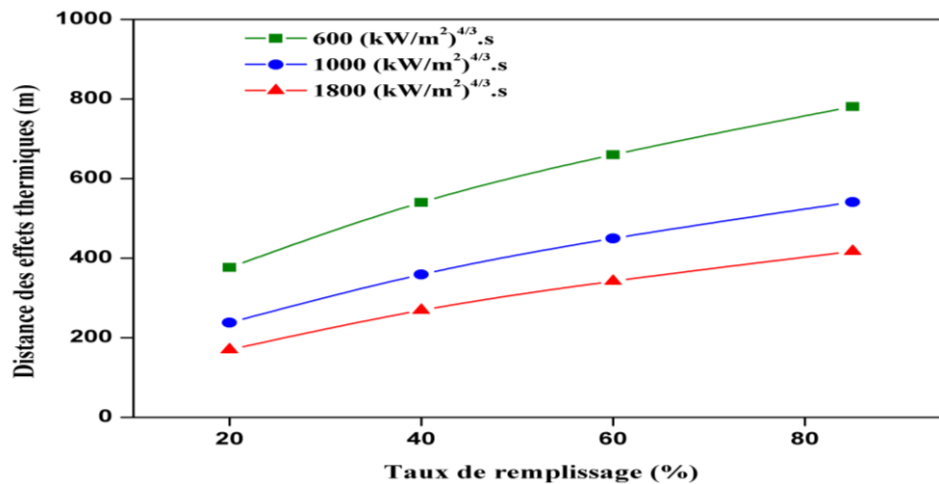


Figure IV-9 : Evolution de la distance des effets thermiques en fonction du taux de remplissage (sphère de propane)

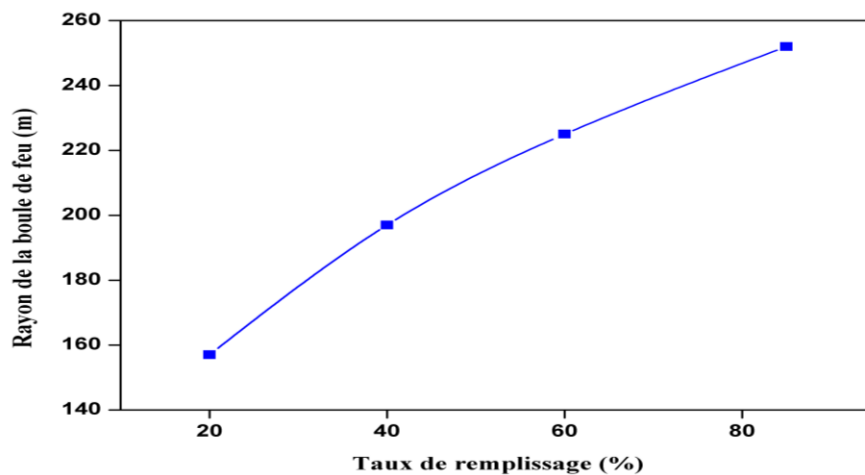


Figure IV-10 : Courbe de variation du rayon de la boule de feu

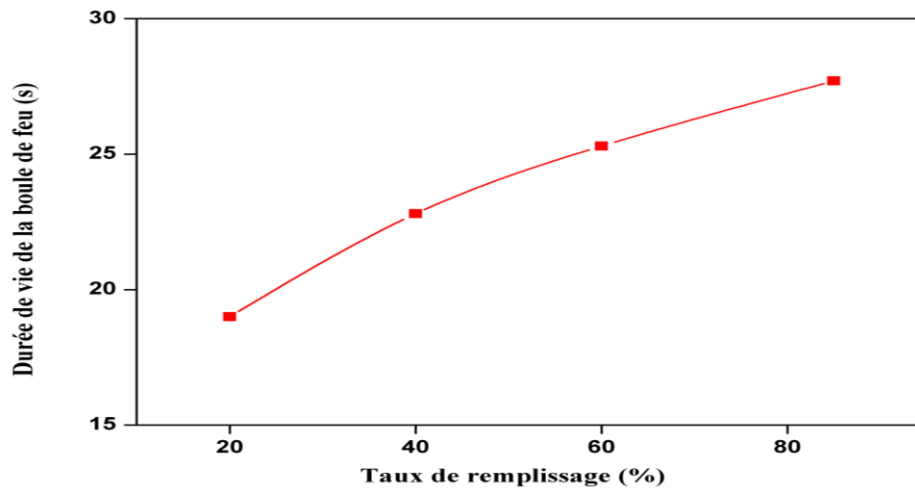


Figure IV-11 : Courbe de variation de la durée de vie de la boule de feu

IV.2.2 Effets de surpression

La pression est une force par unité de surface susceptible d'induire des efforts de flexion ou de cisaillement dans les structures, éventuellement de compression pour le corps humain. Une onde de pression peut également propulser des projectiles.

Les effets de surpression du BLEVE ont été peu étudiés et modélisés en raison de l'impact majorant des effets thermiques. La modélisation de ces effets peut être utile pour :

- le cas où un réservoir est utilisé à moins de 30 % de sa capacité nominale (car les effets de surpression sont inversement proportionnels avec le taux de remplissage contrairement aux effets thermiques) ;
- la détermination des effets dominos par impact sur les structures ;
- la détermination des distances des effets de surpression pour établir les cartes d'aléa.

IV.2.2.1 Modélisation des effets de surpression à l'aide du modèle TNT

La plupart des modèles disponibles dans la littérature [26] sont basés sur un équivalent TNT calculé à partir de l'énergie libérée par la vaporisation. Ils donnent des ordres de grandeur satisfaisants.

Les principes de l'équivalent TNT permettent de faire une corrélation entre les conséquences de l'explosion d'une masse de produit X avec la masse de TNT ayant engendré les mêmes effets aux mêmes distances [27].

On trouve dans la littérature, essentiellement d'origine militaire, des descriptions de nombreuses observations concernant principalement les effets de l'explosion du TNT sur les individus ou les installations, on recense les deux étapes suivantes qui sont primordiales pour l'application de cette méthode [28]:

- 1ère étape : estimer la masse de TNT (équivalent TNT) ;
- 2nd étape : à l'aide d'abaques et de courbe, rechercher la valeur de la surpression en fonction de la distance de la source de danger à un point d'impact donné.

IV.2.2.2 Paramètres initiaux du modèle TNT

Pour estimer la masse de TNT, nous avons procédé comme suit :

$$M_{TNT} \times Q_{TNT} = \frac{F \times \Delta p \times V}{K} \quad (4)$$

$$M_{TNT} = \frac{F \times \Delta p \times V}{Q_{TNT} \times (1 + \xi)^{3y-3} \times (y-1)} \quad (5)$$

Avec : Q_{TNT} , la chaleur de combustion du TNT (J/Kg) = 4,69106 J/Kg

$$M_{TNT} = \frac{F \times (P1 - P0) \times V}{4,69 \times 10^6 \times (1 + \xi)^{3y-3} \times (y-1)} \quad (6)$$

Avec :

- P_0 : Pression atmosphérique (Pascal) ;
- P_1 : Pression de rupture du réservoir (Pression de tarage des soupapes) ;
- ξ : Taux d'élongation du matériau ($\xi = 0,06$ pour les aciers spéciaux et 0.38 pour les aciers au carbone) ;
- F : Le facteur de rendement d'énergie de fragmentation ($F = 0,6$ pour une rupture ductile et 0,2 pour une rupture fragile) ;
- V : Volume de la phase gazeuse ;
- y : Le rapport des chaleurs spécifiques des gaz (Butane 1,12 et Propane 1,13).

L'application de l'équivalent (6) TNT donne le rayon de la zone d'effet :

$$R = \lambda \times (M_{TNT})^{1/3} \quad (7)$$

Ou :

- R : Rayon de la zone d'effet (m) ;
- λ : Distance réduite ($m/Kg^{1/3}$)

La consultation de l'abaque ci-dessous permet pour dommage (explosion des vitres, destruction des murs,...) ou pour une surpression donnée (ΔP), de déterminer la distance réduite λ , et donc la distance du centre d'explosion R à partir de l'équivalent TNT.



Figure IV-12 : Abaque TMS-1300

A partir de l'abaque TMS-1300 on trouve les distances réduites en fonction des surpressions données dans le tableau suivant [29]:

Tableau IV-14 : Les distances réduite selon le coefficients de surpression

Surpression (mbar)	20	50	100	140	170	200	600
Distance réduite (m/kg ^{1/3})	70	22	13	10,1	6,9	7,6	4

IV.2.2.3 Quantification du scénario retenu (BLEVE sur une sphère de Butane et Propane)

Le paragraphe suivant présente pour le scénario retenu, l'ensemble des données nécessaires à son évaluation ainsi que les résultats des calculs effectués.

Les zones étudiées seront celles qui correspondent :

- Aux premiers dégâts et blessures notables à l'onde de choc (50mbar) ;
- Aux premiers effets de risques de mortalité consécutifs à l'onde de choc (140mbar) ;
- Au seuil des effets dominos (200mbar).

Résultats obtenus à l'aide de la modélisation des effets de surpression dû au BLEVE d'une sphère de butane :

Tableau IV-15 : résultats de la modélisations des effets de surpression engendrés par un BLEVE d'une sphère de butane

			Taux de remplissage			
			20%	40%	60%	85%
V(m ³)(phase vapeur)			1718,4	1288,8	859,2	322,2
M(kg)			13025,7	2269,3	1512,9	567,3
Seuil	50 mbar	Distance des effets de surpression (m)	318,2	289,1	252,6	182,1
	140 mbar		146,1	132,7	115,9	83,6
	200 mbar		109,9	99,9	87,2	62,1

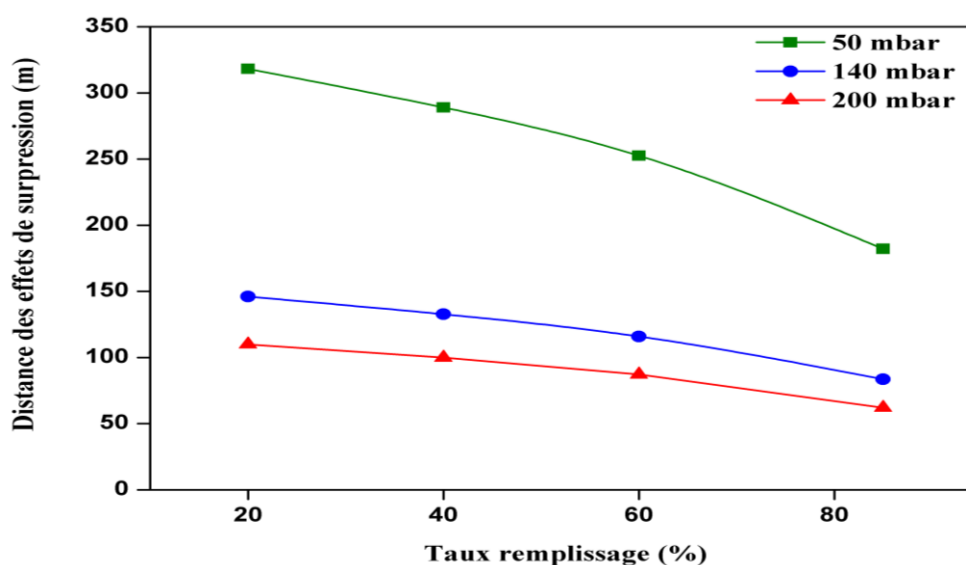


Figure IV-13 : Evolution de la distance des effets de surpression en fonction du taux de remplissage (Sphère de butane)

Résultats obtenus à l'aide de la modélisation des effets de surpression dû au BLEVE d'une sphère de propane :

Tableau IV-16 : Résultats de la modélisation des effets de surpression engendrés par un BLEVE d'une sphère de propane

		Taux de remplissage en liquide				
		20%	40%	60%	85%	
V(m ³) (phase vapeur)		1200	900	600	225	
M(kg)		1947	1460,3	973,5	365,1	
Seuil	50 mbar	Distance des effets de surpression (m)	274,7	249,6	218	157,2
	140 mbar		126,1	114,6	100,1	72,2
	200 mbar		94,9	86,2	75,3	54,3

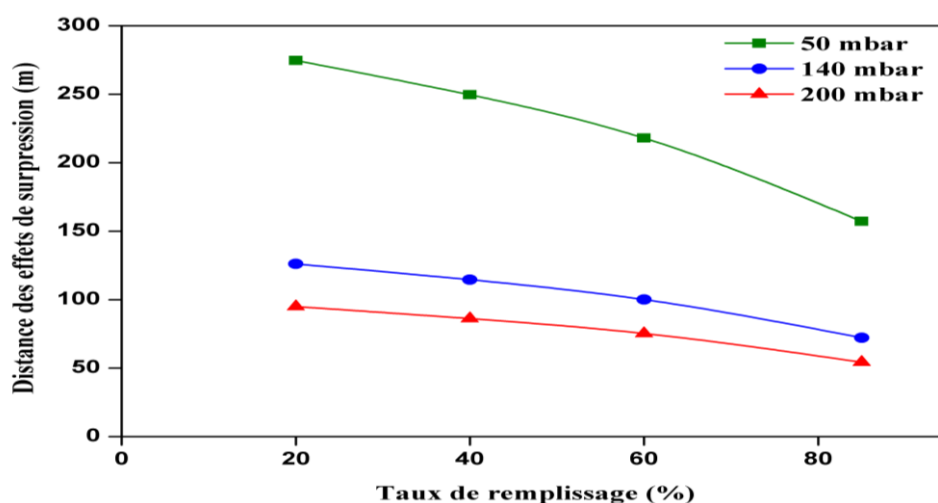


Figure IV-14 : Evolution de la distance des effets de surpression en fonction du taux de remplissage (sphère de propane)

IV.3 Simulation et modélisation à l'aide du logiciel PHAST

Après avoir calculer les différentes distances des effets thermiques et de surpressions d'un BLEVE à partir de modèles mathématiques, nous allons utiliser un logiciel dédié à ce genre de phénomènes (BLEVE), qui est le logiciel PHAST.

PHAST (Process Hazard Analysis Software Tool) est un logiciel utilisé pour évaluer les situations présentant des risques potentiels pour le personnel, les installations et l'environnement, et pour mesurer **la gravité de ces situations**. Il a été développé par DNV Software, reconnu comme le leader mondial dans le domaine de l'évaluation de risques et des accidents industriels majeurs, il est aussi un précieux outil d'aide à la décision en matière de risque industriel et de sécurité publique.

PHAST examine la progression d'un incident potentiel de la fuite initiale à la dispersion en champ lointain, incluant la modélisation des effets de l'inflammabilité, l'explosion et la toxicité [30].

Avantages de l'utilisation du logiciel PHAST:

- Faciliter l'élaboration et la mise en œuvre des évaluations des risques pour des fins d'études de danger ;
- Faciliter les études pour la réduction des coûts en termes de pertes et d'assurances ;
- Permettre l'optimisation de la conception du site et des procédés ;
- Aider l'industrie à se conformer à la législation ;
- Permettre la détermination des niveaux de gravité en tenant compte des conséquences.

Pour la modélisation des conséquences:

- Il améliore la compréhension des dangers potentiels par les utilisateurs ;
- Les mises à jour régulières du logiciel incorporent les expériences et les expertises les plus récentes dans l'industrie.

IV.3.1 Résultats de la simulation et de la modélisation à l'aide du logiciel PHAST

Nous avons simulé et modélisé les effets du phénomène de BLEVE sur les sphères de Butane SB5 et de Propane SP2 qui sont les plus proches de la raffinerie d'Alger car cette dernière peut être la cible la plus percutée et le siège d'effet dominos important et très dévastateur pour toute la région comme elle peut être aussi une source de danger non négligeable.

La modélisation nécessite les paramètres suivants :

- Le volume ou la masse de GPL contenu dans la sphère ;
- La pression et la température de rupture de la sphère ;
- Les conditions météorologiques : la vitesse et direction de vent, la température de la région et l'humidité (contenue dans l'étude de dangers 2014).

Le rendement retenu dans la méthode « Equivalent TNT » est de 10%.

IV.3.1.1 Résultats obtenus à l'aide du logiciel PHAST sur la Sphère de Butane SB5

Les données nécessaires à la réalisation de cette simulation sont :

- Taux de remplissage à 85% de Butane ;
- Une pression d'éclatement de 10bar et une température de rupture de 50°C ;
- Vitesse de vent 7m/s en direction sud ouest ;
- Température de la région 19°C ;
- Humidité de 71%.

La figure IV-15 qui suit montre les distances des effets de surpressions 20mbar, 140mbar et 200mbar d'un BLEVE sur la sphère SB5:

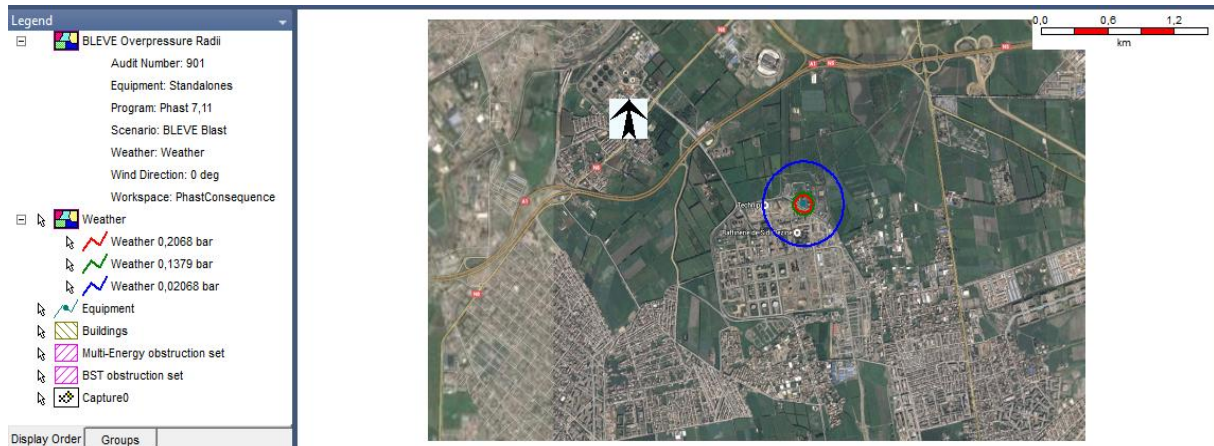


Figure IV-15 : Distances des effets de surpression d'un BLEVE sur la sphère SB5 – PHAST

Le tableau IV-17 suivant donne les rayons de chaque niveau de surpression :

Tableau IV-17 : Rayons des différents niveaux de surpression sur la sphère SB5

Niveau de surpression	Distances d'effet
20 mbar	350 m
140 mbar	100 m
200 mbar	75 m

Comme l'indique plus précisément la figure IV-16 suivante :

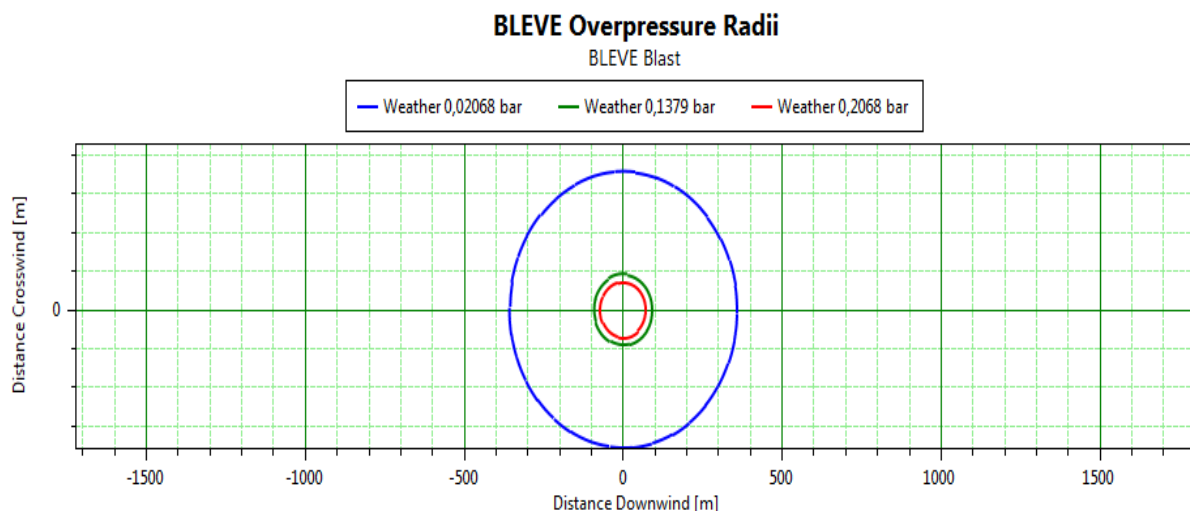


Figure IV-16 : Rayons des différents niveaux de surpression sur la sphère SB5

Les distances des effets thermiques aux seuils $600 \text{ (kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$, $1000 \text{ (kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$ et $1800 \text{ (kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$ respectivement 3 kW/m^2 , 5 kW/m^2 et 8 kW/m^2 calculées par le PHAST pour le BLEVE de SB5 sont montrées sur la figure IV-17 suivante:

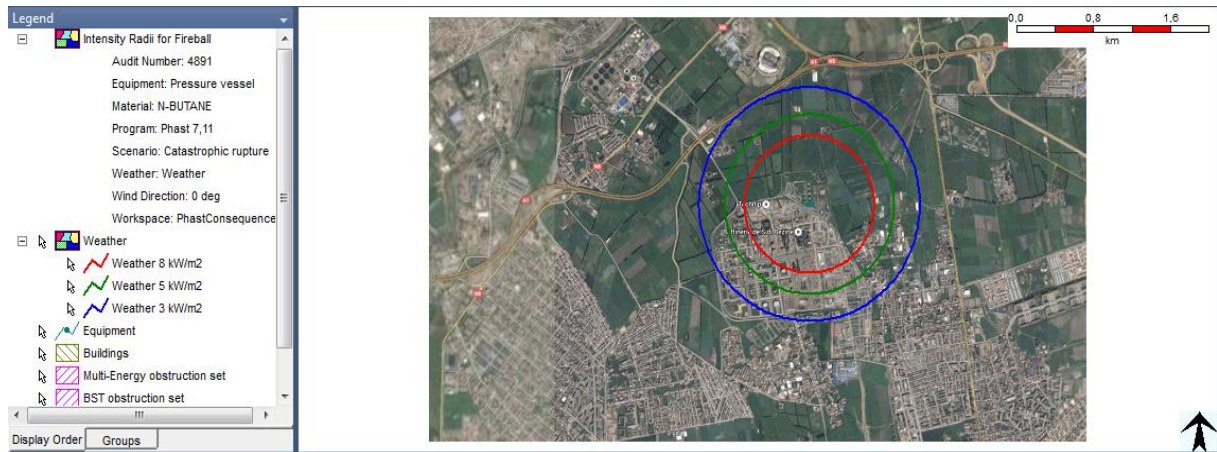


Figure IV-17 : Distances des effets thermiques d'un BLEVE sur la sphère SB5 - PHAST

Le tableau IV-18 suivant donne les rayons de chaque seuil d'effet thermique:

Tableau IV-18 : Rayons des différents seuils des effets thermiques sur la sphère SB5

Seuil d'effet thermique	Distances d'effet
$600 \text{ (kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$	1170 m
$1000 \text{ (kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$	830 m
$1800 \text{ (kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$	620 m

Comme l'indique plus précisément la figure IV-18 suivante :

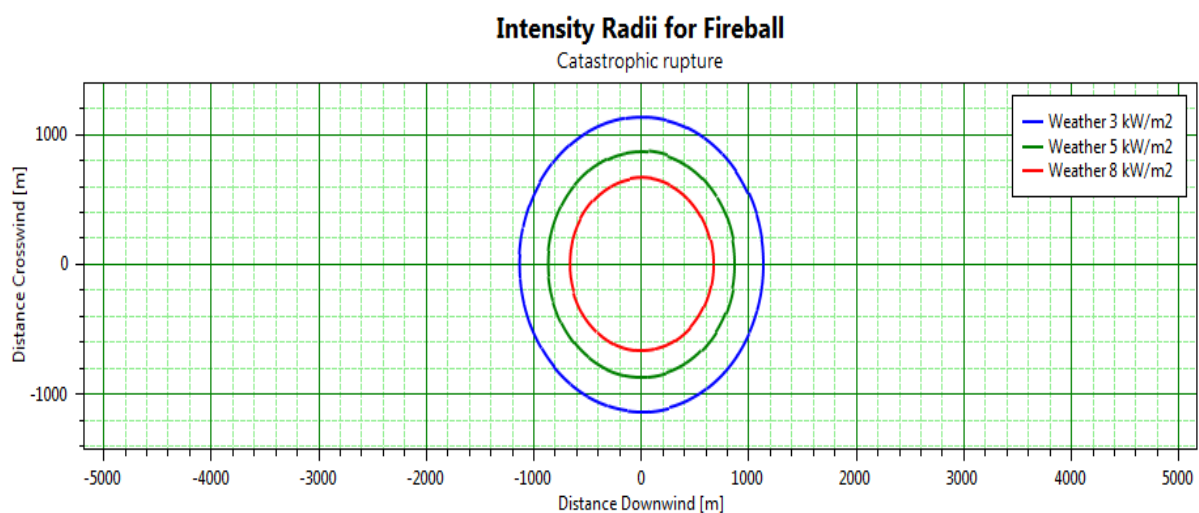


Figure IV-18 : Rayons des différents seuils des effets thermiques sur la sphère SB5

IV.3.1.2 Résultats du logiciel PHAST sur la Sphère de Propane SP2

Les données nécessaires à la réalisation de cette simulation sont :

- Taux de remplissage à 85% de Propane ;
- Une pression d'éclatement de 17,75bar et une température de rupture de 50°C ;
- Vitesse de vent 7m/s en direction sud ouest ;
- Température de la région 19°C ;
- Humidité de 71%.

