

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

République Algérienne Démocratique et Populaire

وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université 20 Août 1955 - Skikda

Faculté de Technologie

Département de Pétrochimie et Génie des Procédés



جامعة 20 أوت 1955 سكيكدة

كلية التكنولوجيا

قسم البتروكيمياة وهندسة الطرائق

Ref : D012120006

Thèse

En vue de l'obtention du diplôme de

DOCTORAT LMD

Filière : **Hygiène et sécurité Industrielle**

Spécialité : **Sécurité industrielle et environnement, maîtrise des risques**

**Analyse et prévention des risques Incendie/Explosion dans
les sites industriels.**

Cas du complexe pétrochimique de SKIKDA

Présentée par :

BEKHOUCHE Saloua

Devant le jury composé de :

ZIGHED Lilia	Professeur	Présidente	Université de Skikda
ROUAINIA Mounira	Professeur	Encadreur	Université de Skikda
SOUFI Youcef	Professeur	Examineur	Université de Tébessa
BOUZAOUIT Azzedine	Professeur	Examineur	Université de Skikda
ZENNIR Youcef	MCA	Examineur	Université de Skikda
MEDJRAM Mohamed Salah	Professeur	Invité	Université de Skikda

Année universitaire : 2019-2020

Remerciements

A l'issu de ce modeste travail, je tiens à remercier celui qui m'a montré le chemin de la réussite en me rappelant à chaque fois que la persévérance portera toujours ses fruits : mon père.

Je tiens aussi à remercier celle qui m'a éclairée l'itinéraire de patience vers les hauteurs de mes succès : ma mère.

Mes remerciements s'adressent également ceux et celles qui étaient toujours un soutien moral pour mettre toujours un pas en avant : mes frères et mes sœurs. Je n'oublierais pas mes proches amis, mes cousins et mon futur époux Kamel.

Je remercie particulièrement l'ensemble de professeurs qui n'ont jamais hésité d'être source d'enrichissement depuis mes études en cycle primaire jusqu'à maintenant.

Je tiens à exprimer mes vifs remerciements à ma professeure qui m'a suivie dès le début de mes travaux de thèse: Pr. ROUAINIA Mounira.

Mes remerciements s'adressent également à Madame ZIGHED Lilia Professeur à l'université de Skikda, Monsieur MEDJRAM Mohamed Salah Professeur à l'université de Skikda, Monsieur SOUFI Youcef Professeur à l'université de Tébessa, Monsieur BOUZAOUIT Azzedine Professeur à l'université de Skikda, ainsi qu'à Monsieur ZENNIR Youcef Maître de conférences classe A, pour avoir accepté d'évaluer ce travail en prenant part au jury de soutenance de cette thèse.

Je remercie l'ensemble des agents qui m'ont aidée pendant la période de stage pratique aux complexes GL1K et RTE de Skikda.

ملخص

للحرائق والانفجارات في المواقع الصناعية عدة مخاطر والتي بدورها تؤدي إلى عواقب وخيمة، خاصة في مجمعات معالجة المنتجات البترولية. هذه العواقب لها تأثيرات عدة لا تشمل الإنسان فحسب، بل تؤثر أيضا على البيئة وتجهيزات الموقع. ومع تزايد التعقيد في الأنظمة الصناعية يتزايد الإلحاح إلى تطوير مقاربات متكاملة لتحليل ودراسة مخاطر الحرائق والانفجارات وكيفية التقليل من مخاطرها والوقاية منها للحصول على نظام صناعي آمن.

تهدف هذه الأطروحة إلى إرساء وتجسيد استراتيجية شاملة ومتكاملة لدراسة وتحليل مخاطر الحرائق والانفجارات في المواقع الصناعية وسبل الوقاية منها، حيث اتخذنا في هذا الصدد المجمعات البترولية GLIK و RTE بولاية سكيكدة كموضوع لدراستنا. وقد اعتمدنا في هذا الإطار على مجموعة من الأساليب والبرامج لتحقيق دراسة متكاملة وتحليل وتقييم شامل لمخاطر الحرائق والانفجارات في المجمعات قيد الدراسة.

اعتمدنا في دراستنا هذه على الطريقة (Hazard Identification) HAZID كأول خطوة لتحديد و تعريف أهم مصادر، أسباب ونتائج هذه المخاطر في مختلف مكونات الوحدات المدروسة. كخطوة موالية، استخدمنا المؤشر DOW F&EI كأداة لتقدير وتقييم الأضرار الناجمة عن حوادث الحرائق والانفجارات في المواقع الصناعية. ولتوضيح مدى خطورة هذه الحوادث في المجمعات GLIK و RTE، قمنا بنمذجة ومحاكاة سيناريوهات الحرائق والانفجارات باستخدام برنامج PHAST. ولتحقيق الدقة وتقليل الارتباكات في تقدير، تقييم وتصنيف هذه المخاطر تطرقنا إلى الاعتماد على La Logique Floue بغية العمل على تحسين وتثمين القرارات المتخذة للوقاية من هذه المخاطر المدروسة والحصول على نتائج يقينية فيما يخص تقديرها، تقييمها وتصنيفها.

الكلمات المفتاحية: مخاطر الحرائق/الانفجارات، حوادث خطيرة، تحليل المخاطر، HAZID، DOW F&EI، المنطق الضبابي، النظام الصناعي.

Abstract

The fire and explosion risks are omnipresent in any industrial site. It can involve major accidents. This is particularly the case in petroleum product processing complexes. Accidents resulting from fires or explosions can have serious consequences not only for human life but also for the environment and the structure of site. The examples of major accidents induced by these dangerous phenomena are there to illustrate the gravity of fire and explosion accidents. And with increasingly complex industrial systems, the need becomes even more pressing to develop new approaches to analyze and prevent fire and explosion risks. These approaches must take into account all material and human aspects involving risks and also allow safer and more economical industrial system operations.

The objective of this thesis falls within the framework defined above, which aims to implement a global strategy for fire and explosion risks analysis and their prevention in industrial sites. This analysis is applied to the GL1K and RTE petrochemical complexes located in the petrochemical zone of Skikda. Our work will be based on the combination of several tools (methods and software) in order to implement a comprehensive approach analysis of fire and explosion risks by taking targeted sites, both complexes mentioned above. We will start by using the HAZID method to identify the hazard sources, causes and consequences in the different components of the studied units. Subsequently, the exploitation of the DOW F&EI index will allow the prediction, the estimation and the quantification of the considered accidental damages. To illustrate the severity of the fire and explosion risks in the GL1K and RTE plants, the PHAST software will allow us to model and simulate the fire and explosion accident scenarios, which will give a severity indications on hazards and thus the evaluation and prevention optimization of the considered risks. Our work is completed by the integration analysis of fire risk estimation and classification results by the fuzzy logic advanced tools that will allow the elimination of inaccuracy and uncertainty in the estimation and classification of risks.

Key words: Fire/Explosion risks, Major accidents, Risks analysis, HAZID method, DOW F&EI index, Fuzzy Logic, Industrial System.

Résumé

Les risques d'incendie et d'explosion sont omniprésents dans tout site industriel et peuvent impliquer des accidents majeurs. C'est notamment le cas dans les complexes de traitement des produits pétroliers. Les accidents résultant des incendies ou des explosions peuvent en effet engendrer des conséquences graves non seulement pour l'homme mais également pour l'environnement et pour les installations du site lui-même. Les exemples d'accidents majeurs induits par ces phénomènes dangereux sont là pour illustrer les degrés de leur gravité mais aussi l'importance que revêt la bonne prise en charge des risques qui peuvent les initier. Et avec les systèmes industriels de plus en plus complexes le besoin devient encore plus pressant de développer des nouvelles approches d'analyse et de préventions des risques d'incendie et d'explosion. Ces approches doivent prendre en compte tous les aspects matériels et humains impliquant les risques et permettre également des exploitations de systèmes industriels plus sûres et plus économiques.