La figure IV-19 suivante montre les distances des effets de surpressions 20mbar, 140mbar et 200mbar d'un BLEVE sur la sphère SP2:



Figure IV-19 : Distances des effets de surpression d'un BLEVE sur la sphère SP - PHAST

Le tableau IV-19 suivant donne les rayons de chaque niveau de surpression :

Tableau IV-19 : Rayons des différents niveaux de surpression sur la sphère SP2

Niveau de surpression	Distances d'effet
20 mbar	270 m
140 mbar	70 m
200 mbar	60 m

Comme l'illustre clairement la figure IV-20 suivante :

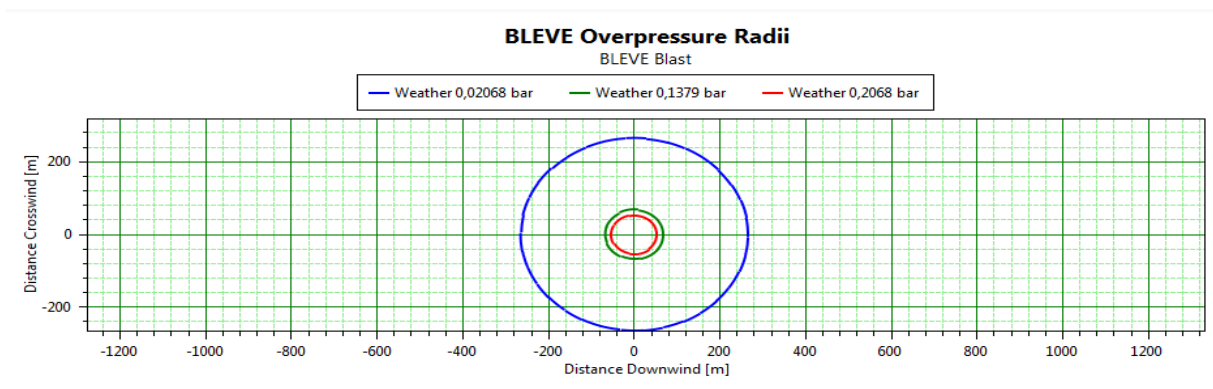


Figure IV-20 : Rayons des différents niveaux de surpression sur la sphère SP2

Les distances des effets thermiques aux seuils $600 \text{ (kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$, $1000 \text{ (kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$ et $1800 \text{ (kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$ respectivement 3 kW/m^2 , 5 kW/m^2 et 8 kW/m^2 calculées par le PHAST pour le BLEVE de SB5 sont montrés sur la figure VI-21 suivante :

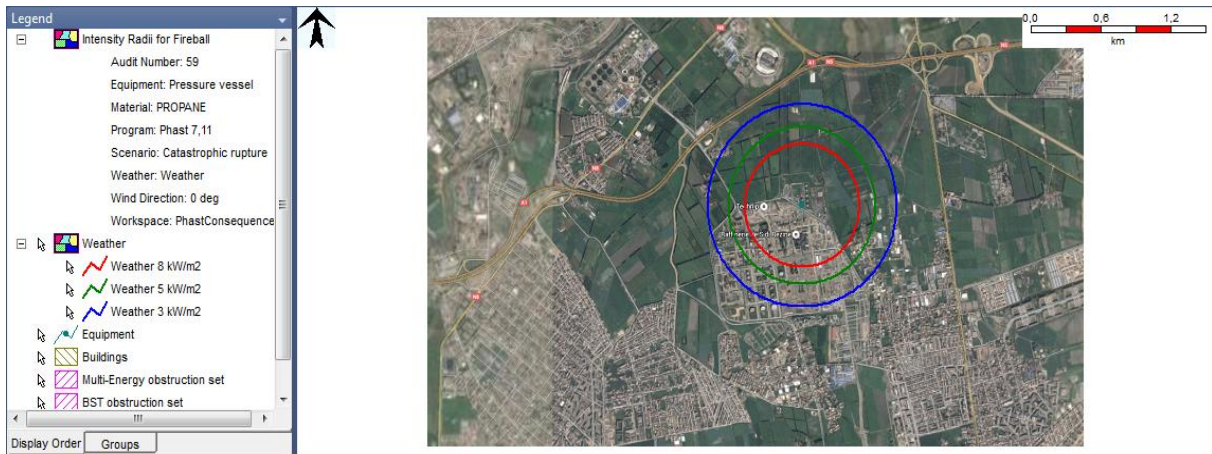


Figure IV-21 : Distances des effets thermiques d'un BLEVE sur la sphère SP2 - PHAST

Le tableau IV-22 suivant donne les rayons de chaque seuil d'effet thermique :

Figure IV-22 : Rayons des différents seuils des effets thermiques sur la sphère SP2

Seuil d'effet thermique	Distances d'effet
$600 \text{ (kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$	800 m
$1000 \text{ (kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$	617 m
$1800 \text{ (kW/m}^2)^{4/3} \cdot \text{s}$	440 m

Comme l'indique plus précisément la figure IV-22 suivante :

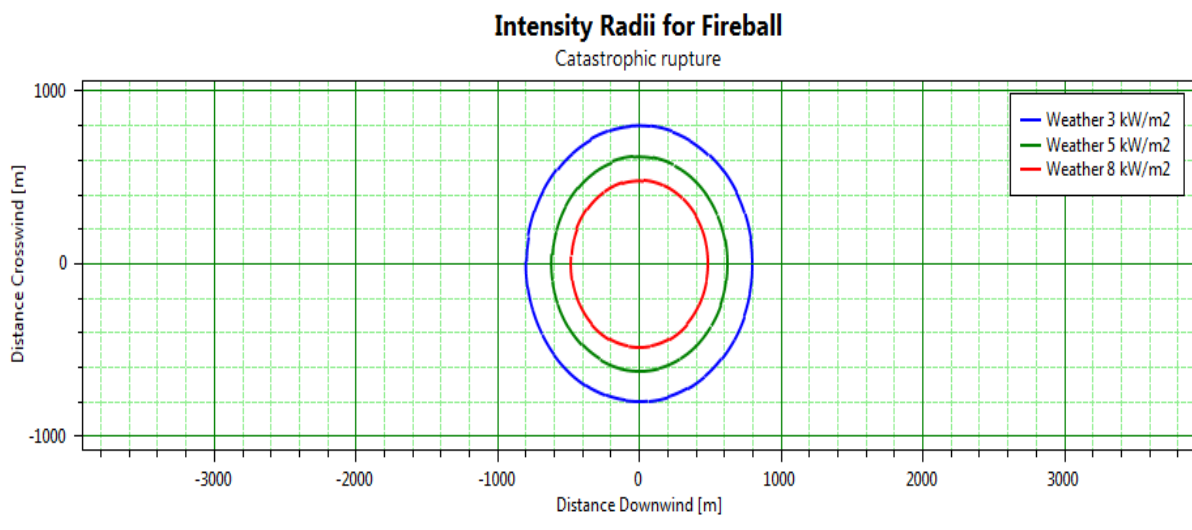


Figure IV-23 : Rayons des différents seuils des effets thermiques sur la sphère SP2

IV.4 Interprétation et comparaison des résultats

Les résultats obtenus à l'aide de la modélisation mathématique et logiciel PHAST nous ont donné des distances d'effet plus ou moins proche. Nous remarquons que celles du PHAST sont plus grandes du fait de la considération d'autres paramètres tel que les conditions météorologiques. A titre d'exemple pour l'effet thermique $600 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3}$.s de la sphère de butane, les distances d'effet calculées par le modèle TRC et le logiciel PHAST sont respectivement 912m et 1170m.

Pour des fins de sécurité absolue, nous allons majorer ces distances, c'est-à-dire que nous choisissons celles du logiciel.

Les cartes satellites avec les rayons des distances d'effet obtenu grâce au logiciel PHAST au-dessus du site CV 165 nous ont permis de localiser les cibles touchées par ces effets, telles que la raffinerie d'Alger et l'autoroute qui se trouve au nord du CV 165, les champs agricoles ne sont pas énormément touché dû à la non toxicité du GPL.

Nous confirmons grâce ces modélisations le caractère majeur du phénomène BLEVE pouvant engendrer des dégâts humaines et matériels. De ce fait, le site CV 165 doit mettre en place un ensemble de moyens pour le contrer. Mais avant cela nous devons déterminer le facteur de réduction du risque à partir de la méthode LOPA en analysant la contribution des différentes couches et savoir si elles sont suffisantes ou pas par rapport un niveau de risque cible déterminé à partir des critères d'acceptabilité.

Conclusion

Ce chapitre nous a permis de calculer les distances des effets de surpression et de flux thermique pour un BLEVE des sphères de butane et de propane, et ceci par l'utilisation du logiciel PHAST et de modèles mathématiques.

Nous constatons que le flux thermique varie proportionnellement avec le taux de remplissage, tandis que le flux de surpression varie d'une manière contraire.

Au CV165, les sphères de butane et de propane ont un taux de remplissage de 85%, ainsi, nous allons retenir ce niveau là pour la suite de notre étude.

Les résultats obtenus par la modélisation et la simulation des effets vont nous permettre de déterminer le niveau de gravité des conséquences des scénarios qui vont être élaboré par la méthode LOPA au chapitre suivant.

Chapitre V : Evaluation des risques

Introduction

L'évaluation des risques est une étape très importante du processus de gestion des risques qui consiste en la comparaison entre un niveau de risque réel et un autre jugé acceptable.

Ce chapitre aura pour objectif de juger de l'adéquation entre les barrières mises en œuvre et le niveau de risque visé, ceci est possible en utilisant dans un premier temps les résultats obtenus lors de l'analyse des risques pour mettre en place les scénarios les plus critiques et dans un deuxième temps la modélisation des effets pour déterminer la fréquence cible à partir des critères d'acceptabilité du CV165.

A la fin de ce chapitre nous serons amenés à recommander et à proposer des barrières qui peuvent faire en sorte de diminuer le risque d'un facteur déterminé par l'emploi de la méthode LOPA.

V.1 LOPA

La méthode LOPA trouve plusieurs applications, et parmi elles, compléter l'analyse menée dans l'HAZOP car on considère que les conséquences sont trop importantes.

A partir de la méthode HAZOP et MADS on a mis en place l'organigramme qui suit qui regroupe l'ensemble des événements ainsi que leurs combinaisons qui mènent au BLEVE des sphères de B/P et cela a été possible en analysant les causes et les événements initiateurs des deux méthodes utilisés précédemment.

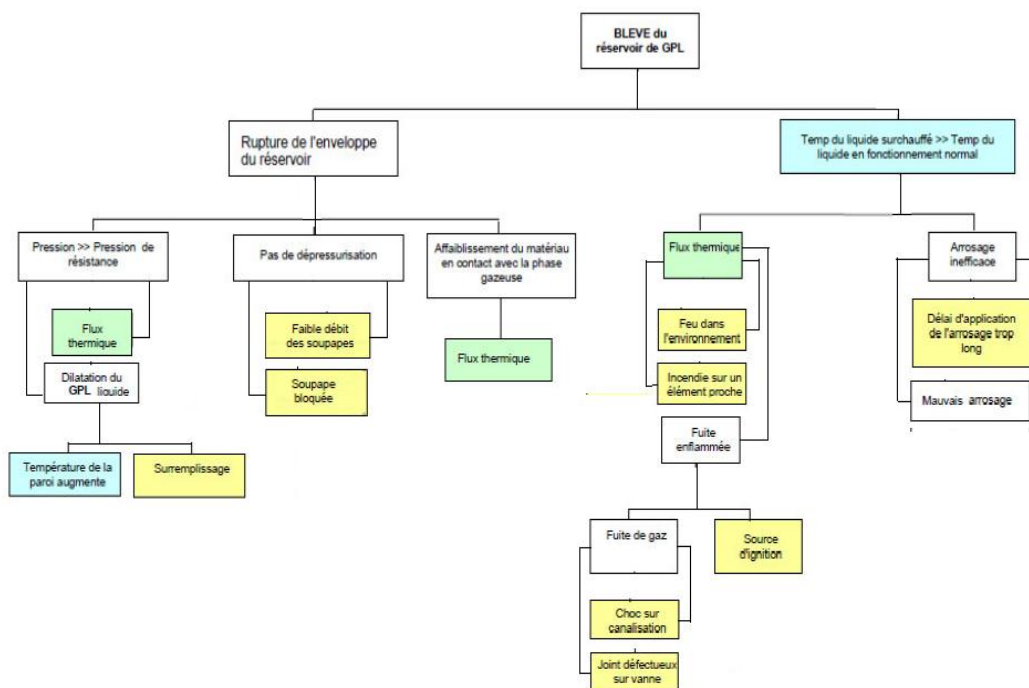


Figure V-1 : Combinaisons des événement menant à un BLEVE

V.1.1 Elaboration des scénarios d'accidents

On va décortiquer le schéma ci-dessus pour étudier les divers scénarios menant au BLEVE des sphères B/P et ainsi évaluer leurs fréquences d'occurrences résiduelles et de juger de l'adéquation des barrières mises en œuvre avec le niveau de risque visé.

Un scénario doit inclure :

- un événement initiateur ;
- une conséquence ;
- des conditions de réalisation qui correspondent à des conditions nécessaires pour que l'événement initiateur puisse aboutir à la conséquence envisagée ;
- la défaillance des barrières de sécurité mises en place vis-à-vis du scénario d'accident.

Avant la mise en œuvre des tableaux LOPA, nous allons représenter dans ce qui suit les différents scénarios élaborés au niveau de la sphère B5 :

Remarque :

- Le choix de la sphère B5 a été fait au regard de son voisinage de la raffinerie d'Alger qui peut être une source et une cible de danger au CV165.
- A la fin, les résultats que nous obtiendrons pour la sphère SB5 vont être extrapolés à toutes les sphères du CV165 vu la symétrie des installations qui les constitue.

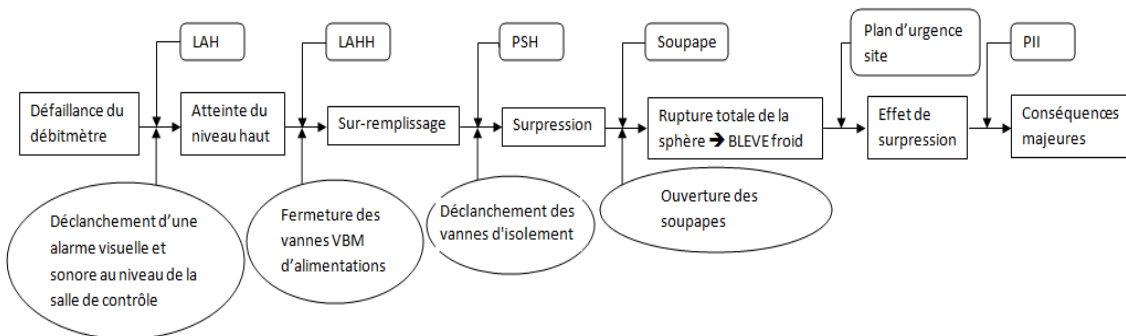


Figure V-2 : Scénario N° 1601 sur SB5

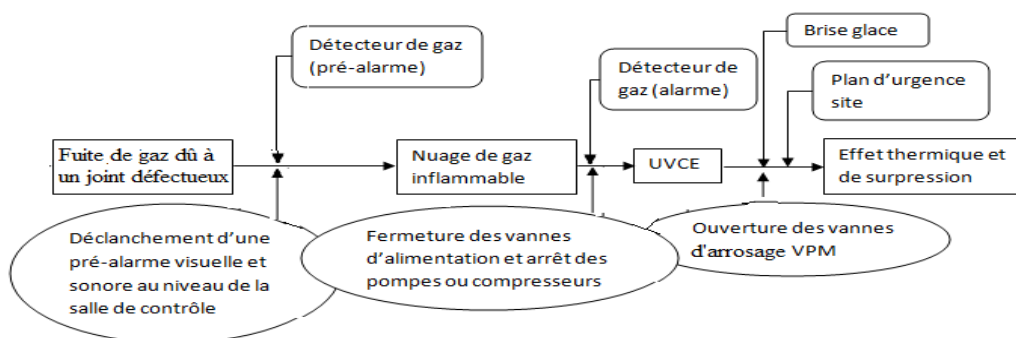


Figure V-3 : Scénario N° 1602 sur tuyauterie GPL (chargement)

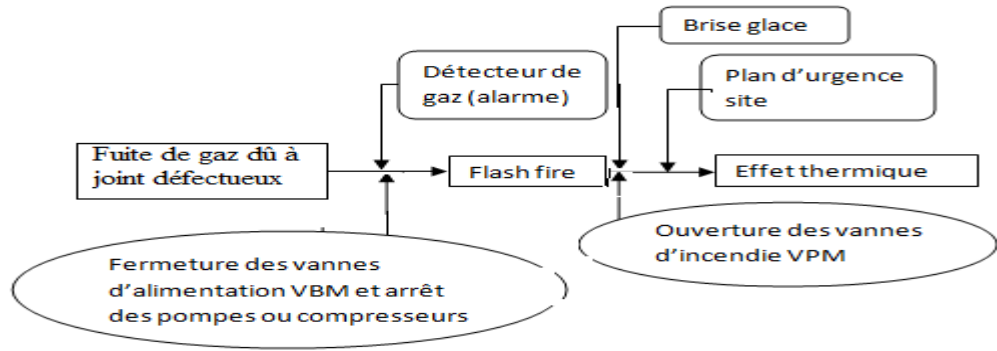


Figure V-4 : Scénario N° 1603 sur tuyauterie GPL (chargement)

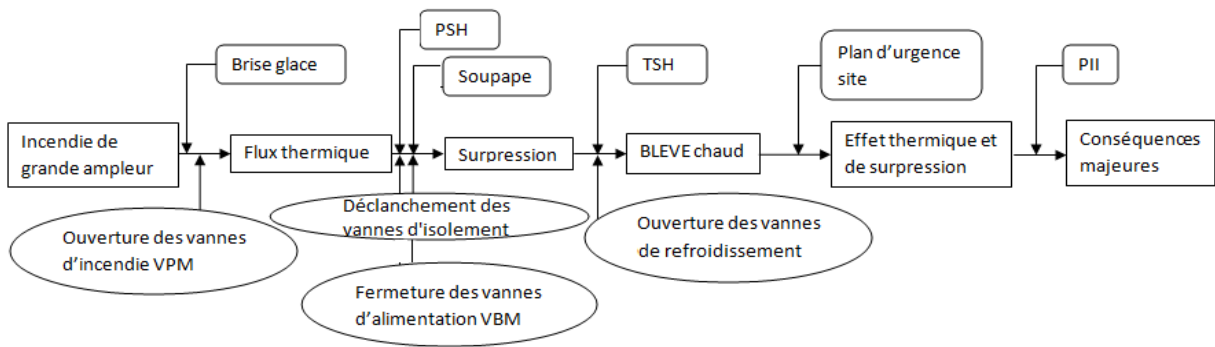


Figure V-5 : Scénario N° 1604 sur SB5

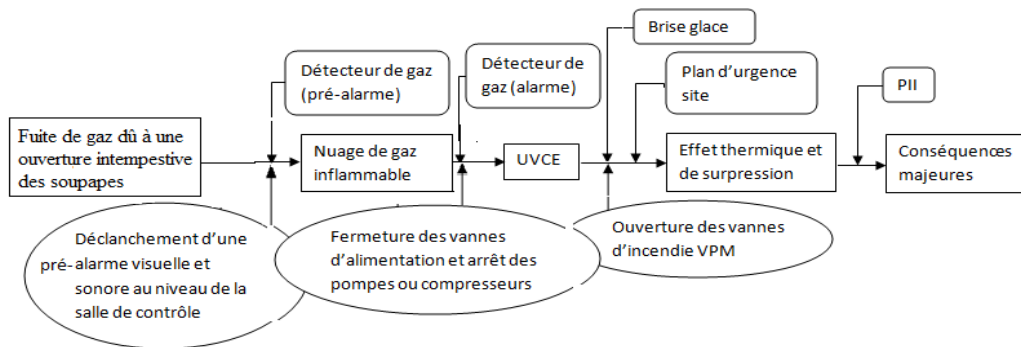


Figure V-6 : Scénario N° 1605 sur SB5

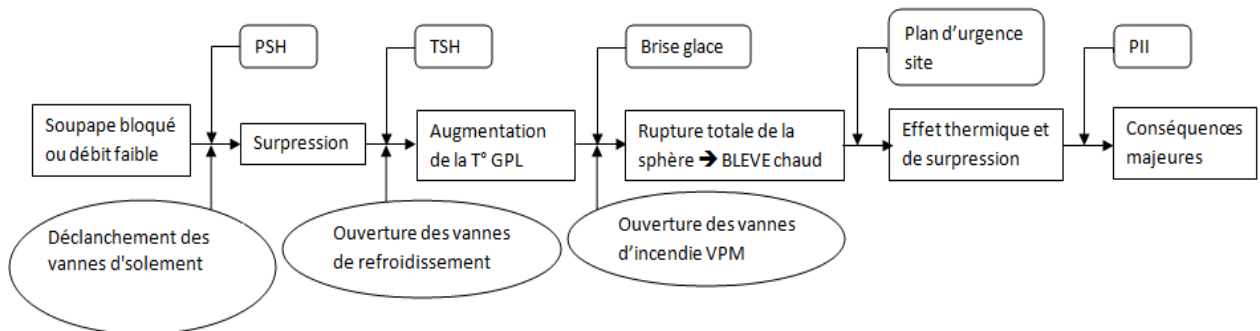


Figure V-7 : Scénario N° 1606 sur SB5

V.1.2 Mise en œuvre des Tableaux LOPA

V.1.2.1 Critère d'acceptabilité des scénarios

Un des principes de la méthode LOPA est de comparer entre une fréquence d'un scénario (calculé) et une fréquence cible pour évaluer l'adéquation des barrières mises en place et recommander d'autres si nécessaire.

En tenant compte des scénarios préalablement établis et des résultats obtenus lors de la modélisation des effets du phénomène BLEVE, nous pouvons maintenant estimer leurs niveaux de gravité et déterminer leurs fréquences cible pour que chaque scénario soit jugé aussi bas que possible.

Dans notre cas, l'évaluation de l'acceptabilité sera faite sur la base de la grille de criticité adoptée par NAFTAL qui est représenté sur le tableau V-1 qui suit :

Tableau V-1 : Grille de criticité adoptée par CV 165 NAFTAL

		Conséquences				Probabilité Augmentation de la probabilité →				
		Personnel	Environnement	Public	Biens	P1 Rare $P \leq 10^{-5}$ Jamais rencontré ou entendu mais physiquement possible	P2 Improbable $10^{-5} < P \leq 10^{-4}$ Rencontrer dans une organisation similaire que CV 165	P3 Peu probable $10^{-4} < P \leq 10^{-3}$ S'est produit (ou pourrait se produire) au sein de CV 165	P4 Probable $10^{-3} < P \leq 10^{-2}$ Pourrait se produire pendant la durée de vie de l'installation au sein de CV 165	P5 Très probable $10^{-2} < P$ S'est produit fréquemment au sein de CV 165
Augmentation de la gravité ↓	G1 Mineure	Blessures mineures	Mineure	Pas d'incidence	Pas de dommage, pas d'arrêt de production					
	G2 Sérieux	Blessures significatives	Pollution interne, maîtrisée	Blessures mineures	Dommege mineurs + arrêt bref de la production					
	G3 Grave	Incapacité permanente ou décès	Pollution interne non maîtrisée ou pollution hors limite maîtrisée	Blessures significatives	Dommege localisé + arrêt partiel d'unité					
	G4 Majeur	Décès	Pollution hors limite non maîtrisée	Incapacité permanente ou décès	Dommege important + arrêt totale de la production de courte durée					
	G5 Catastrophique	Plusieurs décès	Pollution hors limite de longue durée	Décès	Destruction partielle du site + arrêt totale de la production de longue durée					

Les résultats des fréquences cibles pour chaque scénario sont présentés dans le tableau V-2 suivant :

Tableau V-2 : Les fréquences cibles des scénarios

N° du scénario	Conséquence	Niveau de gravité	Fréquence cible
1601	Décès du personnel avec dégât matériel non négligeable et blessures significatives du public (BLEVE froid)	G4 majeur	Improbable 10^{-4}
1602	Incapacité permanente du personnel et probable effet domino sur les sphères de stockages (UVCE)	G3 grave	Probable 10^{-2}
1603	Blessures significatives avec arrêt de l'exploitation pour réparation (Feu de torche)	G2 sérieux	Très probable 10^{-1}
1604	Perte humaine à l'intérieur et à l'extérieur du site avec dégagement de flux thermique et de surpression (BLEVE chaud)	G5 catastrophique	Rare 10^{-5}
1605	Incapacité permanente du personnel et probable effet domino sur les sphères de stockages (UVCE)	G3 grave	Probable 10^{-2}
1606	Perte humaine à l'intérieur et à l'extérieur du site dû au dégagement de flux de surpression (BLEVE froid)	G4 majeur	Improbable 10^{-4}

V.1.2.2 Les fréquences des événements initiateurs

A partir des six scénarios élaborés, les événements initiateurs sont regroupés dans le tableau V-3 suivant:

Tableau V-3 : Les fréquences des événements initiateurs

N° scénario	Evènement initiateur	fréquence
1601	Défaillance d'un débitmètre	$10^{-1}/\text{an}$
1602	Joint défectueux	$10^{-2}/\text{an}$
1603	Joint défectueux	$10^{-2}/\text{an}$
1604	Incendie de grande ampleur	$10^{-2}/\text{an}$
1605	Ouverture intempestive des soupapes	$10^{-2}/\text{an}$
1606	Soupape bloqué ou débit faible	$10^{-1}/\text{an}$

Les fréquences d'occurrence des événements initiateurs présentées dans le tableau ci-dessus sont estimées sur la base des données issues de la littérature [ICSI, 2009 et CCPS, 2001].

V.1.2.3 Les facteurs conditionnels de réalisation

V.1.2.3.1 Probabilité d'inflammation

Pour qu'une réaction de combustion se produise, il est nécessaire de combiner la présence d'un combustible, d'un comburant, et d'apporter suffisamment d'énergie.

Pour pouvoir quantifier la probabilité d'occurrence de l'inflammation du GPL, il est nécessaire de distinguer l'inflammation immédiate de l'inflammation retardée.

On considère une inflammation comme étant immédiate si elle est instantanée, c'est-à-dire qu'elle se produit lors de la libération à l'atmosphère du produit inflammable. En revanche, une inflammation survenant quelques secondes après la fuite devrait être considérée comme retardée.

Nous allons utiliser l'approche de l'INERIS pour quantifier les probabilités d'inflammations, c'est une approche « paramétrée », c'est-à-dire en fonction des valeurs de paramètres jugés importants dans le phénomène d'inflammation.

Pour l'inflammation immédiate, la valeur dépend :

- des causes possibles ; le paramètre retenu est le débit de fuite ;
- de la réactivité de la substance ; le paramètre retenu est la réactivité de la substance.

Pour l'inflammation retardée, la valeur dépend :

- de la position du nuage par rapport à des sources d'inflammation potentielles ;
- de la réactivité de la substance.

➤ Probabilités d'inflammation immédiate (Feu de torche)

Le tableau V-4 qui suit va nous permettre de déterminer la probabilité d'inflammation d'un feu de torche en sachant la réactivité de nos substances ainsi que leurs débits de rejet :

Tableau V-4 : Probabilités d'inflammation immédiate

		Gaz hautement réactifs particuliers (hydrogène, oxyde d'éthylène...)	Gaz moyennement et hautement réactifs (hors ceux identifiés en 1 ^{ère} colonnes)	Gaz peu réactifs (hors ammoniac)	Ammoniac
Fuite induite par une source d'énergie		1			0
Fuite non induite par une source d'énergie (corrosion, fuite de joint...): selon le débit de fuite Q et la réactivité du gaz, la probabilité augmente	Si : Q > 10 Kg/s	1		10 ⁻¹	0
	Si : 1 Kg/s < Q < 10 Kg/s	1	10 ⁻¹		0
	Si : Q < 1 Kg/s	10 ⁻¹		10 ⁻²	0

Le Butane et le Propane étant à température ambiante et à pression atmosphérique des gaz moyennement réactifs et leurs débits de rejet en tuyauterie sont:

$$Q_b = 120 \text{ m}^3/\text{h} = 0,08266 \text{ Kg/s} \quad \text{et} \quad Q_p = 60 \text{ m}^3/\text{h} = 0,335 \text{ Kg/s}$$

Et sachant que la fuite n'est pas induite par une source d'énergie (fuite de joint), on en déduit que la probabilité d'inflammation du feu de torche est de 10⁻¹.

➤ Probabilités d'inflammation retardée (UVCE)

Le tableau V-5 qui suit va nous permettre de déterminer la probabilité d'inflammation de UVCE en sachant la réactivité de nos substances ainsi que la position du nuage dans la zone :

Tableau V-5 : Probabilités d'inflammation d'un d'UVCE

Nuage contenu dans la zone	Gaz hautement réactif particuliers (Hydrogène, acétylène, oxyde d'éthylène...)	Gaz moyennement et hautement réactifs (hors ceux identifiés en 1 ^{ère} colonnes)	Gaz peu réactifs (hors ammoniac)	Ammoniac
Absence de sources d'inflammation (notamment absence de personnel et de voies de circulation, par exemple zone entre deux unités de production, rejet vertical de soupape en aérien...)	10 ⁻¹	10 ⁻³		
« Classée ATEX » avec présence de personnel occasionnelle (exemple rétention)	10 ⁻¹	10 ⁻²	10 ⁻³	
« Classée ATEX » avec forte présence de personnel occasionnelle (exemple zone de dépotage)	1	10 ⁻¹	10 ⁻²	
Nuage contenu dans une « zone non classé ATEX » contenant de possibles sources d'inflammation (extérieur site par exemple)	1		10 ⁻¹	

Le Butane et le Propane étant à température ambiante et à pression atmosphérique des gaz moyennement réactifs et sont dans une zone avec présence de personnel occasionnelle, ainsi la probabilité d'inflammation UVCE est de 10^{-2} .

Cas particulier : dans le cas d'une ouverture de soupape avec rejet vertical, nous proposons de retenir comme probabilité d'inflammation immédiate 10^{-2} , quelle que soit la réactivité du produit.

V.1.2.3.2 Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario

- Nous supposons que dans le cas des BLEVE des sphères qu'il y'a une présence humaine systématique dans la zone des effets ;
- Nous supposons que dans le cas de l'UVCE lors de l'opération de chargement des citernes qu'il y'a systématiquement une présence humaine ;
- Nous supposons qu'à 60% du temps, il y'a présence humaine dans la zone d'effet d'un feu de torche lors de l'opération de chargement des citernes ;
- Nous supposons qu'à 50% du temps, il y'a présence humaine dans la zone d'effet d'un UVCE sur les sphères de stockages.

V.1.2.3.3 Probabilité de blessures et de blessures mortelles

Nous avons pu quantifier cette probabilité à partir de la modélisation des effets préalablement faite en tenant compte des rayons obtenus et de la densité de la population.

V.1.2.4 Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance (IPL) et valeur de PFD associée

La méthode HAZOP nous a permis d'identifier les barrières de sécurité existantes sur les zones à risques étudiées, nous les avons mis en place lors des scénarios de LOPA ainsi que les actions découlant d'elles.

La méthode LOPA met en valeur les IPL à partir d'un certain nombre de critère vu dans la partie théorique.

Les couches de protection indépendantes retenues suite à l'application des exigences de la méthode LOPA sur notre système sont les suivantes :

Tableau V-6 : Les différents IPL du CV 165

IPL	PFD	Sources
BPCS composé d'un indicateur, d'un système logique et d'un actionneur	10^{-1}	[ICSI, 2009], [CCPS, 2001]
Soupape de sécurité	10^{-2}	[ICSI, 2009], [CCPS, 2001]
Alarme	10^{-1}	[ICSI, 2009], [CCPS, 2001]

Les probabilités de défaillance à la demande présentées dans le tableau ci-dessus sont estimées sur la base des données issues de la littérature [ICSI, 2009] et [CCPS, 2001], les valeurs données dans cette base sont des valeurs moyennes PFD_{avg} .

V.1.2.4.1 Calcul de la fréquence d'occurrence résiduelle

Après avoir déterminé les fréquences des événements initiateurs, les fréquences des facteurs conditionnels de réalisation et les probabilités de défaillances des IPL, nous utiliserons la formule qui suit pour calculer la probabilité d'occurrence résiduelle :

$$f_i^c = f_i^I \times \left(\prod_{j=1}^n PFD_{ij} \right) \times P_{inflammation} \times P_{présence} \times P_{mort} \quad (8)$$

Notations :

- f_i^I : Fréquence de l'événement initiateur i à l'origine du scénario d'accident.
- PFD_{ij} : Probabilité de défaillance à la sollicitation de l'IPL numéro j vis-à-vis du scénario d'accident i.
- $P_{inflammation}$: Probabilité d'inflammation.
- $P_{présence}$: Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet associée à la conséquence.
- P_{mort} : probabilité de mort.

Les tableaux qui vont suivre résument l'ensemble des résultats de la méthode vis-à-vis des six scénarios élaborés.

Numéro du scénario : 1601 Nom de l'équipement : SB5.	Titre du scénario : Rupture totale de la sphère avec dégagement de flux de surpression atteignant des cibles à l'extérieur du site liée au sur-remplissage suite à la défaillance de la boucle de régulation du débit.		
Date : 02/05/2016	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences/Niveau de gravité associée	Perte de confinement et rupture totale de la sphère (SB5) : BLEVE Froid	×	×
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	fréquence cible d'après le critère d'acceptabilité	×	10 ⁻⁴
Événement initiateur du scénario	Défaillance du débitmètre FSL	×	10 ⁻¹
Conditions de réalisation du scénario	-	-	×
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario	1	×
	Probabilité de blessures	1	×
	Autres	-	×
Fréquence du scénario sans les barrières		×	10 ⁻¹
Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA (IPL) et valeur de PFD associée	BPCS composé d'un indicateur de niveau très haut LAHH, d'un système logique et d'une vanne VBM d'alimentation	10 ⁻¹	×
	BPCS composé d'un pressostat PSH, d'un système logique et de vannes d'isolement.	10 ⁻¹	
	Soupape de sécurité de la sphère	10 ⁻²	
	Alarme	10 ⁻¹	
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	Action opérateur pouvant aller fermer la vanne manuelle VB d'alimentation sur déclenchement d'alarme.	×	×
	Plan d'urgence site		
	Plan d'intervention interne		
Total des PFD associées aux barrières de sécurité indépendantes (IPL)		10 ⁻⁵	×
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes		×	10 ⁻⁶
La fréquence « cible » permettant de justifier d'un risque acceptable est elle atteinte ? (Oui/Non) : Oui			
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable : /			
Note : Les barrières mises en place pour faire face à ce scénario sont adéquates avec le niveau du risque visé ;			
Références : Tableaux HAZOP, schéma PID			
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA : Djatal DEROUAZ et Meziane MAMERI, élèves ingénieurs QHSE-GRI			

Numéro du scénario : 1602 Nom de l'équipement : Tuyauterie GPL lors des chargements des camions citernes.	Titre du scénario : UVCE suite à une fuite de gaz à un joint défectueux au collecteur 6'' BLC 109 pour SB5 et au collecteur 4'' PLC 107 pour SP2 engendrant des blessures significatives au personnel.		
Date : 02/05/2016	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences/Niveau de gravité associée	UVCE avec dégagement de flux thermique et de surpression	×	×
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	fréquence cible d'après le critère d'acceptabilité	×	10 ⁻²
Événement initiateur du scénario	Fuite sur un joint défectueux	×	10 ⁻²
Conditions de réalisation du scénario	-	-	×
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité d'inflammation	10 ⁻²	×
	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario	1	×
	Probabilité de blessures	1	×
	Probabilité de blessures mortelles	0,4	×
Fréquence du scénario sans les barrières		×	4*10 ⁻⁵
Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA (IPL) et valeur de PFD associée	BPCS composé d'un détecteur de gaz, d'un système logique et de vannes motorisés VBM pour l'arrêt des pompes P101/102 pour butane et P201/202 pour propane et des compresseurs K101 K102 et K103.	10 ⁻¹	×
	Alarme	10 ⁻¹	
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	Action opérateur pouvant aller fermer la vanne manuelle VB sur déclenchement d'une pré-alarme sonore et visuelle.	×	×
	Brise de glace manuelle pour l'ouverture des vannes d'incendie.		
	Plan d'urgence site		
Total des PFD associées aux barrières de sécurité indépendantes (IPL)		10 ⁻²	×
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes		×	4*10 ⁻⁷
La fréquence « cible » permettant de justifier d'un risque acceptable est elle atteinte ? (Oui/Non) : Oui			
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable : /			
Note : Les barrières mises en place pour faire face à ce scénario sont adéquates avec le niveau du risque visé ;			
Références : Tableaux HAZOP, schéma PID			
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA : Djalal DEROUAZ et Meziane MAMERI, élèves ingénieurs QHSE-GRI			

Numéro du scénario : 1603 Nom de l'équipement : Tuyauterie GPL lors des chargements des camions citernes.	Titre du scénario : feu de torche suite à une fuite de gaz à un joint défectueux au collecteur 6'' BLC 109 pour SB5 et au collecteur 4'' PLC 107 pour SP2 avec présence d'une source d'inflammation sur la zone.		
Date : 02/05/2016	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences/Niveau de gravité associée	Feu de torche avec dégagement de flux thermique	×	×
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	fréquence cible d'après le critère d'acceptabilité	×	10^{-1}
Événement initiateur du scénario	Fuite sur un joint défectueux	×	10^{-2}
Conditions de réalisation du scénario	-	-	×
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité d'inflammation	10^{-1}	×
	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario	0,6	×
	Probabilité de blessures	1	×
	Autres	-	×
Fréquence du scénario sans les barrières		×	$6*10^{-4}$
Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA (IPL) et valeur de PFD associée	BPCS composé d'un détecteur de gaz, d'un système logique et de vannes motorisés VBM pour l'arrêt des pompes P101/102 pour butane et P201/202 pour propane et des compresseurs K101 K102 et K103.	10^{-1}	×
	Alarme	10^{-1}	
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	Action opérateur pouvant aller fermer la vanne manuelle VB sur déclenchement d'une alarme sonore et visuelle.	×	×
	Brise de glace manuelle pour l'ouverture des vannes d'incendie.		
	Plan d'urgence site		
Total des PFD associées aux barrières de sécurité indépendantes (IPL)		10^{-2}	×
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes		×	$6*10^{-6}$
La fréquence « cible » permettant de justifier d'un risque acceptable est elle atteinte ? (Oui/Non) : Oui			
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable : /			
Note : Les barrières mises en place pour faire face à ce scénario sont adéquates avec le niveau du risque visé ;			
Références : Tableaux HAZOP, schéma PID			
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA : Djatal DEROUAZ et Meziane MAMERI, élèves ingénieurs QHSE-GRI			

Numéro du scénario : 1604 Nom de l'équipement : SB5.	Titre du scénario : BLEVE chaud suite à un incendie de grande ampleur à coté des sphères engendrant des effets thermiques et de surpressions létaux et de blessures significatives sur le personnel ainsi que sur la population externes.		
Date : 02/05/2016	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences/Niveau de gravité associée	BLEVE avec effets thermiques et de surpressions dévastateurs.	×	×
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	fréquence cible d'après le critère d'acceptabilité	×	10 ⁻⁵
Événement initiateur du scénario	Agression thermique externe (incendie)	×	10 ⁻¹
Conditions de réalisation du scénario	-	-	×
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario	1	×
	Probabilité de blessures mortelles	1	×
	Autres	-	×
Fréquence du scénario sans les barrières		×	10 ⁻¹
Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA (IPL) et valeur de PFD associée	BPCS composé d'un pressostat, d'un système logique et de vannes d'isolement (2vannes en dessous et 1 vanne au dessus) VBM.	10 ⁻¹	×
	Soupape de sécurité.	10 ⁻¹	
	BPCS composé d'un thermostat, d'un système logique et des vannes de refroidissement VPM.	10 ⁻¹	
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	Brise de glace par l'opérateur pour l'ouverture des vannes d'incendie.	×	×
	Plan d'urgence site.		
	Plan d'intervention interne.		
Total des PFD associées aux barrières de sécurité indépendantes (IPL)		10 ⁻³	×
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes		×	10 ⁻⁴
La fréquence « cible » permettant de justifier d'un risque acceptable est elle atteinte ? (Oui/Non) : Non			
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable : mise en place d'une IPL pouvant réduire le risque d'un facteur de 10 ;			
Note : scénario inacceptable ;			
Références : Tableaux HAZOP, schéma PID			
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA : Djalal DEROUAZ et Meziane MAMERI, élèves ingénieurs QHSE-GRI			

Numéro du scénario : 1605 Nom de l'équipement : SB5.	Titre du scénario : UVCE au niveau des sphères de stockage suite à une fuite de gaz dû à une ouverture intempestives des soupapes de sécurité engendrant des effets néfastes au personnel et des effets dominos sur les structures avoisinantes.		
Date : 02/05/2016	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences/Niveau de gravité associée	Effets thermiques et de surpressions sur le personnel avec effet dominos sur les autres structures.	×	×
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	fréquence cible d'après le critère d'acceptabilité	×	10^{-2}
Événement initiateur du scénario	Ouverture intempestive des soupapes de sécurité	×	10^{-2}
Conditions de réalisation du scénario	-	-	×
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité d'inflammation	10^{-2}	×
	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario	0,5	×
	Probabilité de blessures	1	×
	Probabilité de blessures mortelles	0,8	×
Fréquence du scénario sans les barrières		×	$4*10^{-6}$
Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA (IPL) et valeur de PFD associée	BPCS composé d'un détecteur de gaz, d'un système logique et de vannes motorisés VBM pour l'arrêt des pompes P101/102 pour butane et P201/202 pour propane et des compresseurs K101 K102 et K103.	10^{-1}	×
	Alarme	10^{-1}	
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	Action opérateur pouvant aller fermer la vanne manuelle VB sur déclenchement d'une pré-alarme sonore et visuelle.	×	×
	Brise de glace par l'opérateur pour l'ouverture des vannes d'arrosage.		
	Plan d'urgence site		
Total des PFD associées aux barrières de sécurité indépendantes (IPL)		10^{-2}	×
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes		×	$4*10^{-8}$
La fréquence « cible » permettant de justifier d'un risque acceptable est elle atteinte ? (Oui/Non) : Oui			
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable : /			
Note : Les barrières mises en place pour faire face à ce scénario sont adéquates avec le niveau du risque visé ;			
Références : Tableaux HAZOP, schéma PID			
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA : Djalal DEROUAZ et Meziane MAMERI, élèves ingénieurs QHSE-GRI			

Numéro du scénario : 1606 Nom de l'équipement : SB5.	Titre du scénario : Rupture totale des sphères de stockages (BLEVE froid) avec dégagement de flux de surpression (souffle et projection de débris) atteignant les populations avoisinantes et dégâts matériels dévastateurs suite au blocage de la soupape de sécurité.		
Date :	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences/Niveau de gravité associée	BLEVE froid avec effet de surpression dévastateur	×	×
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	fréquence cible d'après le critère d'acceptabilité	×	10 ⁻⁴
Événement initiateur du scénario	Soupape bloqué (ou dégagement de faible débit)	×	10 ⁻²
Conditions de réalisation du scénario	-	-	×
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité d'inflammation	-	×
	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario	1	×
	Probabilité de blessures mortelles	1	×
	Autres	-	×
Fréquence du scénario sans les barrières		×	10 ⁻²
Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA (IPL) et valeur de PFD associée	BPCS composé d'un pressostat, d'un système logique et de vannes d'isolement VBM.	10 ⁻¹	×
	BPCS composé d'un thermostat, d'un système logique et des vannes de refroidissement VPM.	10 ⁻¹	
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	Brise de glace manuelle pour l'ouverture des vannes d'arrosage.	×	×
	Plan d'urgence site		
	Plan d'intervention interne		
Total des PFD associées aux barrières de sécurité indépendantes (IPL)		10 ⁻²	×
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes		×	10 ⁻⁴
La fréquence « cible » permettant de justifier d'un risque acceptable est elle atteinte ? (Oui/Non) : Oui			
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable :			
Note : Les barrières mises en place pour faire face à ce scénario sont adéquates avec le niveau du risque visé ;			
Références : Tableaux HAZOP, schéma PID			
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA : Djatal DEROUAZ et Meziane MAMERI, élèves ingénieurs QHSE-GRI			

V.1.2.4.2 *Évaluation des risques par rapport aux critères d'acceptabilité*

Cette étape consiste à comparer les fréquences d'occurrence résiduelle des différents scénarios d'accidents établis avec les critères d'acceptabilité, qui ont été fixés au préalable.

Sur les six scénarios étudiés, il n'y a que le quatrième ou la fréquence d'occurrence est supérieur à la fréquence cible, il est alors possible de déterminer le facteur de réduction du risque (RRF) qui permettrait de rendre ce risque acceptable. Ce facteur se calcule comme suit :

$$\text{RRF} = \frac{\text{fréquence d'occurrence calculé}}{\text{fréquence cible}} = \frac{10^{-4}}{10^{-5}} = 10$$

Pour atteindre ce RRF, il faut alors proposer la mise en place d'une barrière de sécurité qui soit une IPL et que sa probabilité de défaillance soit donc inférieure ou égale à $1/\text{RRF}$. On en déduit alors que la PFD de l'IPL à proposer ne doit pas dépasser 10^{-1} .

Ce RRF est le résultat obtenu pour l'étude d'une seule sphère, de ce fait, la même solution sera proposée pour l'ensemble des sphères.

Pour répondre à cet objectif, la proposition faite est donc de mettre en place une barrière active constitué d'un ou plusieurs système(s) instrumenté(s) de sécurité de niveau SIL 1 composé par :

- un ou plusieurs détecteur(s) d'incendie ;
- un ou plusieurs automate(s) programmable(s) de sécurité (APS) ;
- une ou plusieurs vanne(s) motorisée(s) permettant le refroidissement des sphères.

Le nombre et l'architecture des SIS sera fait lors du chapitre VI suivant ainsi que la vérification de leurs intégrités avec le SIL requis déterminé par la méthode LOPA.

Conclusion

Ce chapitre nous a permis d'évaluer l'adéquation des barrières existantes aux scénarios élaborés en comparant la fréquence d'occurrence résiduelle avec la fréquence cible, et ceci en prenant en compte les probabilités de défaillance des barrières ainsi que les facteurs conditionnant la réalisation des scénarios.

Nous avons constaté qu'une réduction supplémentaire de risque s'impose pour le scénario découlant vers un BLEVE chaud et ayant comme événement initiateur un incendie externe. Nous avons décidés d'installer un système de sécurité d'incendie qui aurait comme fonction la détection d'incendie externe et l'ouverture de(s) vanne(s) de refroidissements.

**Chapitre VI : Maîtrise des risques
par la mise en œuvre d'un système
de sécurité d'incendie**

Introduction

Ce chapitre a pour but de prévenir et de réduire le risque inacceptable préalablement déterminé par la mise en place de barrières proposées au chapitre V et ce afin d'atteindre le niveau de sécurité souhaité.

D'abord nous expliquerons le choix du détecteur d'incendie que nous allons installer ainsi que le nombre, l'emplacement et l'orientation de ce dernier pour qu'il(s) puisse(nt) surveiller la totalité des zones à risques.

Par la suite, nous établirons dans un premier lieu une étude technique pour déterminer les exigences fonctionnelles de chaque bloc de notre système de sécurité d'incendie, l'architecture des différents SIS à mettre en place ainsi que l'évaluation du niveau d'intégrité de ces derniers.

Dans un deuxième lieu, nous réévaluons le scénario menant au BLEVE chaud avec la mise en place du SIS afin de vérifier sa performance vis-à-vis du niveau de sécurité requis.

Enfin, nous allons utiliser une démarche de l'INERIS pour justifier la mise en place de notre mesure par l'analyse Coût-Avantages.

VI.1 Mise en place du système de sécurité d'incendie (SSI)

Pour répondre au besoin de la mise en œuvre d'une barrière de sécurité au scénario découlant vers un BLEVE chaud ayant comme événement initiateur un incendie externe, nous avons jugé la nécessité d'élaborer un système de sécurité d'incendie au niveau des sphères de stockage qui va nous permettre de réduire le risque au minimum d'un facteur de 10.

Ce système de sécurité d'incendie est composé :

- d'un sous système de détection automatique d'incendie SSDI (détecteur d'incendie avec circuit de transmission) qui a pour objectif de déceler et de signaler le plus tôt possible la naissance d'un incendie tout en évitant au maximum de délivrer des alarmes non justifiées ;
- d'un sous système de mise en sécurité incendie SSMSI (circuit de transmission et vannes de refroidissement) afin de réduire le délai de mise en œuvre de mesures adéquates de lutte contre cet incendie ;
- et d'un automate programmable de sécurité APS qui lie ces deux sous systèmes.

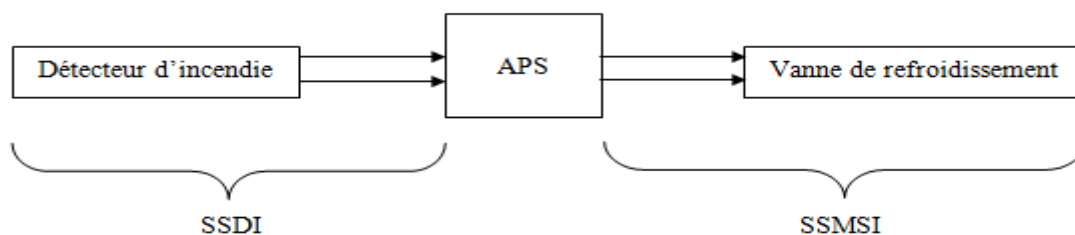


Figure VI-1 : La composition d'un système de sécurité d'incendie SSI

VI.1.1 Choix du détecteur d'incendie

Les phénomènes détectables liés à un incendie sont extrêmement variables :

- des odeurs de brûlé dues à des gaz de combustion invisibles ;
- des fumées plus ou moins sombres composées de minuscules particules en suspension dans l'air ;
- des flammes (émission de radiations électromagnétiques) ;
- une élévation de température.

Ils sont en particulier liés à la nature du combustible, au type d'inflammation, à l'approvisionnement en comburant etc., de plus, les paramètres liés à l'environnement, tels que la hauteur sous plafond, interviennent pour modifier la nature du phénomène détecté au droit du détecteur.

On distingue 3 grands types de détecteurs :

- les détecteurs de fumées ;
- les détecteurs de chaleur ;
- les détecteurs de flamme.

Pour notre cas, le choix du détecteur à utiliser est assez aisé, car les détecteurs de fumée et de chaleur sont extrêmement sensibles aux conditions environnementales tel que le vent et la pluie, il convient par conséquent de les installer dans les endroits cloisonnés en présence d'un plafond et ne sont pas appropriés pour une utilisation à l'extérieur.

Par contre les détecteurs de flamme sont utilisés dans des locaux avec une très grande hauteur de plafond et un grand volume (à l'air libre) où la fumée risque de mettre trop de temps à les atteindre où dans les locaux abondamment ventilés et dans les zones à haut-risque.

Ainsi, vu les grandes zones (extérieur) que doit surveiller le(s) détecteur(s) et le caractère majeur des risques des points névralgiques du CV 165, on a opté pour le choix du détecteur de flamme.

Il existe plusieurs types de détecteur de flamme avec chacun ses avantages et ses inconvénients qu'on va énumérer dans ce qui suit pour choisir le type de détecteur de flamme qu'il faudra installer [31].

VI.1.2 Choix du détecteur de flamme

Les flammes produisent des rayonnements caractérisés par une fréquence de scintillement plus ou moins intense dans des bandes spectrales spécifiques. Le principe du détecteur de flamme est de répondre aux rayonnements électromagnétiques émis par une flamme, en les distinguant des rayonnements interférents présents dans l'environnement d'utilisation. Les détecteurs de flamme optiques sont constitués de capteurs UV et/ou IR pour détecter ces rayonnements [32].

Il existe quatre catégories d'appareils pour détecter une flamme :

- les détecteurs dotés de capteurs Infra-Rouge (IR) ;
- les détecteurs composés de capteurs Ultra-Violet (UV) ;
- les détecteurs combinant IR et UV (en général, ils sont constitués de deux capteurs IR et d'un capteur UV) ;
- les détecteurs dotés de plusieurs capteurs Infra-Rouge (Multi-IR).