L'objectif de cette thèse s'inscrit dans le cadre défini ci-dessus et vise la mise en place d'une stratégie globale visant l'analyse et la prévention des risques incendie et explosion dans les sites industriels. Cette analyse est appliquée aux complexes pétrochimiques GL1K et RTE situés au niveau de la zone pétrochimique de Skikda. Notre travail sera basé sur la combinaison de plusieurs outils (méthodes et logiciels) pour la mise en place d'une approche globale et complète d'analyse et d'évaluation des risques d'incendie et d'explosion en prenant pour sites cibles les deux complexes cités précédemment. Nous commencerons par l'exploitation de la méthode HAZID pour identifier les sources, les causes et les conséquences des dangers dans les différents composants des unités étudiées. Par la suite, l'exploitation de l'indice DOW F&EI permettra la prédiction, l'estimation et la quantification des dommages des accidents considérés. Pour illustrer la sévérité des risques d'incendie et d'explosion dans les complexes pétrochimiques GL1K et RTE, le logiciel PHAST nous permettra de modéliser et simuler les scénarios des accidents d'incendie et d'explosion au niveau des complexes considérés, ce qui donnera une indication sur la gravité des dangers et ainsi l'optimisation de l'évaluation et la prévention des risques considérés. Notre travail est complété par l'intégration d'une analyse des résultats de l'estimation et de la classification des risques Incendie/Explosion par la logique floue outil avancé qui permettra l'élimination de l'imprécision et de l'incertitude lors de l'estimation et la classification des risques considérés.

Mots clés : Risques Incendie/ Explosion, Accidents majeurs, Analyse des risques, Méthode HAZID, Indice DOW F&EI, Logique Floue, Système Industriel.

Liste des abréviations

ADD	Arbre De Défaillance
AIChE	American Institute of Chemical Engineers
AMDE	Analyse des Modes de Défaillances, de leurs Effets
AMDEC	Analyse des Modes de Défaillances, de leurs Effets de leurs Criticité
APCI	Air Product and Chemicals Incorporation
APR	Analyse Préliminaire des Risques
ARAMIS	A Risk Assessment Methodology for Industries
ATEX	Atmosphère Explosive
BLEVE	Boiling Liquide Expanding Vapour Explosion
CE	Communauté Européenne
CEA	Commissariat à l'Energie Atomique
CEI	Commission Electrotechnique Internationale
CENELEC	European Committee for Electrotechnical Standardization (Le comité européen de normalisation électrotechnique)
CP1K	Complexe des matières plastiques –Skikda
CTE	Centrale Thermique Electrique
DOW CEI	DOW Chemical Exposure Index
Dow F&EI	Dow Fire and Explosion Index
EN	European Norm (Norme Européenne)
ENGI	Entreprise Nationale de distribution et de production de gaz
ETA	Event Tree Analysis
FAST	Function Analysis System Technique
FEDI	Fire and Explosion Damage Index
F&EI	Fire and Explosion Index
FM	Facteur Matériel
FMEA	Failure Modes, and Effects Analysis
FMECA	Failure Modes, Effects, and Criticality Analysis
FTA	Fault Tree Analysis
GL1K	Complexe de liquéfaction du gaz Naturel- Skikda
GNL	Gaz Naturel Liquéfié
GPL	Gaz de Pétrole liquéfié
HAZID	Hazard Identification
HAZOP	Hazard and Operability Study
HWI	Hazardous Waste Index
IFAL	Instantaneous Fractional Annual Loss Index
ISI	Inherent Safety Index
ISO	International Organization for Standardization
LIE	Limite Inférieure d'Explosivité
LII	Limite Inférieure d'Inflammabilité
LOPA	Layer Of Protection Analysis
LSE	Limite Supérieure d'Explosivité
LSI	Limite Supérieure d'Inflammabilité
MADS	Méthodologie d'Analyse de Dysfonctionnement des Systèmes
MCHE	Main Cryogenic Heat Exchanger (Echangeur Cryogénique Principal)
MEA	Monoéthanolamine

MIC	Méthyl Iso cyanate
MOSAR	Méthode Organisée et Systémique d'Analyse des Risques
MR	Mixed Refrigerant (Réfrigérant Mixte)
NFPA	National Fire Protection Association
NORSOK	Norvège Standard
Noy	Noyau
OHSAS	Standard Occupational Health and Safety Assessment Series
OSHA	Occupational Safety & Health Administration
PAI	Point d'Auto-Inflammation
PE	Point Eclair
PEHD	Polyéthylène Haute Densité
PHAST	Process Hazard Analysis SofTware
PI	Point d'Inflammation
PLU	Plan Local d'Urbanisme
POI	Plan d'Organisation Interne
PPI	Plan Particulier d'Intervention
QRA	Quantitative Risk Assessment
RA1K	Complexe de raffinage –Skikda
RTE	Terminal Arrivée Région Transport Est –Skikda
SADT	Structured Analysis and Design Technique
SAM	Standard Additif Model (Modèle Additif Standard)
SHI	Substance Hazard Index
Sup	Support
SWeHI	Safety Weighted Hazard Index
TDI	Toxic Damage Index
TNT	Trinitrotoluène (Produit chimique explosif)
UVCE	Unconfined Vapour Cloud Explosion
VCE	Vapour Cloud Explosion

Liste des figures

CHAPITRE I : Les risques Incendie/Explosion dans les sites industriels

Figure.I.1.	Triangle du feu	09
Figure.I.2.	Limite inférieure et supérieure d'inflammabilité	09
Figure.I.3.	Modes de propagation du feu	12
Figure.I.4.	La relation entre l'incendie et l'explosion	13
Figure.I.5.	L'hexagone d'explosion	13
Figure.I.6.	Effet de l'incendie et l'explosion	15
Figure.I.7.	Principe de BLEVE	16
Figure.I.8.	Principe de l'UVCE	17
Figure.I.9.	Principe du BoilOver	18
Figure.I.10.	Explosion de poussière	18
Figure.I.11.	Explosion des produits explosifs	19
Figure.I.12.	Gestion et prévention des risques incendie/explosion dans les sites industriels	22

CHAPITRE II : Méthodes d'analyse des risques dans les sites industriels

Figure.II.1.	Combinaison de l'analyse fonctionnelle et l'analyse dysfonctionnelle	34
Figure.II.2.	Principe de la méthode HAZOP	36
Figure.II.3.	Principe de l'analyse par un arbre de défaillance (ADD)	38
Figure.II.4.	Principe de la méthode du Nœud Papillon	39
Figure.II.5.	Vision globale de la méthodologie MOSAR	40
Figure.II.6.	Modèle MADS	40
Figure.II.7.	Principe d'établissement du diagramme FAST	41
Figure.II.8.	Principe de la méthode SADT	42
Figure.II.9.	Synoptique de la méthode ARAMIS	43
Figure.II.10.	Etapes de l'analyse QRA	44
Figure.II.11.	Procédure de l'analyse HAZID	51
Figure.II.12.	La matrice des risques	53
Figure.II.13.	Procédure de DOW F&EI	54

CHAPITRE III : Identification, Quantification et Modélisation des accidents Incendie/ Explosion Dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

Figure.III.1.	Localisation de la zone industrielle pétrochimique de Skikda	61
Figure.III.2.	Disposition de l'usine GL1K Skikda	62
Figure.III.3.	Procédé de GNL	62
Figure.III.4.	Intensité de radiation de Fireball pour l'unité de liquéfaction	68
Figure.III.5.	Enveloppe de Flash Fire pour l'unité de liquéfaction	69
Figure.III.6.	Suppression de la première explosion en fonction de la distance pour l'unité de liquéfaction	70
Figure.III.7.	Radiations de suppression de la première explosion pour l'unité de liquéfaction	70
Figure.III.8.	Explosion tardive en fonction de la distance pour l'unité de liquéfaction	71
Figure.III.9.	Effets des radiations de l'explosion tardive pour l'unité de liquéfaction	71
Figure.III.10.	Unité de fractionnement	72
Figure.III.11.	Dispersion atmosphérique de Déméthaniseur	83
Figure.III.12.	Radiation de Fireball en fonction de la distance pour le Déméthaniseur	84