On va énumérer les avantages et limites de ces détecteurs dans le tableau VI-1 qui va suivre :

Tableau VI-1 : Les avantages et limites des différents types de détecteur IR

Type de détecteurs de flamme	Avantages	Limites
Les détecteurs Multi-IR	<ul style="list-style-type: none"> - sensible aux flammes hydrocarbonées et hydrogénées avec de longues distances de détection ; - un taux d'immunité aux fausses alarmes très élevé ; - peu d'alarmes intempestives ; - Utilisés dans les zones à haut-risque (raffineries, procédés industriels, atmosphères explosives). 	<ul style="list-style-type: none"> - Longs temps de réponse en comparaison au détecteur IR. - Sensible au givre.
Les détecteurs infrarouge (IR : 5-50 HZ)	<ul style="list-style-type: none"> - la détection à travers les fumées ; - leur performance sur les mauvais taux de combustion ; - la détection de la plupart des feux d'hydrocarbures (liquides, gaz, solides) ; - leur coût. 	<ul style="list-style-type: none"> - les rayonnements IR intenses et aléatoires (rayonnement direct du soleil, éclairage de forte puissance...) ainsi que les rayonnements modulés de longue durée (réflexion de la lumière, éclairage vacillant, vibration du point de fixation) ; - la présence d'eau, Ils sont peu performants sur les combustions très vives (gaz de méthane, acétylène, GPL...).
Les détecteurs ultraviolet (UV : 200-270 nm)	<ul style="list-style-type: none"> - une grande sensibilité (détection à plusieurs mètres d'une petite flamme) ; - un grand angle de vision (160° sur les premiers mètres) ; - l'insensibilité à la vapeur d'eau ; - la détection de feux d'hydrocarbures ; - la détection de feux non carbonés (métaux, hydrogène, ammoniac...). 	<ul style="list-style-type: none"> - aux rayonnements U.V. émis par certains éclairages artificiels (mercure ou xénon), par les arcs électriques et par la foudre ; - aux atmosphères poussiéreuses, brumeuses (aérosols) ou enfumées (la fenêtre transparente risque d'être encrassée).
Les détecteurs à technologies combinées (UV/IR)	<ul style="list-style-type: none"> - un niveau d'alarmes intempestives faible ; - une sélectivité aux feux d'hydrocarbures ; - un temps de réponse de l'ordre de quelques centaines de millisecondes ; - un large cône de vision. 	<ul style="list-style-type: none"> - Sensibilité aux fumées très épaisses et à l'eau.

A partir des informations du tableau VI-1 ci-dessus, notamment le critère de la portée de détection ainsi que le taux d'immunité par rapport aux sources d'alarme non justifié et connaissant les types d'incendies que pourrait rencontrer le CV165 (Hydrocarboné et hydrogéné), on a opté pour le détecteur Multi-IR pour la suite de notre démarche de maîtrise.

VI.1.3 Principe de fonctionnement du détecteur Multi-IR

Les détecteurs multi-IR sont constitués de deux, trois ou quatre capteurs (IR2, IR3, IR4), chacun sensible à une fréquence de rayonnement spécifique dans le domaine infrarouge.

Le principe de fonctionnement des détecteurs multi-IR repose sur :

- Une analyse spectrale qui identifie la signature infrarouge des feux liée à la relaxation des molécules des substances émises : signature caractéristique du CO₂, dans la bande 4,2-4,7 μm, et/ou signature caractéristique de H₂O, dans la bande 2,7-3,0 μm. Des bandes spectrales complémentaires (au-dessus ou en-dessous de ces bandes) sont également analysées pour distinguer le bruit de fond ;
- Une analyse spectrale qui intègre différents algorithmes de détection, selon les différents types d'événements d'incendie, en prenant en compte la détection simultanée des deux pointes d'intensité, CO₂ et H₂O, ou uniquement l'une d'entre elles.

Les détecteurs Multi-IR mettent en œuvre plusieurs capteurs pyroélectriques dont le principe est basé sur l'effet thermique des rayonnements. Un courant est généré par polarisation du cristal pyroélectrique exposé à une variation de température. Les scintillements de la flamme sont perçus par le cristal qui génère un signal comme la figure IV-2 le montre.

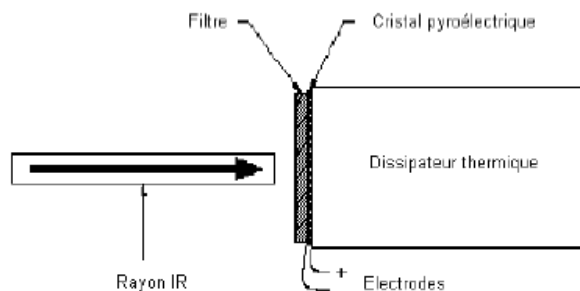


Figure VI-2 : Le principe des capteurs pyroélectrique

VI.1.4 Emplacement, implantation et orientation des détecteurs Multi-IR

La mission d'un détecteur de flamme est de déceler et de signaler tout début d'incendie survenant dans le domaine de surveillance.

Les conditions de sécurité des personnes et des facteurs économiques inhérents aux biens surveillés conduisent à définir un niveau de performance pour le détecteur. Ce niveau de performance est obtenu :

- En agissant sur le nombre de détecteurs implantés dans le domaine de surveillance ;
- Par un mode d'implantation judicieux des détecteurs en fonction des conditions propres aux surfaces surveillées.

VI.1.4.1 Emplacement

L'emplacement des détecteurs Multi-IR a été judicieusement choisi, et ceci en prenant en compte les zones sensibles pouvant engendrer un feu de grande envergure.

D'après l'analyse des risques effectuée auparavant, on a constaté que les zones suivantes peuvent être à l'origine de l'éclatement total (BLEVE chaud) des sphères B/P suites à leurs inflammations :

- La raffinerie d'Alger du coté Sud ;
- Le centre emplisseur 163 du coté Est ;
- Les ilots de chargement et la pomperie du coté Ouest.

Les zones à surveiller étant choisies, nous passerons à l'étape d'implantation et d'orientation des détecteurs pour les couvrir au maximum.

VI.1.4.2 Implantation et orientation

L'orientation des détecteurs sera dirigée vers les zones à risques, le nombre de détecteur dépend du volume du terrain à surveiller et de la configuration spatiale du domaine de surveillance du détecteur.

Sachant que le détecteur Multi-IR est caractérisé par une portée de détection de 65m et d'un champ de vision de 90°, nous avons estimé qu'il était nécessaire et suffisant de mettre en place :

- Trois (03) détecteurs le long des 254m entre les cinq sphères de butane dirigés vers le centre emplisseur 163 positionnés sur les SB1, SB3 et SB5 ;
- Un (01) seul détecteur entre les SB5 et SP2 orienté vers la raffinerie d'Alger ;
- et enfin deux (02) autres détecteurs, un (01) entre la SP1 et SP2 orienté vers l'îlot de chargement et un autre (01) derrière la SB1 vers la pomperie.

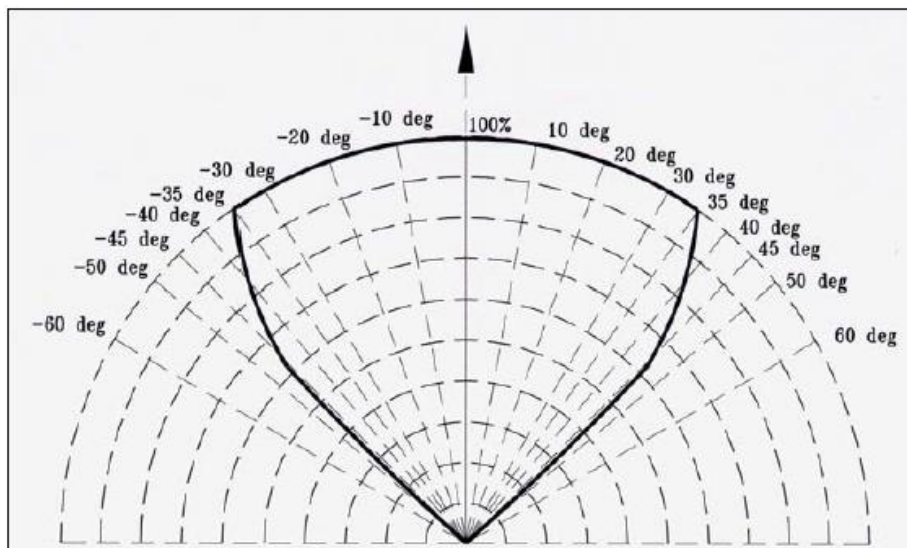


Figure VI-3 : La portée des détecteurs Multi-IR

La meilleure manière d'implanter un détecteur d'incendie c'est de le mettre sur des parois verticales afin d'évier les obstacles s'opposant aux rayonnements. De ce fait on a jugé leurs mises en place à une hauteur de 10 m car 80% des obstacles existant sur le champ de vision des détecteurs sont des tuyauteries qui sont à une hauteur de 40cm.

Afin d'éviter les alarmes non justifiées causés par les rayons émanant du soleil, on a décidé d'incliner vers le bas nos détecteurs d'un angle de 30° de la verticale.

Remarque :

- Le montage des détecteurs se fait sur des structures non soumises à des vibrations pour garantir une performance optimale ;
- Les détecteurs de flammes doivent utiliser l'optique chauffée. Le réchauffeur augmente la température de la surface optique de 3 à 5°C au-dessus de la température ambiante afin de renforcer les performances en cas de gel, de condensation ou de neige ;
- Les détecteurs doivent être mis sur des supports pivotant en acier inoxydable.

La figure VI-4 qui suit donne les emplacements des différents détecteurs sur le CV165 ainsi que leurs portées et leurs champs de vision.



Figure VI-4 : la localisation des détecteurs Multi-IR

VI.1.5 Intégration des détecteurs de gaz XAG des sphères B/P au SSI

Après avoir analysé les barrières existantes au niveau des sphères B/P, nous avons remarqué que les détecteurs de gaz XAG déclenchent deux seuils d'alarmes.

Une fois le deuxième seuil atteint, le détecteur de gaz ferme les vannes motorisées des sphères (isolement de la sphère) et arrête les pompes GPL, ceci fait, les vannes de refroidissement ne peuvent être ouvertes que si l'ordre est donné par la salle de commande ou en agissant sur les bris glace.

Pour des fins de sécurité maximale, on a estimé nécessaire d'inclure les détecteurs de gaz des sphères à nos sous systèmes de détection d'incendie, c'est-à-dire enclencher la vanne de refroidissement lorsque le deuxième seuil d'alarme est atteint sans attendre l'intervention humaine.

En fonction de la localisation de la fuite du nuage détecté, l'ouverture de la vanne de refroidissement aura pour but :

- De dissiper les gaz si la fuite est au niveau de la sphère ;
- De refroidir la sphère en cas de fuite externe et ainsi anticiper tout incendie pouvant émettre un flux thermique.

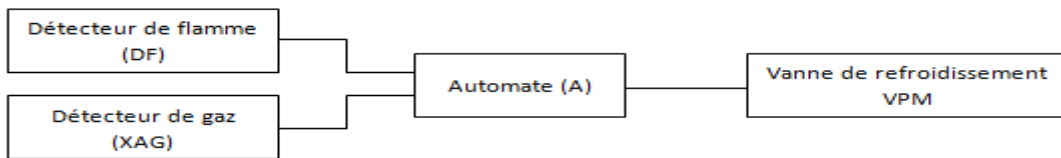


Figure VI-5 : Intégration d'un détecteur de gaz au SSI

VI.1.6 Exigence fonctionnelle et Architecture des différents SSI

VI.1.6.1 Exigence fonctionnelle

Dans cette partie, nous allons recenser les fonctions de sécurité que le SSI doit réaliser. Nous décrirons chacune de ces fonctions. On doit définir chaque fonction de sécurité en une structure de blocs fonctionnels et de donner pour chaque bloc :

- La description de sa structure ;
- Les exigences fonctionnelles ;
- La définition des entrées/sorties.

Nous avons jugé nécessaire de mettre en place six SIS à notre SSI, chaque SIS est composé comme nous l'avons vu de :

- Détecteurs de flamme et de gaz ;
- Automate programmable de sécurité ;
- Vannes de refroidissement.

De ce fait, nos SIS sont composé de trois blocs comme le montre la figure VI-6 suivante :

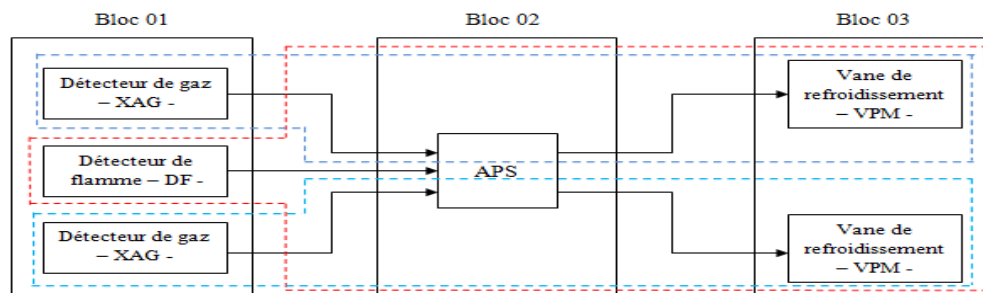


Figure VI-6 : La composition des SIS

La figure VI-6 ci-dessus montre que chaque détecteur de gaz agit sur la sphère sur laquelle il est placé, tandis que le détecteur d'incendie agit sur la totalité des sphères, ceci se fait par une commande de l'automate programmable de sécurité.

Bloc1 : détection de flamme ou de gaz

- Entrée : rayonnement d'une flamme ou un nuage de gaz dans l'atmosphère.
- Fonctionnalité : détection d'un incendie ou d'un nuage de gaz.
- Sortie : la sortie du détecteur de flamme est un signal 0mA-20mA et celle du détecteur de gaz est un taux de gaz dans l'atmosphère en %

Bloc2 : traitement logique

Ce bloc correspond à l'automate programmable de sécurité APS

- Entrée : Signal 0mA-20mA par le détecteur de flamme et un taux de gaz dans l'atmosphère par le détecteur de gaz.
- Fonctionnalité : le traitement logique par l'automate se fait en fonction de la valeur du signal du détecteur de flamme comme le montre le tableau VI-2 :

Tableau VI-2 : Les signaux de sorties des détecteurs

Signal	Etat
0 + 0,5mA	Normal
10mA +(-) 5%	Avertissement (pré-alarme)
15mA +(-) 5%	Alarme + Action

Le traitement logique du taux de gaz dans l'atmosphère par l'automate se fait en fonction du seuil atteint (déjà programmé par le CV165).

- Sortie : l'APS délivre une action d'ouverture des vannes de refroidissement de(s) sphère(s).

Bloc 3 : déclenchement des vannes de refroidissement VPM des sphères

- Entrée : action commandée par le signal de l'APS.
- Fonctionnalité : déclencher le mécanisme de refroidissement des sphères.
- Sortie : ouverture d'une ou de la totalité des vannes de refroidissement en fonction de la source du signal réceptionné par l'APS comme le montre le tableau VI-3 suivant :

Tableau VI-3 : Le traitement logique de l'automate

Source du signal réceptionné par l'APS	Action
Détecteur de flamme	Ouverture de toutes les vannes de refroidissement raccordé à l'APS
Détecteur de gaz	Ouverture de la vanne de refroidissement de la sphère correspondante.

La figure VI-7 suivante résume le traitement logique fait par l'APS :

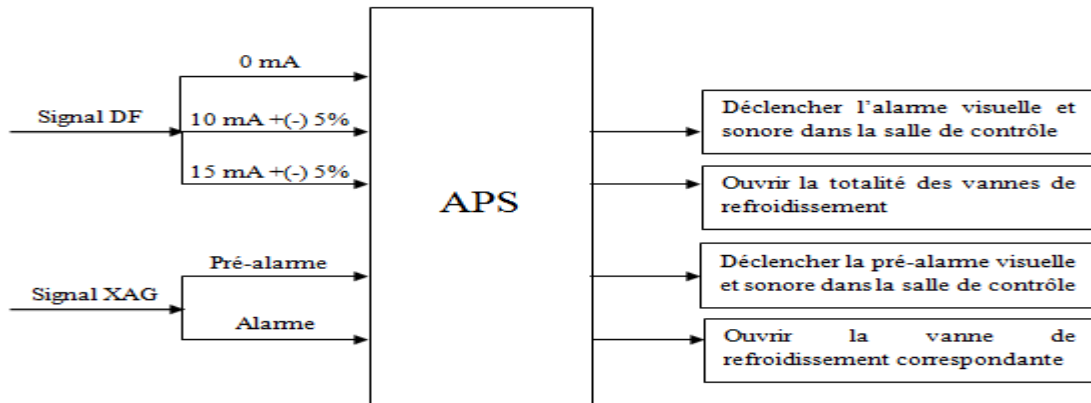


Figure VI-7 : Le traitement logique de l'APS

VI.1.6.2 Architecture des SIS du SSI

Nous avons le choix entre plusieurs architectures possibles et plusieurs combinaisons, nous avons opté pour celle qui nous est semblé la plus adéquate en prenant en compte :

- Le nombre de détecteur de flamme (6) avec chacun sa zone de surveillance ;
- Le nombre de détecteur de gaz de chaque sphère (7) ;
- Le nombre de vanne de refroidissement (7).
- Le raccordement le plus efficace en fonction des distances de ces derniers.

Les architectures des six SIS sont les suivantes :

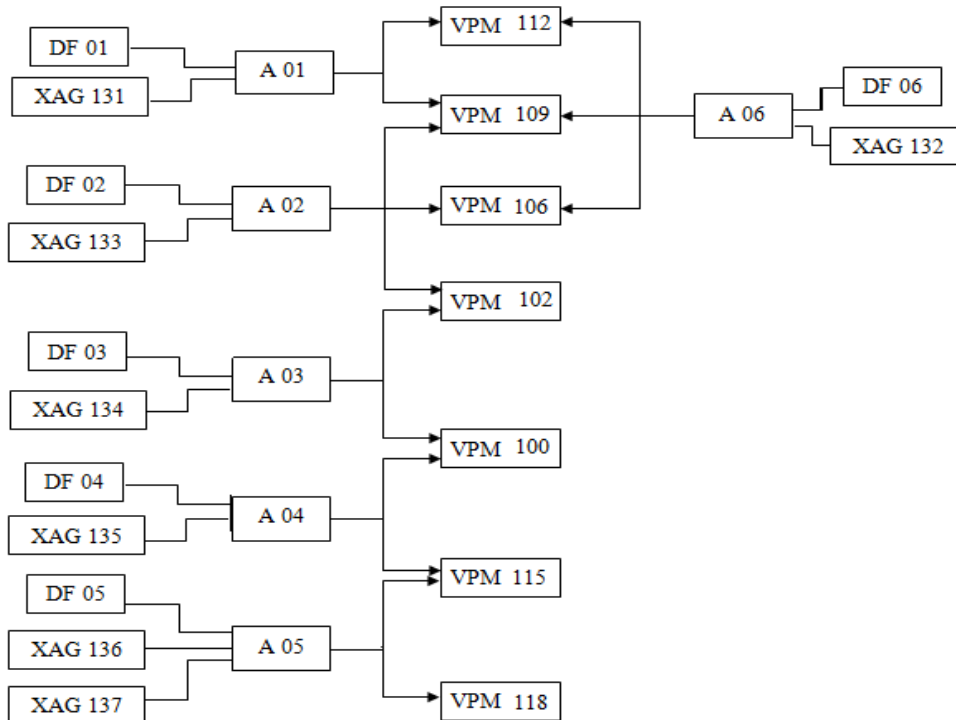


Figure VI-8 : L'architecture des six (6) SIS

Tel que :

- Les DF 01 à 06 sont les détecteurs de flamme Multi-IR installés comme le montre la figure VI-8 ;
- Les XAG 131 à 137 sont respectivement les détecteurs de gaz des sphères SB1/SB2/SB3/SB4/SB5/SP1/SP2 ;
- Les VPM 100, 102, 106, 109, 112, 115, 118 sont respectivement les vannes de refroidissement des SB5/SB4/SB3/SB2/SB1/SP2/SP1 ;
- Les A 01 à 06 sont respectivement les automates programmables de sécurité des SIS 01 à 06.

Pour pouvoir calculer les PFD_{avg} de chaque SIS il faut analyser l'architecture de tous les sous système de chaque SIS pour élaborer leurs arbres de défaillance respectives, ces architectures sont représentées dans le tableau VI-4 :

Tableau VI-4 : Les architectures des bloc des SIS

Numéro SIS	Bloc 1	Bloc 2	Bloc 3
SIS 1	1/2	1/1	1/2
SIS 2	1/2	1/1	1/3
SIS 3	1/2	1/1	1/2
SIS 4	1/2	1/1	1/2
SIS 5	1/3	1/1	1/2
SIS 6	1/2	1/1	1/3

Sachant que :

- Architecture 1/1 : architecture constituée par un seul élément, toute défaillance dangereuse de cet élément empêche le traitement correct de tout signal d'alarme valide ;
- Architecture 1/2 : architecture constituée par deux éléments de façon à ce que chacun puisse traiter sa fonction de sécurité ;
- Architecture 1/3 : architecture constituée par trois éléments de façon à ce que chacun puisse traiter sa fonction de sécurité.

VI.1.7 Évaluation de la probabilité moyenne de défaillance des SIS :

Pour rappel, la probabilité de défaillance moyenne à la sollicitation notée PFD_{avg} correspond à la valeur de la probabilité de défaillance à la sollicitation $PFD(t)$ moyenne sur la période de temps séparant deux tests notée T_i . Cette probabilité s'exprime comme suit équation (7)[33]:

$$PFD_{avg} = \frac{1}{T_i} \int_0^{T_i} PFD(t) dt \quad (9)$$

Un SIS peut être représenté sous la forme d'une combinaison de plusieurs éléments. La PFD_{avg} du SIS se déduit alors par la somme des PFD_{avg} des différents éléments qui le compose.

$$PFD_{SIS} = PFD_{D\acute{e}tecteur} + PFD_{Automate} + PFD_{Actionneur} \quad (10)$$

Pour chaque sous-système, en fonction de son architecture et de la connaissance des données de fiabilité (λ , MTTR, TI, etc.), il est possible d'évaluer leurs PFD_{avg} .

Afin d'évaluer la PFD_{avg} d'un SIS, il est possible d'utiliser plusieurs méthodes, dans notre cas nous avons opté pour l'évaluation de la PFD_{avg} par l'utilisation des arbres de défaillances.

Pour cela, la relation (8) suivante a été utilisée : $PFD = (\lambda_{DU} * T_i) / 2 \quad (11)$

Avec : $T_i = 1 \text{ ans} = 8760 \text{ h}$ qui est l'intervalle de temps entre deux test de vérification de la fonction de sécurité.

λ_{DU} est le taux de défaillance dangereux non détecté par heure, le tableau VI-5 Nous renseigne sur les valeurs de chaque composant.

Tableau VI-5 : Les taux de défaillance des composants d'un SIS

Composant	λ_{DU}	Source
Détecteur de flamme (DF)	$1,13 \cdot 10^{-6}$	Diagnostic prédictif et défaillances des machines
Détecteur de gaz (XAG)	$2,63 \cdot 10^{-6}$	Diagnostic prédictif et défaillances des machines
Vanne de refroidissement (VPM)	$2,54 \cdot 10^{-7}$	CCP _S ,2001
Automate (A)	$2,28 \cdot 10^{-6}$	CCP _S ,2001

Détermination des PFD_{avg} de chaque composant :

- Pour le détecteur de flamme (DF), on a :

$$\lambda_{DU} = 1,13 \cdot 10^{-6} \rightarrow PFD_{DF} = (1,13 \cdot 10^{-6} * 8760) / 2 = 4,9 \cdot 10^{-3}$$

- Pour le détecteur de gaz (XAG), on a :

$$\lambda_{DU} = 2,63 \cdot 10^{-6} \rightarrow PFD_{XAG} = (2,63 \cdot 10^{-6} * 8760) / 2 = 1,15 \cdot 10^{-2}$$

- Pour la vanne de refroidissement (VPM), on a :

$$MTBF = 222 \text{ ans} = 1.944.720 \text{ h} \rightarrow \lambda_D = 1 / MTBF = 5,14 \cdot 10^{-7}$$

Avec : $\lambda_{DU} = 0,5 * \lambda_D = 2,54 \cdot 10^{-7} \rightarrow PFD_{VPM} = (2,54 \cdot 10^{-7} * 8760) / 2 = 1,11 \cdot 10^{-3}$

- Pour l'automate (A), on a :

$$\lambda_{DU} = 2,28 \cdot 10^{-6} \rightarrow PFD_{XAG} = (2,28 \cdot 10^{-6} * 8760) / 2 = 10^{-2}$$

Les résultats obtenus sont transcrits dans le tableau VI-6 ci-dessous :

Tableau VI-6 : Les PFD_{avg} des composants de chaque SIS

Composant	PFD avg
Détecteur de flamme (DF)	$4,9 \cdot 10^{-3}$
Détecteur de gaz (XAG)	$1,15 \cdot 10^{-2}$
Vanne de refroidissement (VPM)	$1,11 \cdot 10^{-3}$
Automate (A)	10^{-2}

Après avoir déterminé l'architecture de chaque bloc et déterminé les PFD_{avg} de chaque composant, nous allons maintenant calculer les PFD_{avg} de tous les SIS par l'arbre de défaillance.