Figure.III.13.	Intensité de radiation de Fireball (boule de feu) pour le Démethaniseur	84
Figure.III.14.	Zones de dangers lors d'un accident de Fireball (boule de feu) pour le Démethaniseur	85
Figure.III.15.	Concentration de la vapeur d'éthane rejeté par le Déethaniseur dans l'atmosphère en fonction de la distance	86
Figure.III.16.	Concentration de la vapeur d'éthane rejeté par le Déethaniseur dans l'atmosphère en fonction du temps	86
Figure.III.17.	Nuage de vapeur de l'éthane	87
Figure.III.18.	Radiations de la boule du feu en fonction de la distance pour le Déethaniseur	87
Figure.III.19.	Intensité des radiations de Fireball pour le Déethaniseur	88
Figure.III.20.	Enveloppe de Flash Fire pour le Déethaniseur	89
Figure.III.21.	Radiations de surpression d'une explosion VCE au niveau de Déethaniseur	89
Figure.III.22.	Dispersion atmosphérique de propane à une concentration de 100 ppm pour le Dépropaniseur	90
Figure.III.23.	Intensité des radiations de Fireball pour le Dépropaniseur	91
Figure.III.24.	Enveloppe de Flash fire pour le Dépropaniseur	92
Figure.III.25.	Surpression de l'explosion VCE pour le Dépropaniseur	92
Figure.III.26.	Dispersion atmosphérique de Butane	93
Figure.III.27.	Enveloppe de Flash fire pour le Débutaniseur	94
Figure.III.28.	Vaporisation de Pool Fire (feu de nappe) en fonction du temps pour le Débutaniseur	94
Figure.III.29.	Intensité des radiations de Pool Fire pour le Débutaniseur	95
Figure.III.30.	Surpression de l'explosion VCE en fonction de distance pour le Débutaniseur	96
Figure.III.31.	Dispersion atmosphérique de Pentane	97
Figure.III.32.	Enveloppe de Flash Fire pour le Déisopentaniseur	97
Figure.III.33.	Vaporisation de pool fire (feu de nappe) en fonction du temps pour le Déisopentaniseur	98
Figure.III.34.	Intensité des radiations de Pool Fire (feu de nappe) pour le Déisopentaniseur	99
Figure.III.35.	Surpression de l'explosion VCE de Déisopentaniseur en fonction de distance pour le Déisopentaniseur	100
Figure.III.36.	Dispersion atmosphérique au niveau du bac de stockage de GNL	118
Figure.III.37.	Enveloppe de Flash fire au niveau de stockage de GNL	119
Figure.III.38.	Surpression de l'explosion du bac de stockage de GNL	120
Figure.III.39.	Dispersion atmosphérique de propane	121
Figure.III.40.	Intensité des radiations d'un pool fire au niveau du bac de stockage de propane	121
Figure.III.41.	Enveloppe de flash fire au niveau de stockage de propane	122
Figure.III.42.	Surpression de l'explosion du bac de stockage de propane	122
Figure.III.43.	Dispersion atmosphérique au niveau de stockage de Butane	123
Figure.III.44.	Intensité des radiations d'un pool fire au niveau de stockage de Butane	124
Figure.III.45.	Enveloppe de flash fire au niveau de stockage de Butane	125
Figure.III.46.	Surpression de l'explosion du bac de stockage de Butane	125
Figure.III.47.	Dispersion atmosphérique du Gazoline	126
Figure.III.48.	Intensité des radiations d'un Pool Fire au niveau de stockage de Gazoline	127
Figure.III.49.	Surpression d'explosion de la sphère de stockage de Gazoline à une pression de 0,02068 bar	128
Figure.III.50.	Dispersion atmosphérique au niveau de bac de pétrole brut	136
Figure.III.51.	Intensité des radiations de Pool Fire au niveau de bac de stockage de pétrole brut	137
Figure.III.52.	Enveloppe de flash fire au niveau de bac de stockage de pétrole brut	137
Figure.III.53.	Radiations d'une explosion de BoilOver au niveau du bac de stockage de pétrole brut	138

Figure.III.54.	Dispersion atmosphérique de condensat	139
Figure.III.55.	Enveloppe du Flash fire au niveau de bac de stockage de condensat	140
Figure.III.56.	Radiations de BoilOver au niveau du bac de stockage de condensat	141

CHAPITRE.IV : Application de la logique floue dans l'analyse des risques Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

Figure.IV.1.	Propriétés d'un ensemble flou	145
Figure.IV.2.	Architecture de base de la logique floue	146
Figure.IV.3.	Fonction d'appartenance pour la probabilité d'occurrence	150
Figure.IV.4.	Fonction d'appartenance pour la gravité	151
Figure.IV.5.	Fonction d'appartenance pour le niveau de risque	151
Figure.IV.6.	Les règles floues pour l'analyse HAZID	152
Figure.IV.7.	Fonction d'appartenance de F&EI	160
Figure.IV.8.	Fonction d'appartenance de niveau de risque	160
Figure.IV.9.	Les règles floues pour l'analyse DOW's F&EI	161