SIS numéro 01 :

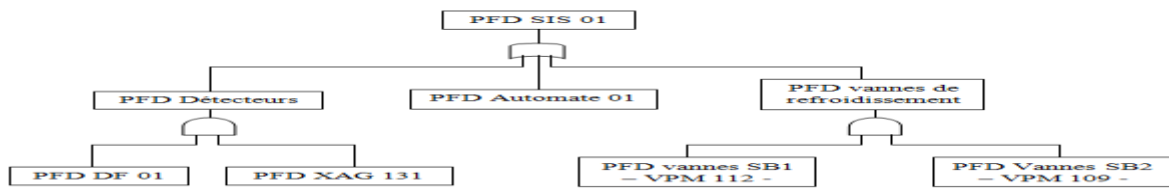


Figure VI-9 : Arbre de défaillance du SIS N°01

$$PFD_{SIS01} = (PFD_{DF01} * PFD_{XAG131}) + PFD_{A01} + (PFD_{VPM112} * PFD_{VPM109})$$

$$PFD_{SIS01} = (4,9 \cdot 10^{-3} * 1,15 \cdot 10^{-2}) + 10^{-2} + (1,11 \cdot 10^{-3})^2$$

$$PFD_{SIS01} = 10^{-2}$$

SIS numéro 02 :

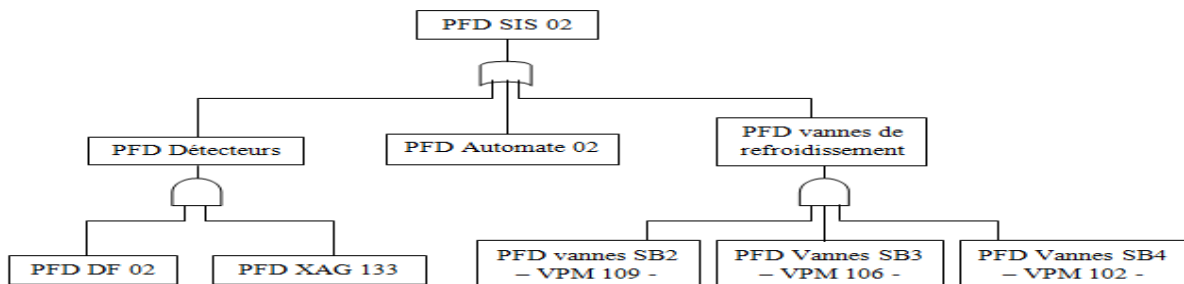


Figure VI-10 : Arbre de défaillance du SIS N°02

$$PFD_{SIS02} = (PFD_{DF02} * PFD_{XAG133}) + PFD_{A02} + (PFD_{VPM109} * PFD_{VPM106} * PFD_{VPM102})$$

$$PFD_{SIS02} = (4,9 \cdot 10^{-3} * 1,15 \cdot 10^{-2}) + 10^{-2} + (1,11 \cdot 10^{-3})^3$$

$$PFD_{SIS02} = 10^{-2}$$

SIS numéro 03 :

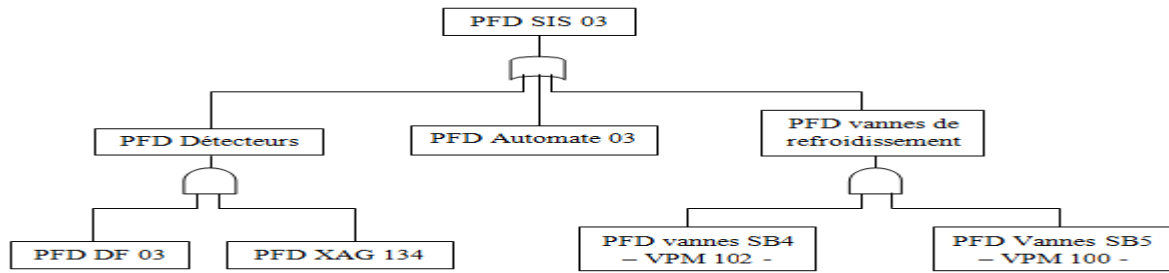


Figure VI-11 : Arbre de défaillance du SIS N°03

$$PFD_{SIS03} = (PFD_{DF03} * PFD_{XAG134}) + PFD_{A03} + (PFD_{VPM102} * PFD_{VPM100})$$

$$PFD_{SIS03} = (4,9 \cdot 10^{-3} * 1,15 \cdot 10^{-2}) + 10^{-2} + (1,11 \cdot 10^{-3})^2$$

$$PFD_{SIS03} = 10^{-2}$$

SIS numéro 04 :

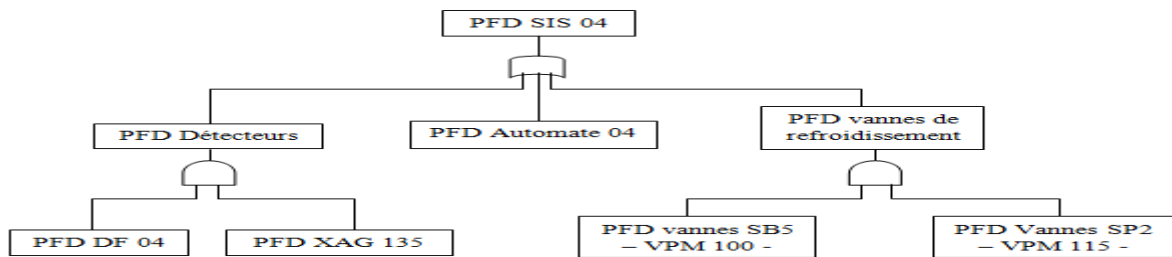


Figure VI-12 : Arbre de défaillance du SIS N°04

$$PFD_{SIS04} = (PFD_{DF04} * PFD_{XAG135}) + PFD_{A04} + (PFD_{VPM100} * PFD_{VPM115})$$

$$PFD_{SIS04} = (4,9 \cdot 10^{-3} * 1,15 \cdot 10^{-2}) + 10^{-2} + (1,11 \cdot 10^{-3})^2$$

$$PFD_{SIS04} = 10^{-2}$$

SIS numéro 05 :

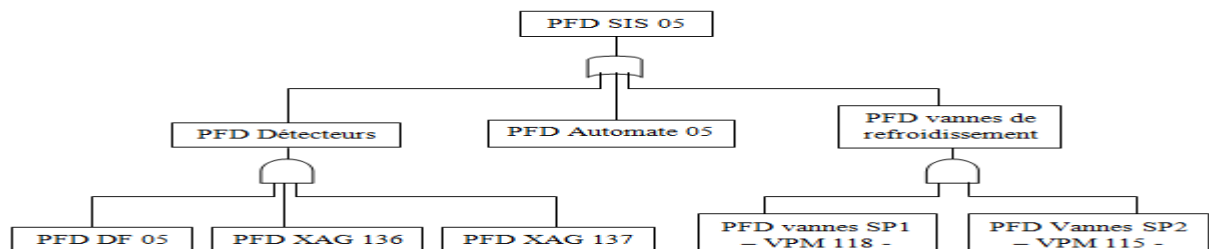


Figure VI-13 : Arbre de défaillance du SIS N°05

$$PFD_{SIS05} = (PFD_{DF05} * PFD_{XAG136} * PFD_{XAG137}) + PFD_{A05} + (PFD_{VPM118} * PFD_{VPM115})$$

$$PFD_{SIS05} = (4,9 \cdot 10^{-3} * (1,15 \cdot 10^{-2})^2) + 10^{-2} + (1,11 \cdot 10^{-3})^2$$

$$PFD_{SIS05} = 10^{-2}$$

SIS numéro 06 :

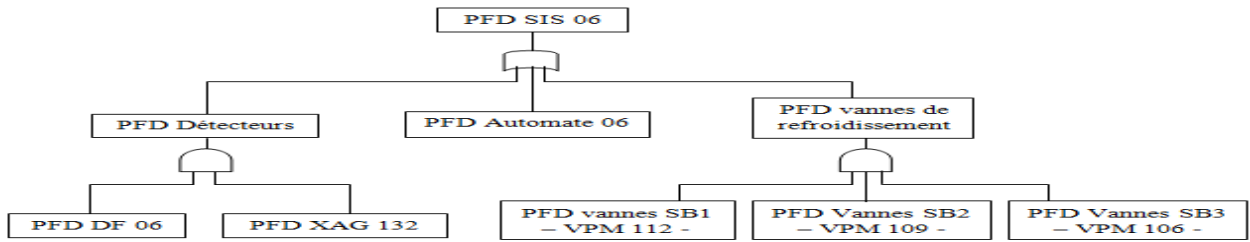


Figure VI-14 : Arbre de défaillance du SIS N°06

$$PFD_{SIS06} = (PFD_{DF06} * PFD_{XAG132}) + PFD_{A06} + (PFD_{VPM112} * PFD_{VPM109} * PFD_{VPM106})$$

$$PFD_{SIS06} = (4,9 \cdot 10^{-3} * 1,15 \cdot 10^{-2}) + 10^{-2} + (1,11 \cdot 10^{-3})^3$$

$$PFD_{SIS06} = 10^{-2}$$

Les résultats obtenus sont transcrits dans le tableau VI-7 ci-dessous :

Tableau VI-7 : Les PFD_{avg} des six (6) SIS

N° SIS	PFD _{avg}
01	10 ⁻²
02	10 ⁻²
03	10 ⁻²
04	10 ⁻²
05	10 ⁻²
06	10 ⁻²

VI.1.8 Comparaison entre SIL requis et SIL réel

Les résultats obtenus à partir de la méthode LOPA nous ont prescrit la mise en place d'un SIS de SIL = 1 (SIL requis) afin de maîtriser le risque émanant d'un incendie externe de grande ampleur et conduisant à l'éclatement total de(s) sphère(s) de stockage B/P.

A partir du tableau I-7 et des résultats du tableau VI-7 nous pouvons déduire le niveau d'intégrité de la sécurité de nos six SIS (SIL réel).

Ainsi un SIS avec une PFD_{avg} de 10⁻² nous indique un SIL = 1.

La figure VI-15 qui suit nous montre le rôle de SSI dans la réduction du niveau du risque associé au scénario N° 1604 :

Gravité		Conséquences				Probabilité				
						Augmentation de la probabilité →				
		Personnel	Environnement	Public	Biens	P1 Rare $P \leq 10^{-5}$ Jamais rencontré ou entendu mais physiquement possible	P2 Improbable $10^{-5} < P \leq 10^{-4}$ Rencontrer dans une organisation similaire que CV 165	P3 Peu probable $10^{-4} < P \leq 10^{-3}$ S'est produit (ou pourrait se produire) au sein de CV 165	P4 Probable $10^{-3} < P \leq 10^{-2}$ Pourrait se produire pendant la durée de vie de l'installation au sein de CV 165	P5 Très probable $10^{-2} < P$ S'est produit fréquemment au sein de CV 165
Augmentation de la gravité ↓	G1 Mineure	Blessures mineures	Mineure	Pas d'incidence	Pas de dommage, pas d'arrêt de production					
	G2 Sérieux	Blessures significatives	Pollution interne, maîtrisée	Blessures mineures	Dommage mineurs + arrêt bref de la production					
	G3 Grave	Incapacité permanente ou décès	Pollution interne non maîtrisée ou pollution hors limite maîtrisée	Blessures significatives	Dommage localisé + arrêt partiel d'unité					
	G4 Majeur	Décès	Pollution hors limite non maîtrisée	Incapacité permanente ou décès	Dommage important + arrêt totale de la production de courte durée					
	G5 Catastrophique	Plusieurs décès	Pollution hors limite de longue durée	Décès	Destruction partielle du site + arrêt totale de la production de longue durée	Sc N°1604-b	SIL 1 ← Sc N°1604			

Figure VI-15 : Réduction du niveau du risque par le SSI

Le SIL des barrières mises en place étant égal au SIL requis, nous pouvons maintenant réévaluer notre scénario en incluant le SIS avec son PFD_{avg} aux barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance.

VI.1.9 Réévaluation du scénario 1604

Voici ci-dessous le schéma avec l'intégration de la nouvelle barrière :

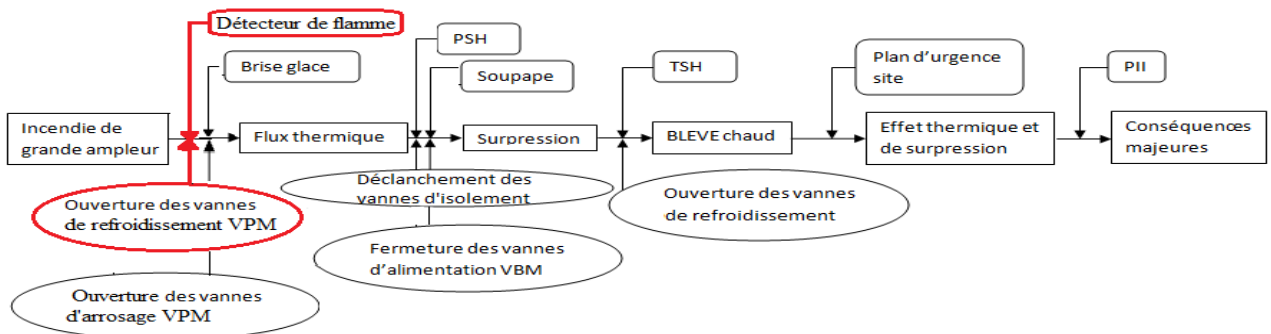


Figure VI-16 : Schéma du scénario N° 04 avec intégration de la nouvelle barrière

Le PFD_{avg} du SIS étant égale à 10^{-2} , nous obtenons le tableau suivant :

Numéro du scénario : 1604 Nom de l'équipement : SB5	Titre du scénario : BLEVE chaud suite à un incendie de grande ampleur à coté des sphères engendrant des effets thermiques et de surpressions létaux et de blessures significatives sur le personnel ainsi que sur la population externe.		
Date : 02/05/2016	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences/Niveau de gravité associée	BLEVE avec effets thermiques et de surpressions dévastateurs.	×	×
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	fréquence cible d'après le critère d'acceptabilité	×	10^{-5}
Événement initiateur du scénario	Agression thermique externe (incendie)	×	10^{-1}
Conditions de réalisation du scénario	-	-	×
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario	1	×
	Probabilité de blessures mortelles	1	×
	Autres	-	×
Fréquence du scénario sans les barrières		×	10^{-1}
Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA (IPL) et valeur de PFD associée	BPCS composé d'un pressostat, d'un système logique et de vannes d'isolement (2vannes en dessous et 1 vanne au dessus) VBM.	10^{-1}	×
	Soupape de sécurité.	10^{-1}	
	BPCS composé d'un thermostat, d'un système logique et des vannes de refroidissement VPM.	10^{-1}	
	SIS composé d'un détecteur de flamme DF 03, d'un détecteur de gaz XAG135, d'un automate programmable de sécurité et d'une vanne de refroidissement VPM100	10^{-2}	
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	Brise de glace par l'opérateur pour l'ouverture des vannes d'arrosage.	×	×
	Plan d'urgence site.		
	Plan d'intervention interne.		
Total des PFD associées aux barrières de sécurité indépendantes (IPL)		10^{-5}	×
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes		×	10^{-6}
La fréquence « cible » permettant de justifier d'un risque acceptable est elle atteinte ? (Oui/Non) : Oui			
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable : /			
Note : La barrière ajoutée nous a permis de diminuer la fréquence d'occurrence résiduel du scénario en la rendant < à la fréquence cible ;			
Références : Tableaux HAZOP, schéma PID			
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA : Djalal DEROUAZ et Meziane MAMERI, élèves ingénieurs QHSE-GRI			

VI.2 Etude technico-économique

Aujourd'hui, des études technico-économiques sont parfois réalisées pour décider si une mesure doit être mise en œuvre ou non.

Dans ce qui suit, nous allons justifier la réduction du risque de notre scénario. Cela va nous permettre ainsi d'orienter la décision de mettre en place une mesure de réduction du risque additionnel (SSI) ou non.

La méthode qui suit s'appuie sur les principes de l'analyse coût-avantage et s'articule autour des quatre étapes suivantes :

1. Définir la mesure envisagée.
2. Estimer le coût.
3. Estimer les avantages de sa mise en œuvre.
4. Faire une analyse coût-avantages.

VI.2.1 Définir la mesure envisagée

La mesure que nous avons proposé de mettre en place se compose de six détecteurs de flamme ainsi que de six automates programmables de sécurité (les détecteurs de gaz ainsi que les vannes de refroidissement sont déjà mis en place) liés par des circuits de transmissions.

VI.2.2 Estimation du coût de la mesure de sécurité

Pour réaliser une évaluation précise, il est important de ne pas oublier l'ensemble des coûts et des économies futurs associés à la mise en place de la mesure tout au long de sa durée de vie estimée. Ces coûts et économies sont ramenés à un coût annualisé, ou coût annuel moyen.

Une approche détaillée peut s'appuyer sur l'expression des coûts annualisés d'une nouvelle mesure de sécurité (9) suivante [34] :

$$\text{coût annualisé} = \sum_{t=1}^n \frac{(C_t + OC_t)}{(1+r)^{t-1}} \left[\frac{r(1+r)^{n-1}}{(1+r)^n - 1} \right] \quad (12)$$

Où :

n = durée de vie estimée de la mesure considérée ;

t = indice variant de 1, année de mise en œuvre de la mesure, à n ;

C_t = frais d'investissement totaux de la mesure de sécurité sur l'année t ;

O_t = coût net total d'exploitation et de maintenance de la mesure de sécurité sur l'année t ;

r = taux d'actualisation : c'est le taux à travers lequel on évalue la dépréciation monétaire, en effet, 1da d'aujourd'hui ne vaut pas 1da de demain, il faudrait donc dans le cas d'un investissement, ramener les valeurs futures à l'année ou l'investissement est effectué.

Avant de calculer le cout annualisé, nous proposons le tableau VI-8 suivant afin de le positionner :

Tableau VI-8 : Proposition d'échelle qualitative de coûts

Niveau de cout	Cout annualisé
1	Inferieur à 50 000DA
2	Entre 50 000da et 100 000DA
3	Entre 100 000da et 500 000DA
4	Entre 500 000da et 1 000 000DA
5	Supérieur à 1 000 000DA

Ce positionnement nous permettra d'effectuer une comparaison simple du coût annualisé avec les avantages induits par sa mise en place.

➤ Calcul du cout annualisé

Les différentes composantes du coût annuel total sont estimées par ce qui suit :

- Frais d'investissement totaux de la mesure de sécurité = 650 000DA à l'année 1 ;
 - Détecteur de flamme = 50 000DA/unité → 50 000x6 = 300 000DA ;
 - Automate programmable de sécurité = 25 000DA/unité → 25 000x6 = 150 000DA ;
 - Circuit de transmission (câblage) = 200DA/m² → 200x1000 = 200 000DA
- Durée de vie estimée de la mesure de sécurité = 10 ans ;
- Taux d'actualisation retenu : d'après les prévisions économique, l'inflation en Algérie est de l'ordre de 6% ;
- Cout net total d'exploitation et de maintenance de la mesure de sécurité = 5% du coût d'investissement, en prenant en compte :
 - Coût de maintenance et de vérification = chaque 6 mois → 2 fois par an,
 - Coût d'énergie consommé (électricité),

Le cout annualisé des détecteurs de flamme est donc donnée par :

$$C_a = \left[\frac{650\,000}{(1+0,06)^0} + \sum_2^{10} \frac{650\,000 \times 0,05}{(1+0,06)^{t-1}} \right] \times \frac{0,1 \times (1+0,06)^9}{(1+0,06)^{10-1}} = 186\,082\text{DA}$$

Ainsi, à partir du tableau VI.8 nous déduisons que le coût est de niveau 3.

VI.2.3 Evaluation des avantages des mesures retenues

Nous proposons d'évaluer les avantages de la mise en œuvre de notre mesure sur des échelles à 4 paliers. Elles concernent les enjeux humains : le nombre de personnes exposées épargnées pour chacun des trois niveaux d'intensité. Il s'agit de la différence entre le nombre de personnes présentes dans chaque zone d'intensité avant et après mise en œuvre de la mesure.

Les échelles que nous proposons sont les suivantes :

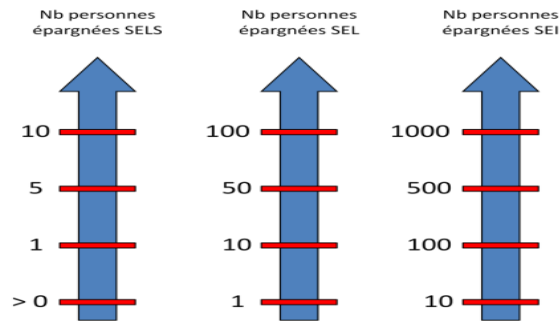


Figure VI-17 : Les niveaux de personnes épargnées

A l'issue de cette étape, nous retenons pour notre mesure le plus haut seuil atteint sur au moins l'une des échelles d'avantages.

Le nombre de personnes épargnées par notre SSI est donné dans le tableau VI-9 suivant :

Tableau VI-9 : Nombre de personnes épargnées par notre SSI

Zone d'effet	Nombre de personnes exposées sans SSI	Nombre de personnes exposées avec SSI	Nombre de personnes épargnées par SSI
SELS : $1800 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \cdot \text{s}$	150	90	60
SEL : $1000 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \cdot \text{s}$	400	200	200
SEI : $600 \text{ (kW/m}^2\text{)}^{4/3} \cdot \text{s}$	500	200	300

Notre SSI permet donc d'atteindre le seuil maximal sur les échelles d'avantages :

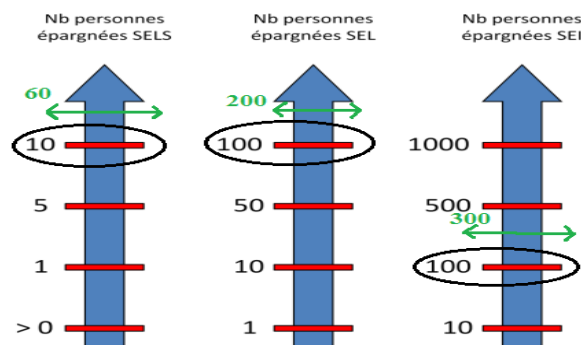


Figure VI-18 : Les différents seuils de notre SSI

VI.2.4 Analyse des résultats

Le seuil maximal d'avantages atteint étant déterminé dans l'étape précédente (pallier 4), nous pouvons à ce stade le comparer au niveau du coût de notre SSI.

La règle proposée dépend de la classe de probabilité du phénomène initial étudié. Le BLEVE est de classe E d'après l'arrêté du 29 septembre 2005, nous recommandons de mettre en œuvre la mesure (SSI) dès que le seuil maximal atteint est supérieur ou égal au niveau du coût de la mesure.

Notre SSI permet d'atteindre le 4^{ème} palier des échelles d'avantages. Comme il est de niveau de coût 3, la méthode le considère justifiable.

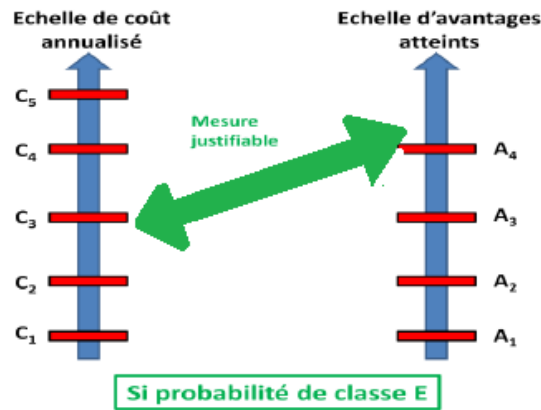


Figure VI-19 : Justification de la mise en œuvre du SSI

Conclusion

Ce chapitre nous a permis de maîtriser le risque découlant vers un BLEVE chaud et ce par la mise en place d'un SSI composé d'un ensemble de détecteurs de flamme et de gaz lié à des automates programmables de sécurité qui commandent l'ouverture des vannes de refroidissement des sphères en cas d'incendie externe ou de fuite de gaz.

Ce système qui est composé de plusieurs SIS répondent parfaitement à nos besoins en termes de niveau de sécurité et ceci après avoir vérifié l'adéquation du SIL réel de ces derniers avec le SIL requis déterminé par la méthode LOPA au chapitre V. Mais aussi en termes de coût économique en justifiant sa mise en place grâce à l'étude technico-économique et ceci en comparant entre l'estimation de son coût avec ses avantages.

Conclusion Générale

Conclusion générale

Le travail effectué pour la maîtrise des risques majeurs, au niveau du Centre Vrac 165 de NAFTAL, nous a conduit à déployer une démarche de gestion des risques et à proposer des solutions pour leurs maîtrises.

Afin de répondre à notre problématique, nous avons suivi un enchaînement logique qui consistait en l'utilisation d'un ensemble de méthodes et de techniques soigneusement choisies pour arriver à une maîtrise efficace et économiquement raisonnable après avoir détaillé un ensemble de notions et de concepts de base au chapitre I.

Le chapitre II de ce mémoire nous a donné les moyens de bien comprendre le fonctionnement du CV165 pour mieux définir la méthodologie à suivre dans le but d'apporter des réponses à notre problématique.

Une démarche de gestion des risques qui a comme finalité la maîtrise de ces derniers, nécessite le déploiement d'une analyse qui consiste à identifier les sources de danger et à estimer la criticité des risques retenus. Le chapitre III a été dédié à cet effet où nous avons mis en œuvre dans un premier lieu le modèle MADS pour des buts d'optimisation et d'exhaustivité lors de l'élaboration des scénarios d'accidents, cette partie nous a permis de repérer les zones les plus sensibles et les plus critiques pouvant être à l'origine ou la cible d'un accident majeur, ils sont en nombre de trois :

- Sphères de GPL ;
- Pomperie GPL ;
- Ilot de chargement.

Nous avons dans un deuxième lieu appliqué la méthode HAZOP sur ces zones pour les scénarios les plus complexes qui nécessitaient une étude plus approfondie et ceci en incluant les différentes barrières de sécurité existantes, l'interprétation des différents tableaux nous a permis de conclure que :

- 72,30 % des dérives inacceptables découlaient des sphères de stockage GPL ;
- 68,75 % de ces derniers donnaient lieu au phénomène BLEVE.

A partir des résultats précédent et connaissant le caractère dévastateur du BLEVE et l'environnement qui entoure le CV165, nous étions dans l'obligation au chapitre IV, de modéliser les effets des flux thermiques et de surpression pour déterminer les distances atteintes par chaque seuil et avoir une base de donnée lors de l'estimation du niveau de gravité.

L'évaluation des risques par l'emploi de la méthode LOPA sur les sphères B/P au chapitre V nous a permis d'analyser les barrières existantes et de juger si elles sont adéquates en comparant la fréquence d'occurrence résiduel du scénario avec la fréquence cible obtenu par un critère d'acceptabilité propre au CV165.

Les résultats obtenus nous ont permis de conclure que :

- les barrières allouées à cinq des six scénarios étudiés sont adéquates ;
- le scénario conduisant à un BLEVE dû à un incendie externe nécessitait l'élaboration de solution d'ordre technique pour atténuer la probabilité de sa survenance.

Enfin, pour répondre au besoin de réduction du risque, nous avons effectué au chapitre VI des études pour recommander une barrière de prévention qui est un Système de Sécurité d'Incendie composé de détecteurs de flamme, d'automates programmable de sécurité et de vannes de refroidissement au niveau des sphères B/P. Nous avons pu aussi justifier la mise en place de notre SSI en :

- Jugeant de l'adéquation de sa fonction et de son niveau d'intégrité de sécurité avec nos exigences exprimées lors de l'évaluation des risques ;
- Comparant entre les avantages qu'il procure avec son coût annualisé.

Perspective

Notre mise en place du SSI nous permettra de refroidir les sphères de stockage de GPL s'il y'a un incendie externe et ceci pour donner le temps nécessaire à l'intervention humaine et de retarder au maximum l'augmentation de température du liquide, ceci fait, nous proposons de mettre en œuvre un système de recyclage des eaux de les réinjecter au bassin d'eau même s'il existe une grande capacité de réserve et un puits propre au CV165.

Aussi, l'efficacité des mesures de réduction retenues en phase de maîtrise des risques est conditionnée par le suivi rigoureux de leurs mises en œuvre. Ainsi, le contrôle de suivi et de niveau de maîtrise s'avère indispensable pour une gestion des risques complète, c'est pour cela que nous proposons de mettre en œuvre des actions ponctuelles telle que l'audit qui apporte un regard extérieur ou bien par la mise en place d'indicateurs de suivi, sous la forme de tableaux de bord.

Enfin, pour une perspective d'amélioration continue, nous proposons de formaliser, capitaliser voir même généraliser la démarche que nous avons mise en œuvre à l'ensemble des Centres Vrac de NAFTAL.

Références Bibliographiques

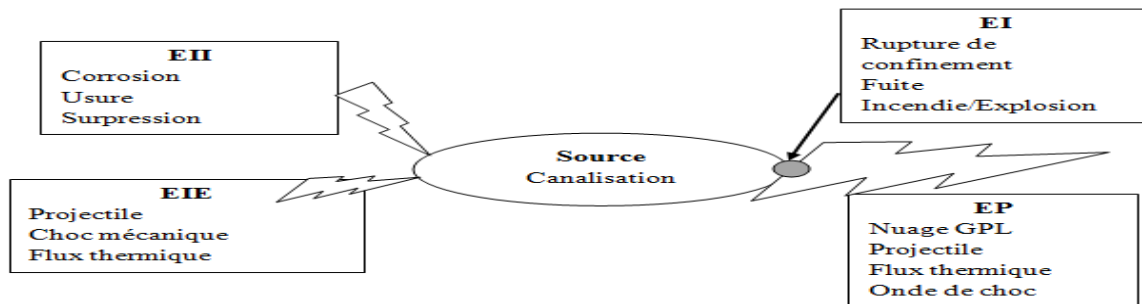
1. LEFKIR, A.H., *Maitrise des risques technologiques majeurs*. Ecole Nationale Polytechnique, 2015. **115**: p. 35.
2. *ISO/CEI Guide 51*. 1999.
3. *TOTAL, Module SIL-GRIF, in Graphique Interactifs pour la Fiabilité* 2013: p. 21.
4. BUFFERNE, J., *La sécurité fonctionnelle dans l'industrie* Forum des technologie sur la norme CEI61508, 2015.
5. *Oméga 7 : méthode d'analyse des risques générés par les installations industrielles*. 2006. **119**(INERIS).
6. I.HAMITOUCHE , N.A., *approche analytique de la gestion global des risques au sein de General Electric*. Ecole Nationale Polytechnique 2015. **141**.
7. *ISO/CEI Guide 73*. 2002.
8. Kaufman, W., *Of acceptable risk* W.W.LAURENCE, 1976.
9. FUMEY, D.M., *Méthode d'Evaluation des Risques Agrégés : application au choix des investissements de renouvellement d'installations* Institut National Polytechnique de Toulouse spécialité système industriel: p. 195.
10. J.BRENOT, P.H., *Maitrise des risques : au sujet de deux mode d'approche déterministe et probabiliste* Institut de protection et de sureté Nucléaire, 1994.
11. Anis, L., *Management des risques géotechniques dans un projet routier par la méthode AMDEC et MADS-MOSAR* Université Aboubek Belkaid TLEMEN- Département de Génie civil, 2013. **156**.
12. GIRALDO, F.M., *utilisation de l'ensemble méthodologique MADS/MOSAR pour l'évaluation des systèmes de barrières de sécurité*. Institut National Polytechnique de Lorraine. **252**.
13. GRANDAMAS, O., *Méthode MADS-MOSAR - Pour en favoriser la mise en oeuvre* Technique de l'ingénieur 2010. **20**.
14. *Méthode HAZOP et conduite des revues HAZOP* ENSPM 2006. **28**.
15. IDDIR, O., *Méthode LOPA : Principe et exemple d'application*. Technique de l'ingénieur, 2012. **35**(Environnement - Sécurité / Sécurité et gestion des risques).
16. *Layer of protection analysis. Simplified Process Risk Assessment*. CCPS, October, 2001: p. 292.
17. Nasserredine, M., *Simulation et optimisation des paramètres technologiques de l'unité de fractionnement des GPL*. Université M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES, 2013. **154**.
18. MOKRANE.K, Z.A.e., *Analyse des risques et modélisation des conséquences d'une sphère de GPL*. Université des sciences et technologies d'Oran 2014. **107**.
19. Mustapha, K., *Diagnostic et surveillance du procédé industriel lié au GNL*. Université d'oran, 2010-2011. **110**.
20. *Journal Officiel de la République Populaire Algérienne*
21. Noyes, D., *Gestion des risques par retour d'expérience dans le processus de réponse à appel d'offres*. Institut National Polytechnique de Toulouse / Génie industriel 2014. **212**.
22. *accidentologie lies aux stockages de GPL*. ARIA (Bureau d'analyse des risques et pollution industrielles).
23. *Les phénomènes dangereux associés aux GPL dans les établissements de stockage hors raffineries et pétrochimie LE BLEVE*. 7 Décembre 2006.
24. *CCPS,1994*.

25. *Oméga 5, Le BLEVE : Phénoménologie et modélisation des effets thermiques* Méthode pour l'évaluation et la prévention des risques accidentels 2002. **139**(INERIS).
26. Prugh 1991, B., Planas-Cuchi 2004.
27. *Circulaire interministérielle du 20 Avril 2007 fixant les règles relatives à l'évaluation des risques et à la prévention des accidents.* Texte généraux de prévention des pollutions des risques 2007.
28. Bachir, T., *Modélisation et simulation numérique pour la dispersion atmosphérique de polluant* Institut d'Hygiène et Sécurité Industrielle 2013. **93**.
29. Siraga, C., *Dossier préliminaire HSE.* 2014(NAFTAL Mostaghanem).
30. Kehinda Shaba, N.C., *A Software Model for the Assessment of the consequences of Explosions in Congested and Confined Spaces on Personnel, Buildings and Process Equipment.* (Det Norsk Veritas Software).
31. *Détection d'incendie.* INERIS, 2004. **16**.
32. KUKUCZKA, P., *Document de synthèse relatif à une Barrière Technique de Sécurité : Détecteur de flamme* INERIS, 2012. **13**.
33. IDDIR, O., *Evaluation de la probabilité de défaillance d'un système instrumenté de sécurité (SIS).* Techniques de l'ingénieur, 2009.
34. Yann FLAUW, C.L., *Guide de mise en oeuvre du principe ALARP sur les installations classées pour la protection de l'environnement (ICPE).* 2014. **71**(INERIS).

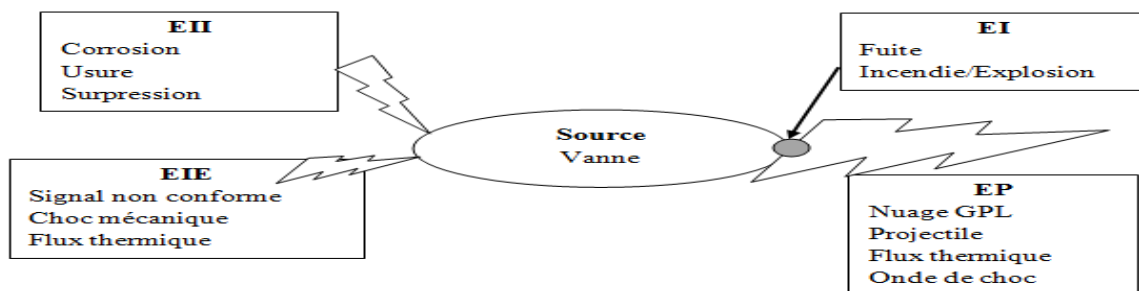
Annexes

Annexe 1 : Processus de danger

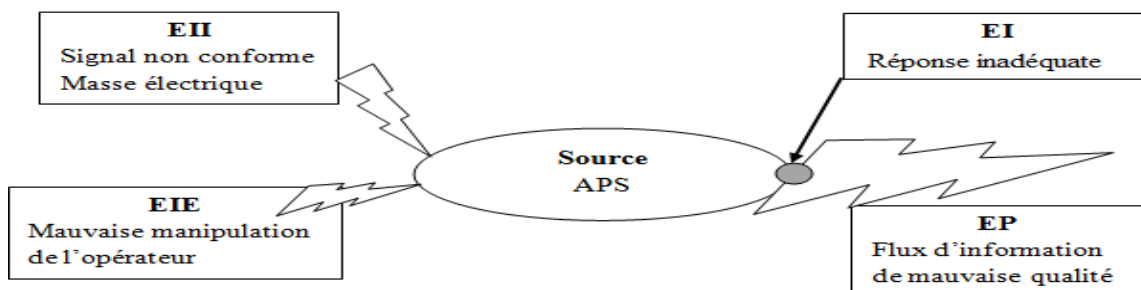
Système 1 :



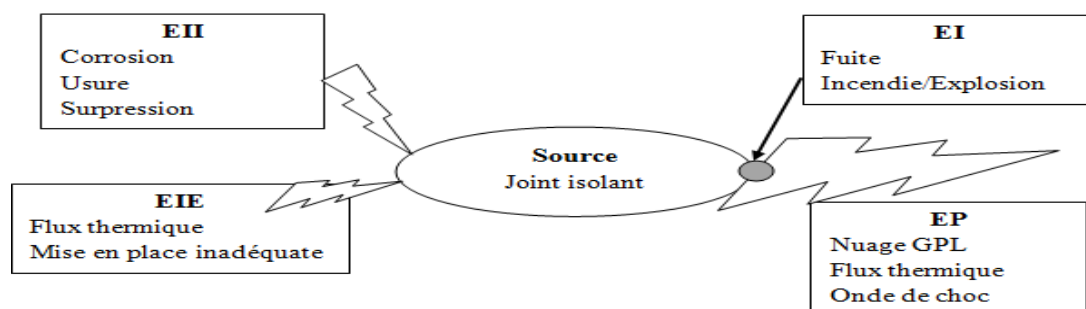
Processus de danger N°01 propre à la canalisation des SS 1 et 2



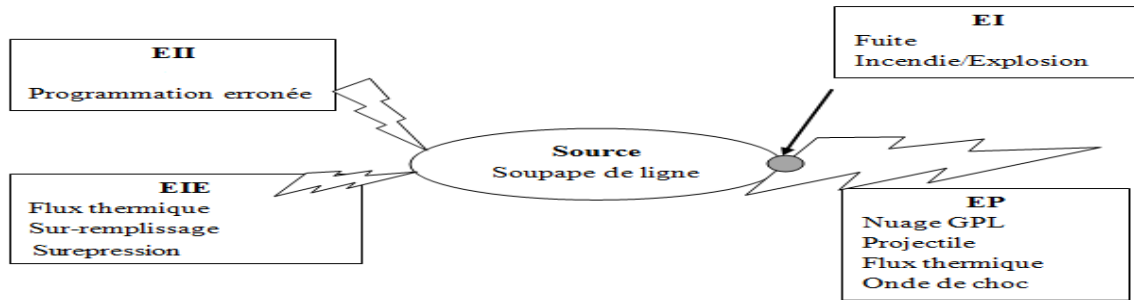
Processus de danger N°02 propre à la vanne des SS 1,2 et 4



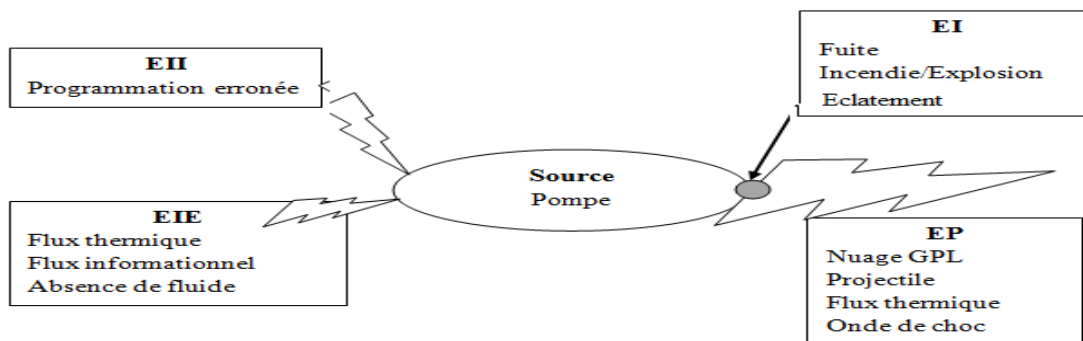
Processus de danger N°03 propre à l'APS des SS 1, 2, 3 et 4



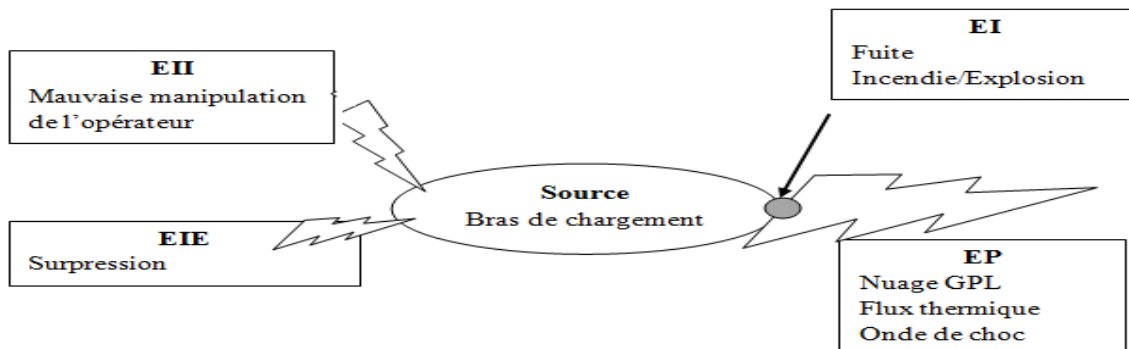
Processus de danger N°04 propre au joint isolant du SS 2



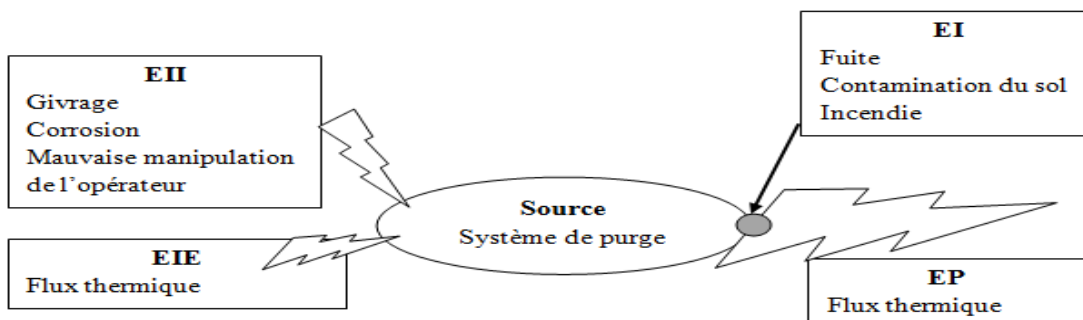
Processus de danger N°05 propre à la soupape de ligne dés SS 2 et 4



Processus de danger N°06 propre à la pompe du SS 3

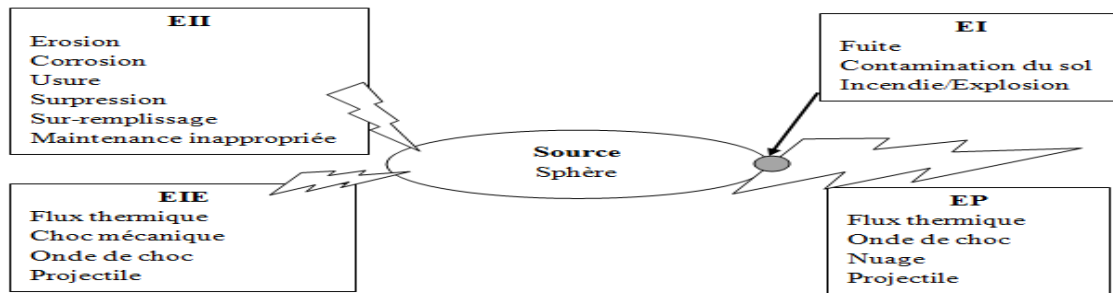


Processus de danger N°07 propre au bras de chargement du SS 4

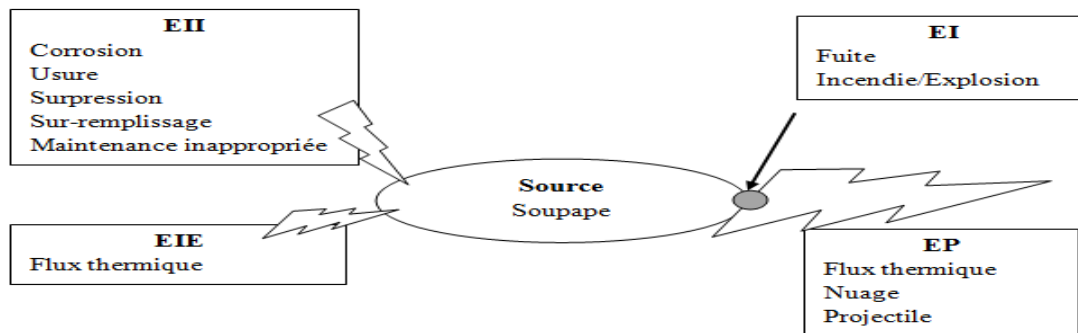


Processus de danger N°08 propre au système de purge du SS 4

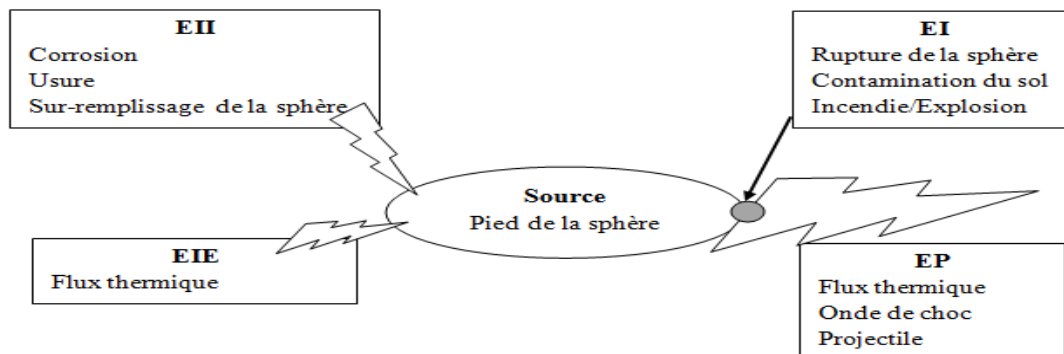
Système 2 :



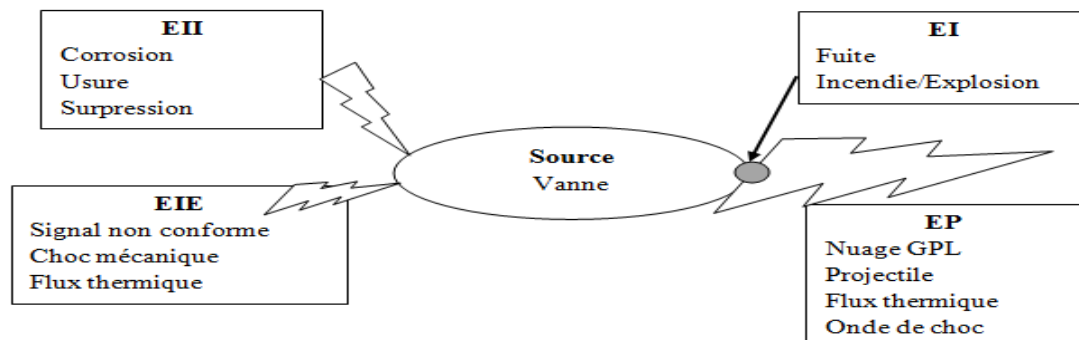
Processus de danger N°09 propre à la sphère du SS 1



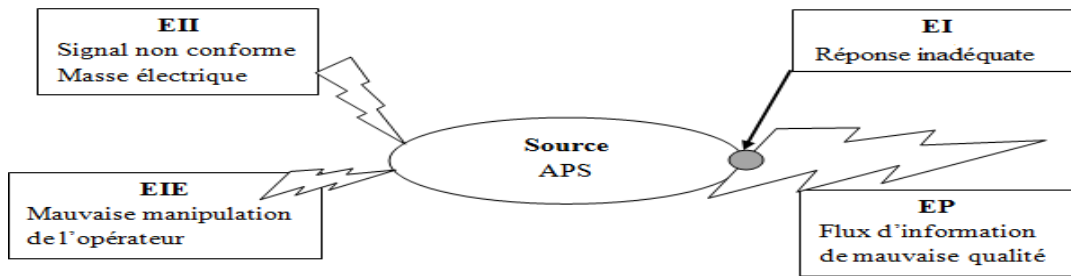
Processus de danger N°10 propre à la soupape du SS 1



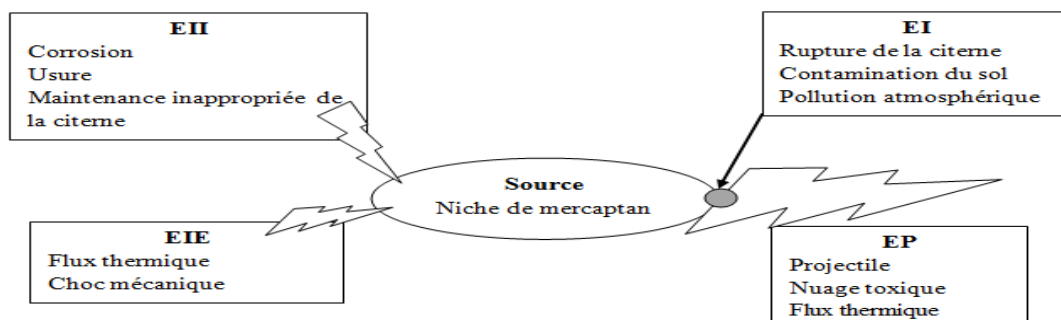
Processus de danger N°11 propre au pied de la sphère du SS 1



Processus de danger N°12 propre à la vanne du SS 1

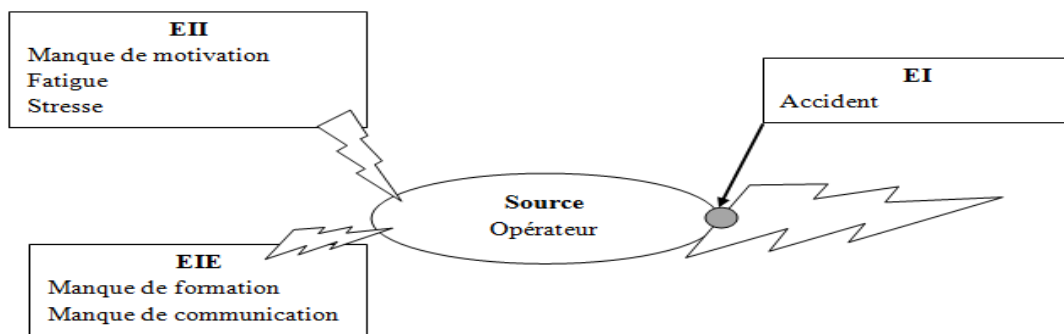


Processus de danger N°13 propre à l'APS du SS 1



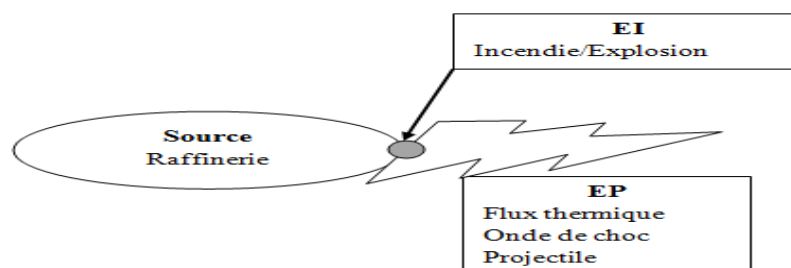
Processus de danger N°14 propre à la niche de mercaptan du SS 1

Système 3 :



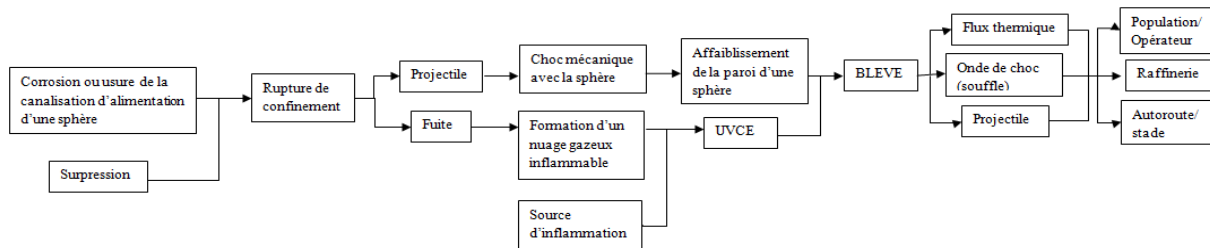
Processus de danger N°15 propre à l'opérateur du SS 1

Système 4 :

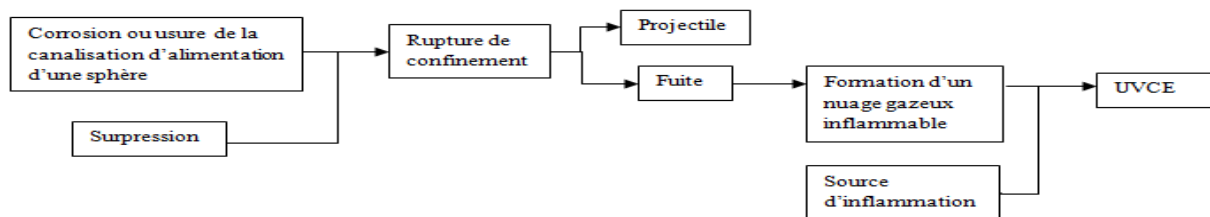


Processus de danger N°16 propre à la raffinerie du SS 1

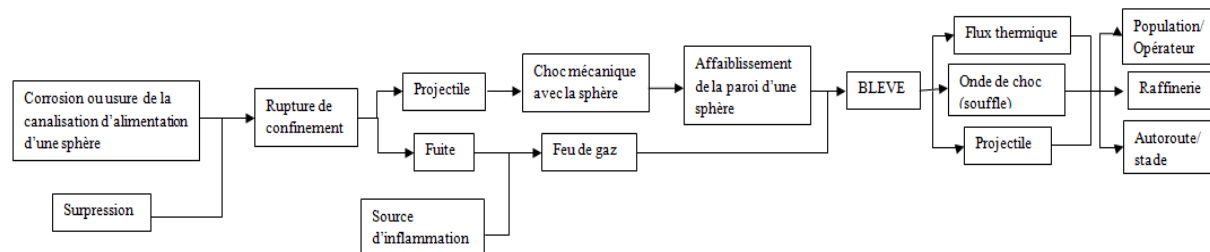
Annexe 2 : Scénarios d'accidents



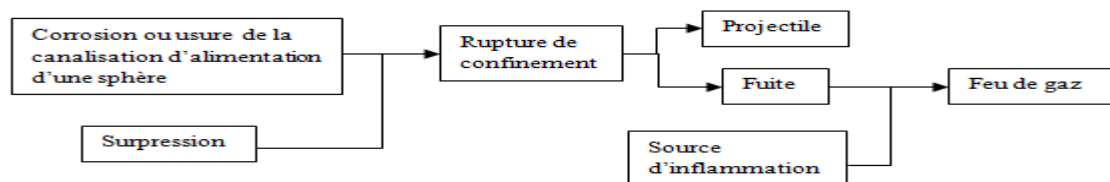
Scénario d'accident N° 01



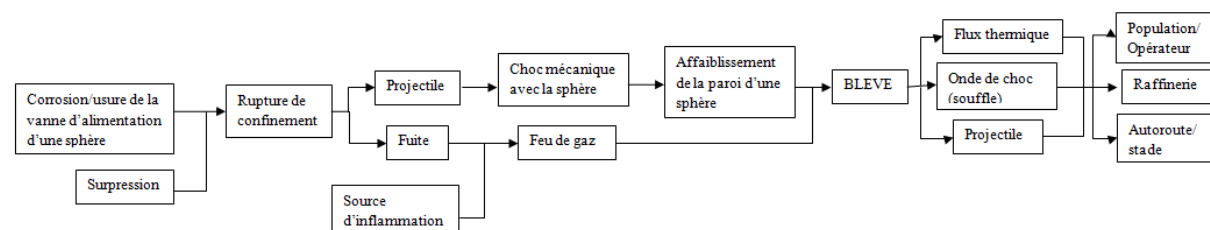
Scénario d'accident N° 02



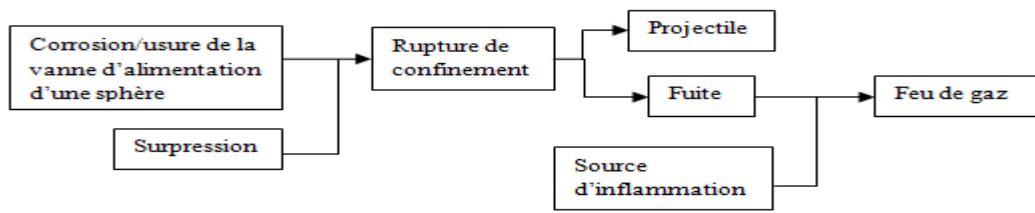
Scénario d'accident N° 03



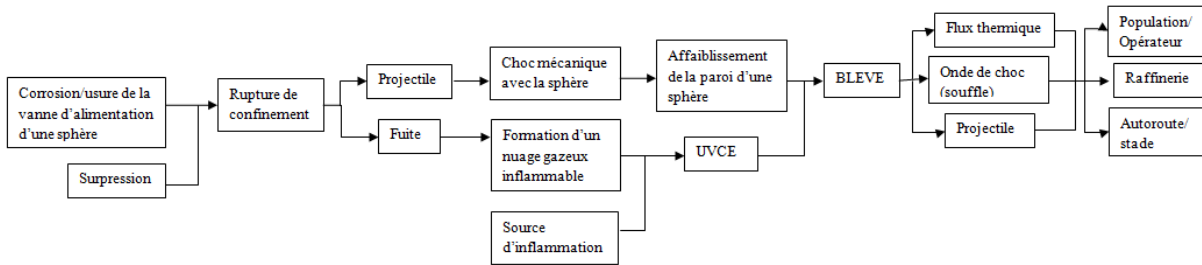
Scénario d'accident N° 04



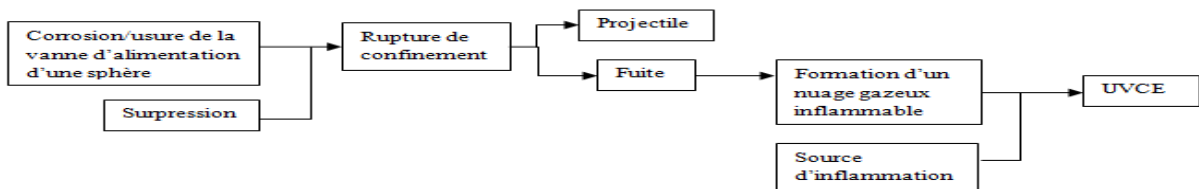
Scénario d'accident N° 05



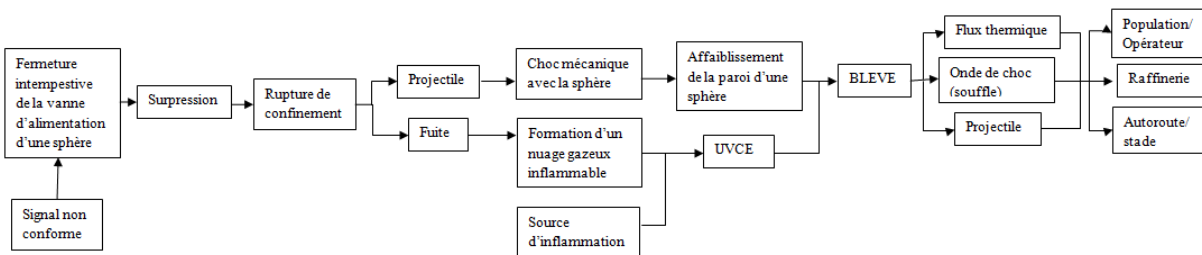
Scénario d'accident N° 06



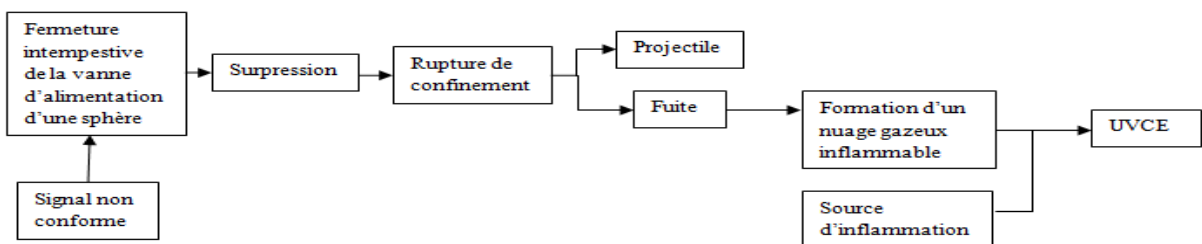
Scénario d'accident N° 07



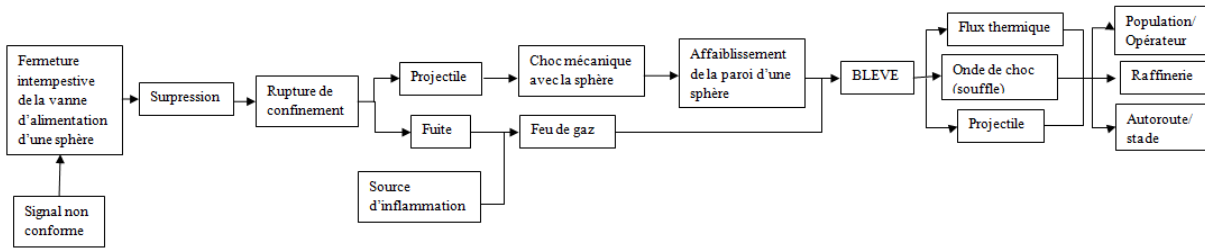
Scénario d'accident N° 08



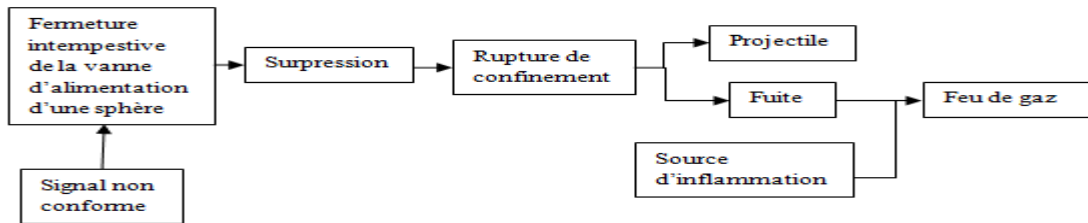
Scénario d'accident N° 09



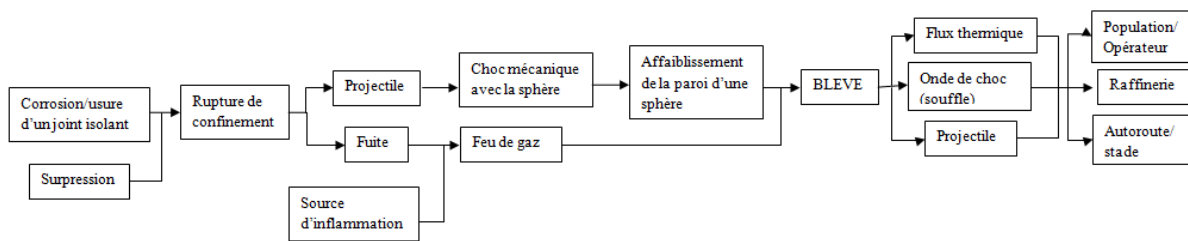
Scénario d'accident N° 10



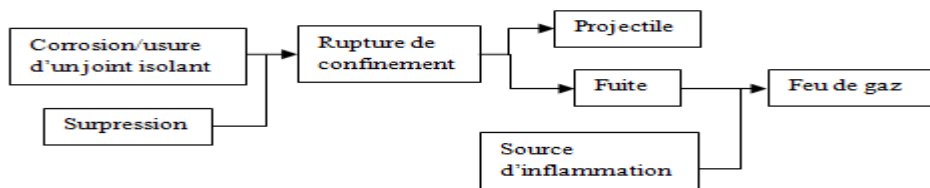
Scénario d'accident N° 11



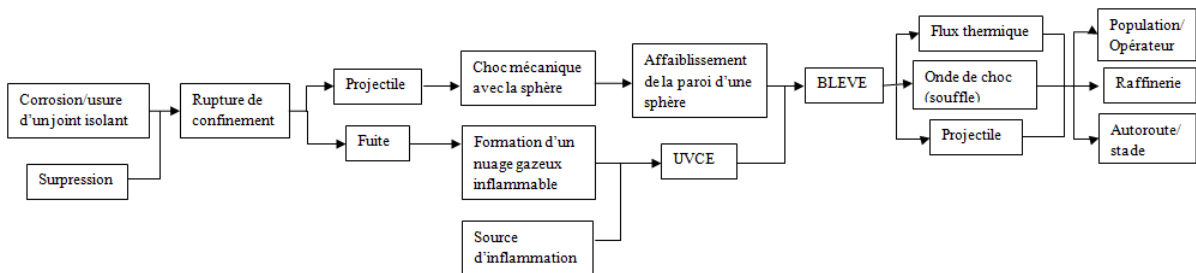
Scénario d'accident N° 12



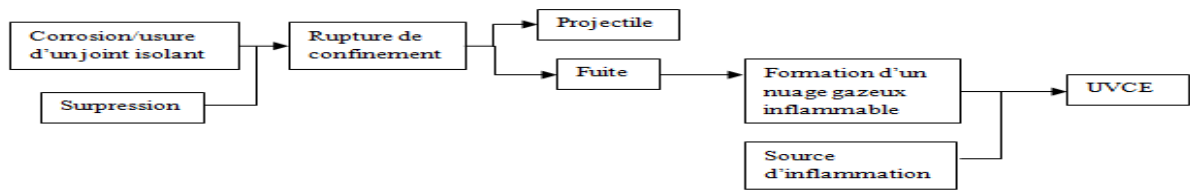
Scénario d'accident N° 13



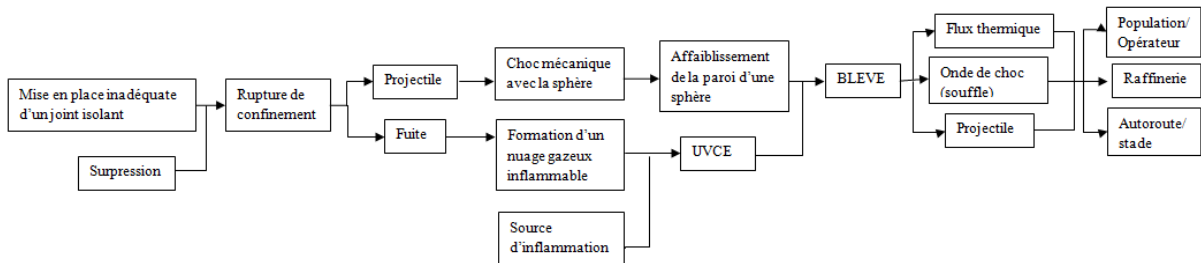
Scénario d'accident N° 14



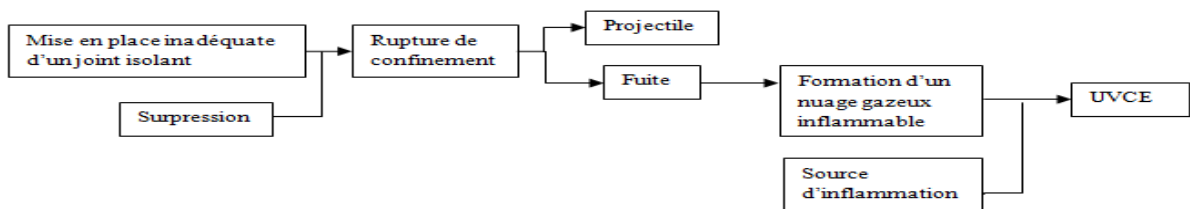
Scénario d'accident N° 15



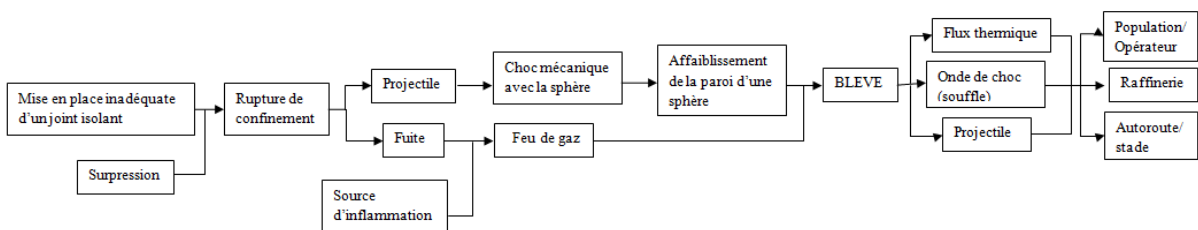
Scénario d'accident N° 16



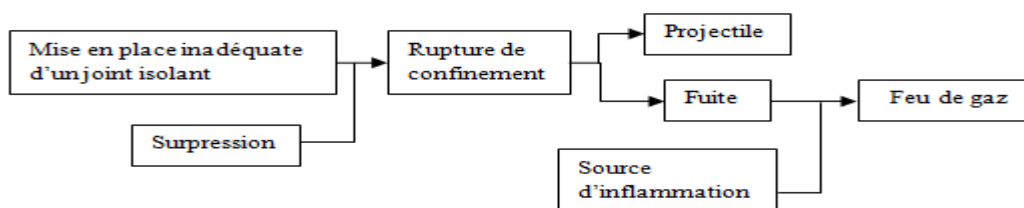
Scénario d'accident N° 17



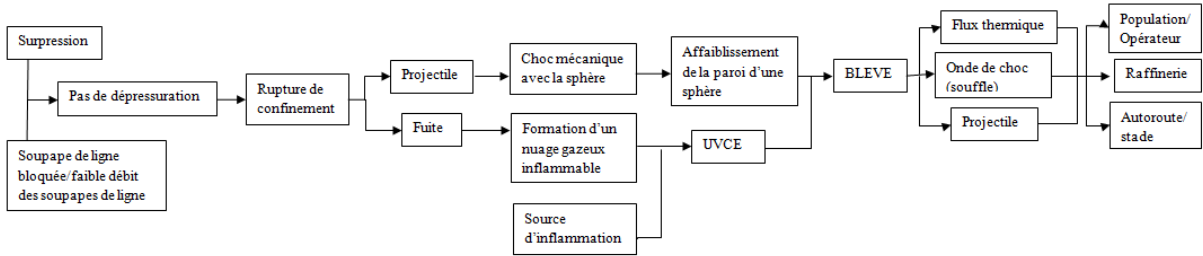
Scénario d'accident N° 18



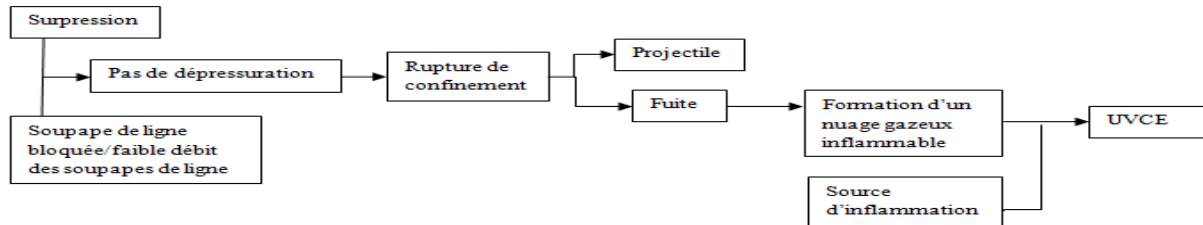
Scénario d'accident N° 19



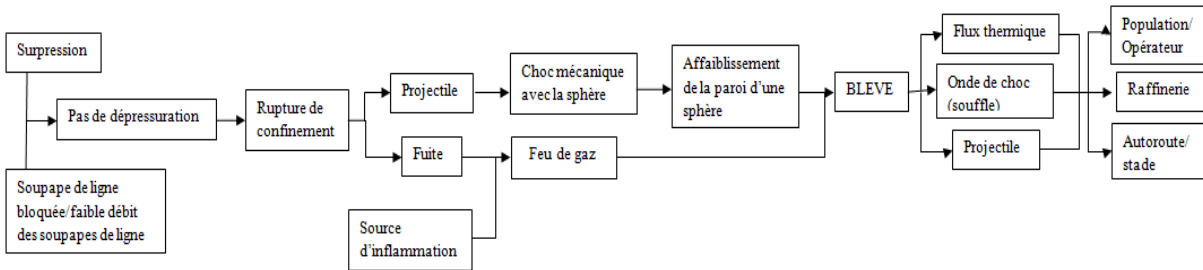
Scénario d'accident N° 20



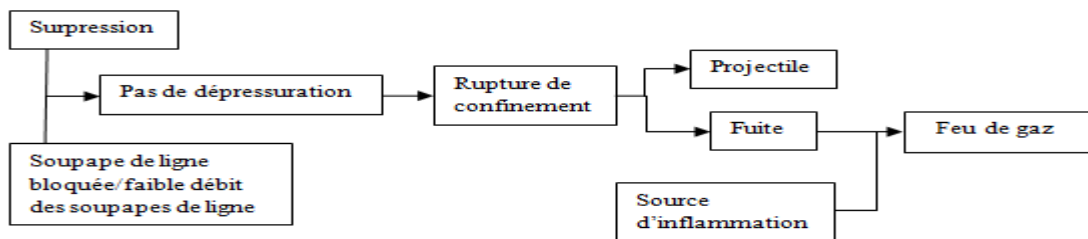
Scénario d'accident N° 21



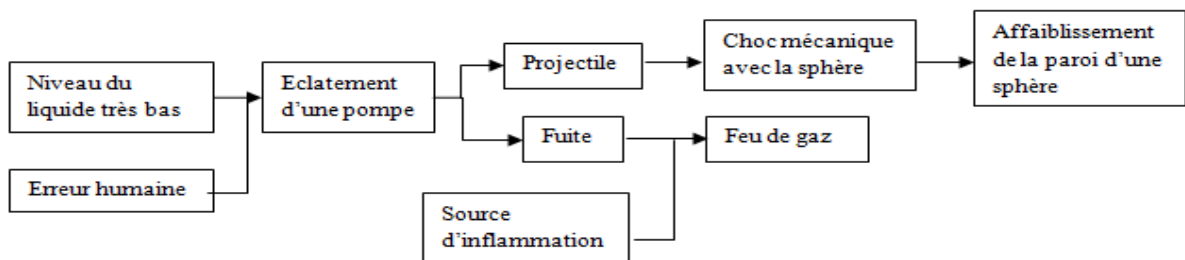
Scénario d'accident N° 22



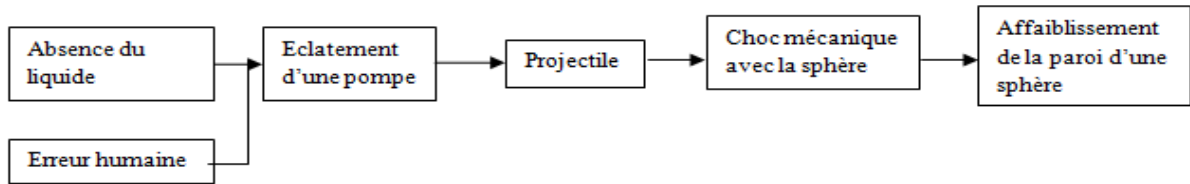
Scénario d'accident N° 23



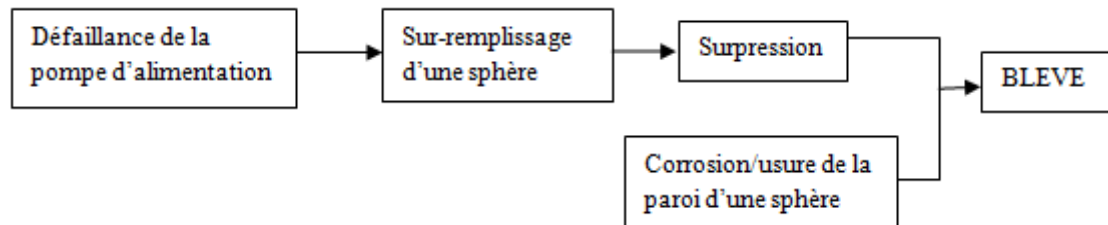
Scénario d'accident N° 24



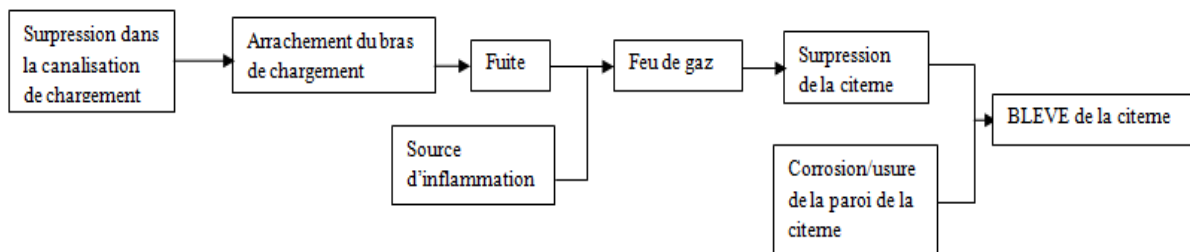
Scénario d'accident N° 25



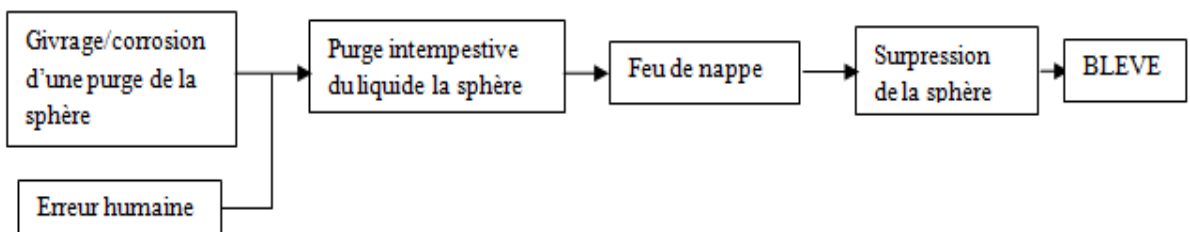
Scénario d'accident N° 26



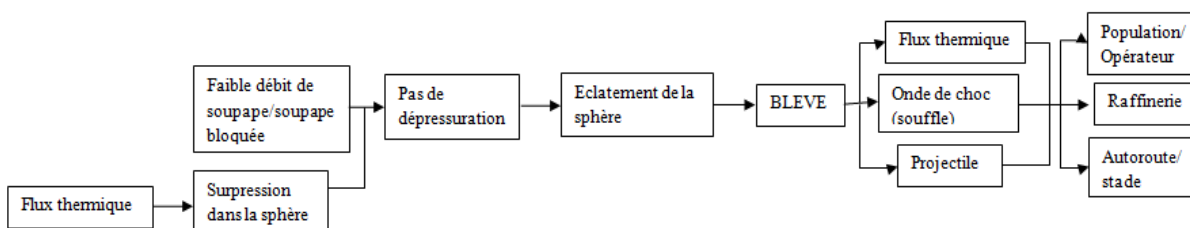
Scénario d'accident N° 27



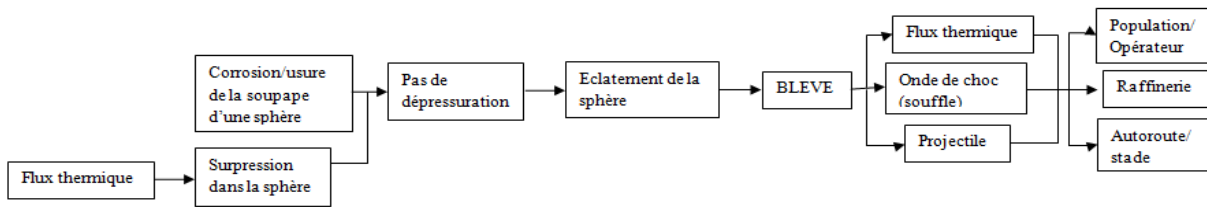
Scénario d'accident N° 28



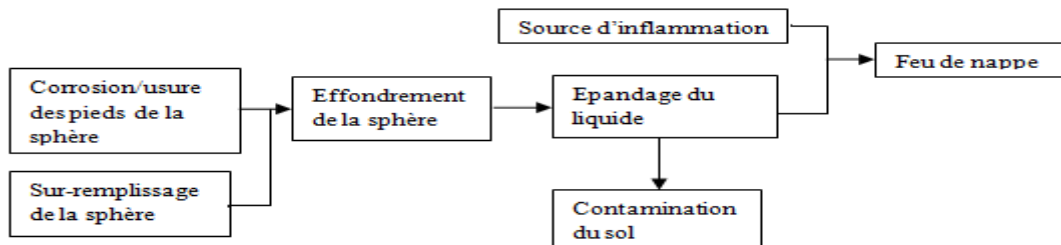
Scénario d'accident N° 29



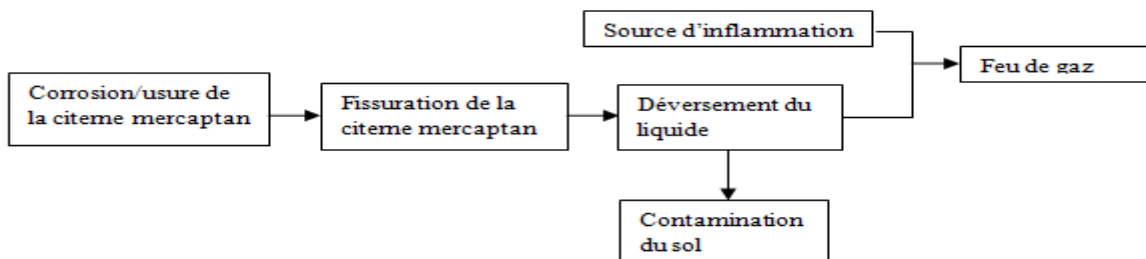
Scénario d'accident N° 30



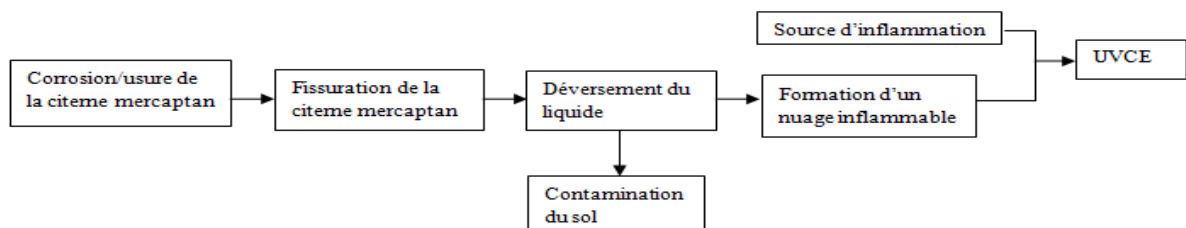
Scénario d'accident N° 31



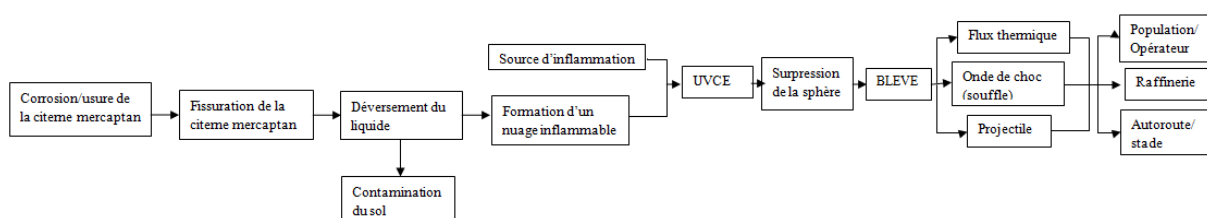
Scénario d'accident N° 32



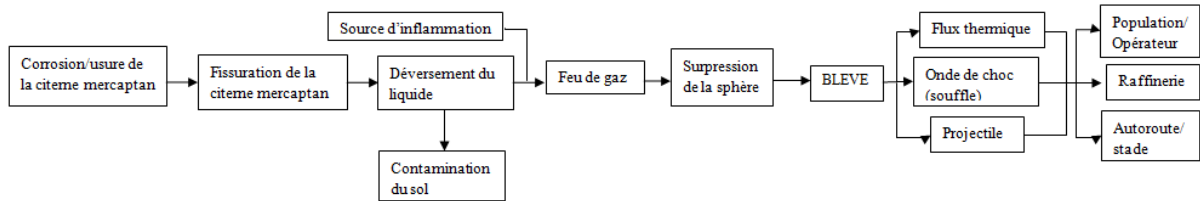
Scénario d'accident N° 33



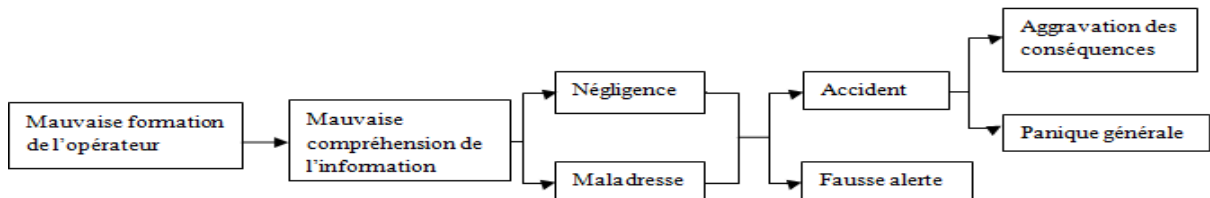
Scénario d'accident N° 34



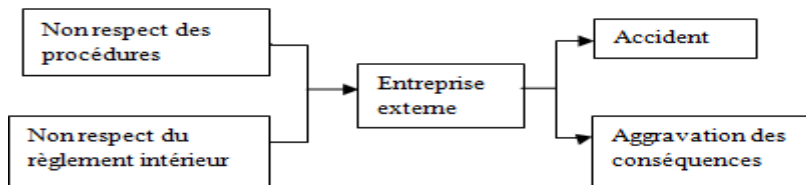
Scénario d'accident N° 35



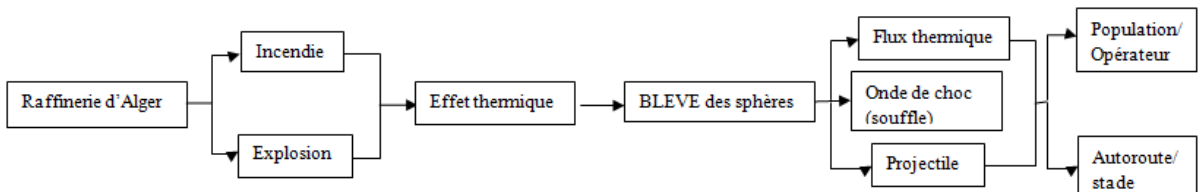
Scénario d'accident N° 36



Scénario d'accident N° 37



Scénario d'accident N° 38



Scénario d'accident N° 39

Annexe 3 : Fiches techniques des sphères

SPHERE de 1 145 M³

Produit stocké : BUTANE - PROPANE

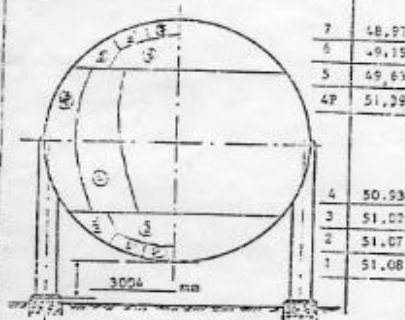
CLIENT : E.S.R.P.

DESTINATION : SIDI ARGINE (Algérie)

ACIER DE L'ENVELOPPE : ASTM A 337 C12 Mod

Épaisseur min. (mm)

8 min = 100 MPa, Re min = 450 MPa



Diamètre d'emplacement : 15610 mm

DIAMÈTRE INTÉRIEUR (mm) : 16010

VOLUME GÉOMÉTRIQUE (m³) : 2148

CONDITIONS D'ÉTUDE

Code : ASME VIII DIV 1

Pression d'étude effective : 1,765 MPa

Pression d'épreuve (eau) : 2,647 MPa

Pression absolue minimale admissible (sphère corrodée) : 0 mm

Température d'étude : max : + 50° C, min : - 10° C

Densité d'étude du produit stocké : 0,666 / 0,685

Taux de remplissage : 100 %

Contrainte admissible (service) : 87,6 / 147,5 MPa

(épreuve) : 0,58 / 295 MPa

Coefficient d'efficacité des joints : 1

Surépaisseur de corrosion : 1 mm

Coefficient atomique : 25,69 / 24 = 1,8

Radiographie des soudures : 100 %

Nbr	Diamètre ext.	Épaisseur	Entoilés sur	facés	ACIER	Amorces
SUPPORTS TUBULAIRES	9	250 mm	5 mm	2 boulons d'ancrage par poteau	Acier	A 337C12 Mod
SEMELLES	Nbr	Diamètre ext.	Épaisseur	Acier		
	9	875 mm	42 mm	A 283 C		
TRANTS	Section		Acier			
	94 mm ²	Plat 235x40	E 36			
ANCRAGES	Nb/poteau	Diamètre	Acier			
	2	42 mm	E 36			

STI NOUVELLE CONSTRUCTIONS MÉTALLIQUES DE PROVENIS

SPHERE de 1 500 M³

Produit stocké : PROPANE - BUTANE

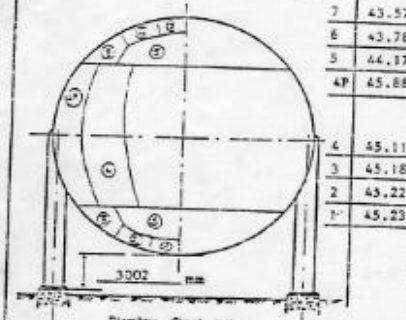
CLIENT : E.S.R.P.

DESTINATION : SIDI ARGINE (Algérie)

ACIER DE L'ENVELOPPE : ASTM A 337 C12 Mod

Épaisseur min. (mm)

8 min = 100 MPa, Re min = 450 MPa



Diamètre d'emplacement : 13 905 mm

DIAMÈTRE INTÉRIEUR (mm) : 14 205

VOLUME GÉOMÉTRIQUE (m³) : 1 500

CONDITIONS D'ÉTUDE

Code : ASME VIII DIV 1

Pression d'étude effective : 1,765 MPa

Pression d'épreuve (eau) : 2,647 MPa

Pression absolue minimale admissible (sphère corrodée) : 0 mm

Température d'étude : max : + 50° C, min : - 10° C

Densité d'étude du produit stocké : 0,666 / 0,685

Taux de remplissage : 100 %

Contrainte admissible (service) : 87,6 / 147,5 MPa

(épreuve) : 0,58 / 295 MPa

Coefficient d'efficacité des joints : 1

Surépaisseur de corrosion : 1 mm


Coefficient atomique : 25,69 / 24 = 1,8

Radiographie des soudures : 100 %

Nbr	Diamètre ext.	Épaisseur	Entoilés sur	facés	ACIER	Amorces
SUPPORTS TUBULAIRES	8	650 mm	8 mm	2 boulons d'ancrage par poteau	Acier	A 337C12 Mod
SEMELLES	Nbr	Diamètre ext.	Épaisseur	Acier		
	8	875 mm	37 mm	A 283 C		
TRANTS	Section		Acier			
	70 mm ²	Plat 200x35	E 36			
ANCRAGES	Nb/poteau	Diamètre	Acier			
	2	35 mm	E 36			

STI NOUVELLE CONSTRUCTIONS MÉTALLIQUES DE PROVENIS

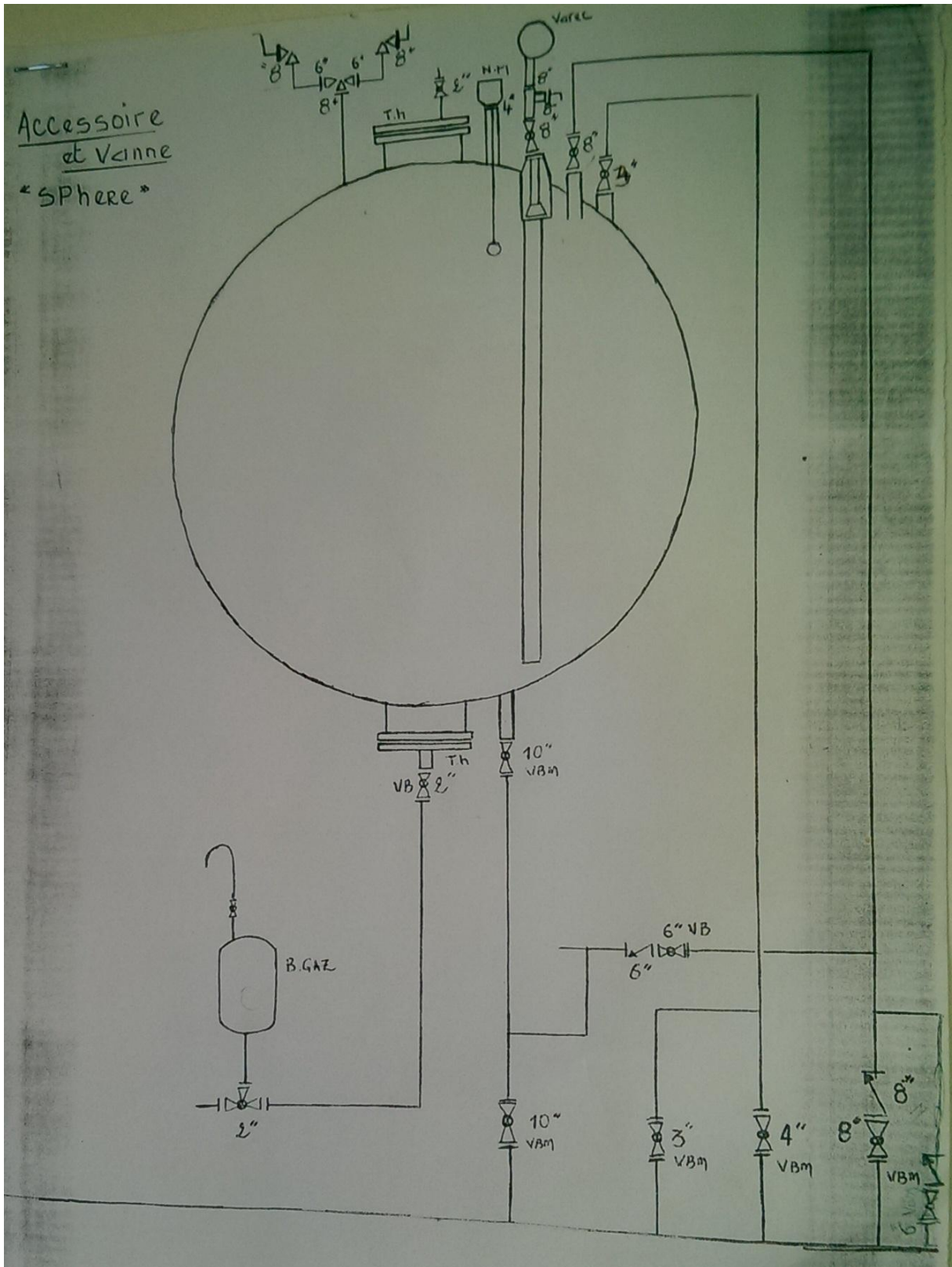
Annexe 4 : Fiche technique du détecteur de gaz

SN 	SOCIETE NOUVELLE CONSTRUCTIONS METALLIQUES de PROVENCE	DETECTEURS DE GAZ	TAG N° <u>153</u>				
			_____ _____				
INSTRUMENT SPECIFICATION SHEET				3			
MANUFACTURER		DETECTION GAZ					
MODEL N°		ZONE : SPHERES ET ANNEAU CPL (1)					
QUANTITY <u>10</u>		_____					
I - DETECTEUR		GAZ (2)					
TEMPERATURE AMBIANTE MAX		50°C					
INSTALLATION INTERIEURE		NORMAL : /					
INSTALLATION EXTERIEURE		SOUS ABRU NOMERE : 10					
CLASSE DE PROTECTION		ZONE DANGEREUSE					
TYPE THERMOVELOCIMETRIQUE		_____					
VITESSE D'ELEVATION TEMPERATURE		15-30°/L. SEC					
TYPE THERMODIFFERENCIEL		_____					
ECART DE TEMPERATURE		_____					
TYPE THERMOSTATIQUE		_____					
SEUIL DE " "		" " " "					
COUPLE THERMO-ELECTRIQUE		CONSTANTAN - ACIER INOX					
II - MODULE DE MESURE		_____					
ALIMENTATION ELECTRIQUE		VOLTS : 220 CA ou 230					
VOYANT VERT "MISE EN SERVICE"		ALL					
VOYANT ROUGE "ALARME INCENDIE"		ALL (3) (4)					
VOYANT BLANC 1/ "MASSE"		ALL					
2/ "RUPTURE LIGNE"		ALL					
3/ "MANQUE"		ALL					
"INSTANT"		_____					
INDICATION		AVEC LE DETECTEUR 10 VOIES ET LEV. CALIBRE					
CONTACT O/T POUR ASSERVISSEMENT EXTERIEUR		_____					
a) "ALARME INCENDIE"		ALL					
b) "DERANGEMENT"		ALL					
NOTES : (1) LOCALISATION SUR SCHEMA D'INSTALLATION PS SYMBOLE (C)							
(2) DOCUMENTATION P. 12, 13							
(3) VOYANT SUR CARTE INTERFACE DOCUMENTATION P. 14 ET 15 ET SUR CENTRALE ALARME DOCUMENTATION P. 2							
(4) 1 ^{er} SEUIL : 15% L1E - 2 ^{em} SEUIL : 30% L1E							

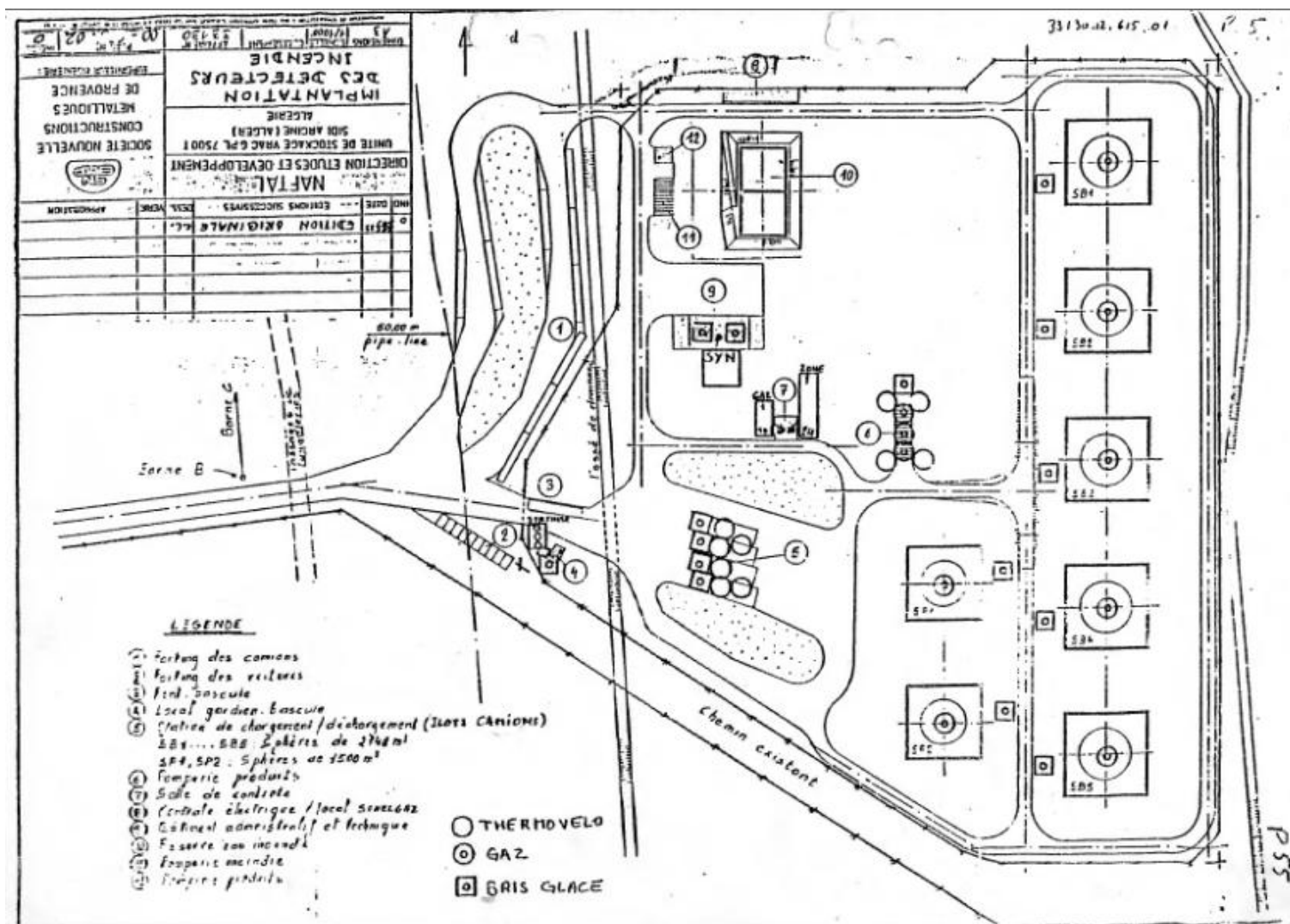
COMPOSITION GAZ							
INSTANT							
PERMANENT							

ISSUE	0	1	2	3	DRAWING N°	SHEET	REV
DATE VISA	13/01/04	_____	_____	_____	1.33130.00.615.00	0	0
ISSUE	4	5	6	7	_____	_____	_____
DATE VISA	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____

Annexe 5 : Accessoires et vannes d'une sphère



Annexe 6 : Implantation des détecteurs de chaleur



Annexe 7 : Caractéristiques techniques d'un détecteur de flamme Multi-IR

DM-TV6-T

Caractéristiques techniques

GÉNÉRAL

Technologie	Multi-spectre infrarouge, 3IR
Feux détectés	Hydrocarbures et composés carbonés
Portée de détection*	Feux de n-heptane 80m, essence 65m
* détecteur longue portée	bac 0,3 x 0,3m
Champs de vision	Angle horizontal maximal 120° Angle horizontal 50% de la portée 104° Angle vertical 50% de la portée 82°
Temps de réponse	réglable de 3 à 20 secondes (typique 6 s.)
Garantie	3 ans, retour usine

SIGNAUX DE SORTIE

Standard	4-20mA ou 0-22mA (configurable), impédance de charge 700Ω (Std.), HART 7eme édition (option) Lonworks pour système Syntel (option)
Alarmes	2 relais configurables, max. 1A / 30 Vcc
Visuels	- Fonctionnement normal - Alarme - Défaut

ELECTRIQUE

Alimentation	24 Vcc, (18 - 28 Vcc)
Consommation	2W normal, 4W en auto-test
Connexion	0,3 mm ² - 1,5 mm ² Câble blindé et armée en zone classée

ENVIRONNEMENT

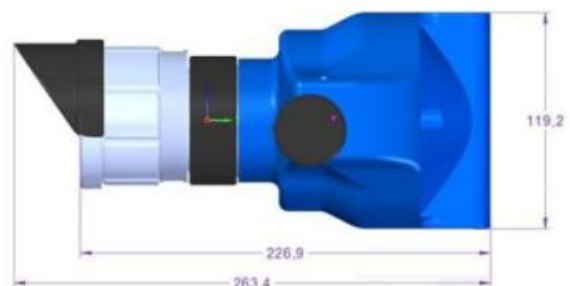
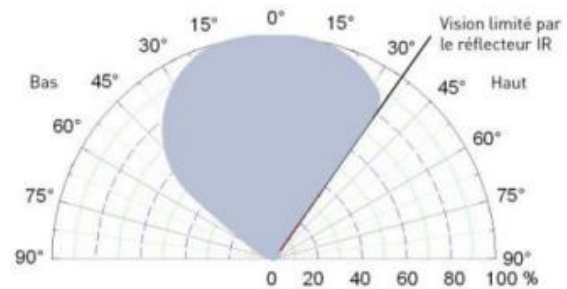
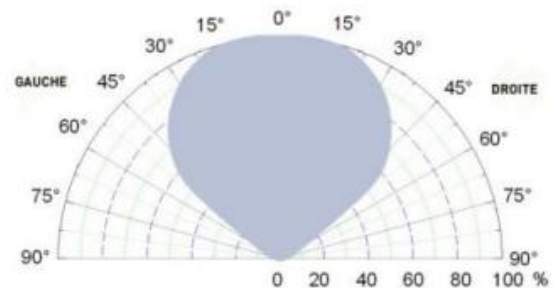
Stockage	de -40°C à +70°C
Fonctionnement	de -20°C à +65°C
Option	Protection solaire temp. de surface max. 85°C
Humidité	99% RH (non condensable)
Protection	IP66
FI/EMI	Conforme à la norme EN50130-4

BOÎTIER ANTI-DÉFLAGRANT

Matériau	Aluminium traité anti-corrosion
Poids	3,3 kg
Dimensions	175 x 184 x 223 mm (l, h, p)

ACCESSOIRES

TLU600	Terminal de communication infrarouge Ex II 1 G Ex ia II C T4
LT15	Lampe test ATEX Ex II 2 G Ex d II C T6-T5
AS059	Support de fixation à rotule (montage sur tube 2" ou 2,5")
AS056-450	Protection solaire
AS040	Protection longue (réduction vision verticale)
AS041	Protection longue (réduction vision verticale et horizontale)
AS045	Ecran d'air
AS215	Plaque de repérage



CERTIFICATIONS

SIL	Certifié SIL2 sans redondance IEC 61508-1 à 7 Certificat LCIE SF-*T-20131101R0
ATEX	Ex II 2 G Ex d II C T6 Gb (de -20°C à +65°C) Certificat LCIE 03 ATEX 6263
IECEX	IEC 60079-0 : 2004 et IEC 60079-1 : 2007-04 Certificat LCIE 09.0018
CE DPC	EN 54-10:2002 + A1:2005 Certificat 0333-CPD-075378
MarED	Directive 96/98/EC (version spéciale) Certificat 23160/A0 EC