Liste des tableaux

CHAPITRE I : Les risques d'incendie et d'explosion dans les sites industriels

Tableau.I.1.	Classes de feu	11
--------------	----------------	----

CHAPITRE II : Méthodes d'analyse des risques dans les sites industriels

Tableau.II.1.	Les accidents d'incendie et d'explosion dans le monde	26
Tableau.II.2.	Les accidents d'incendie et d'explosion dans la Wilaya de Skikda	31
Tableau.II.3.	Méthodologie de production des déviations	37
Tableau.II.4.	Classification des méthodes et indices d'analyse des risques	48
Tableau.II.5.	Les mots guides utilisés dans l'analyse des risques incendie/explosion des complexes GL1K et RTE	51
Tableau.II.6.	Catégories de probabilité	52
Tableau.II.7.	Catégories de gravité	52
Tableau.II.8.	Classification des risques selon DOW F&EI	55

CHAPITRE III : Identification, Quantification et Modélisation des accidents Incendie/ Explosion Dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

Tableau.III.1.	Feuille de travail HAZID pour l'unité de liquéfaction	64
Tableau.III.2.	Les mesures de prévention et les précautions proposées pour l'unité de liquéfaction	65
Tableau.III.3.	Feuille de travail DOW F&EI pour l'unité de liquéfaction	66
Tableau.III.4.	Résumé de l'analyse de risque Incendie /Explosion de l'unité de liquéfaction par DOW F&EI	67
Tableau.III.5.	Feuille de travail de HAZID pour le Démethaniseur	73
Tableau.III.6.	Feuille de travail de HAZID pour le Déethaniseur	74
Tableau.III.7.	Feuille de travail de HAZID pour le Dépropaniseur	75
Tableau.III.8.	Feuille de travail de HAZID pour le Débutaniseur	76
Tableau.III.9.	Feuille de travail de HAZID pour le Déisopentaniseur	77
Tableau.III.10.	Scénarios des risques de l'unité de fractionnement	79
Tableau.III.11.	Mesures de prévention pour l'unité de fractionnement	80
Tableau.III.12.	Feuille de travail DOW F&EI pour l'unité de fractionnement	81
Tableau.III.13.	Résumé de l'analyse des risques Incendie/Explosion de l'unité de fractionnement par DOW F&EI	82
Tableau.III.14.	LII et LSI en fonction des conditions atmosphériques (Dépropaniseur)	91
Tableau.III.15.	La distance exposée par les radiations de la boule de feu pour les différentes catégories atmosphériques (Dépropaniseur)	91
Tableau.III.16.	Influence des facteurs météorologiques sur la dispersion de nuage de butane	93
Tableau.III.17.	Influence des conditions atmosphériques sur le feu de nappe pour le Débutaniseur en fonction de l'intensité des radiations	95
Tableau.III.18.	La dispersion atmosphérique du pentane en fonction des conditions météorologiques (Déisopentaniseur)	97
Tableau.III.19.	Intensité des radiations thermiques de feu de nappe en fonction des facteurs atmosphériques (Déisopentaniseur)	99
Tableau.III.20.	Feuille de travail de HAZID pour le stockage de GNL	101
Tableau.III.21.	Mesures de prévention pour le stockage de GNL	103

Tableau.III.22.	Feuille de travail de HAZID pour le stockage de Propane	105
Tableau.III.23.	Mesures de prévention pour le stockage de Propane	107
Tableau.III.24.	Feuille de travail de HAZID pour le stockage de Butane	109
Tableau.III.25.	Mesures de prévention pour le stockage de Butane	111
Tableau.III.26.	Feuille de travail de HAZID pour le stockage de Gazoline	113
Tableau.III.27.	Mesures de prévention pour le stockage de Gazoline	114
Tableau.III.28.	Scénarios des risques de l'unité de stockage	115
Tableau.III.29.	Feuille de travail Dow F&EI pour l'unité de stockage du complexe GL1K	116
Tableau.III.30.	Résumé de l'analyse des risques de l'unité de stockage du complexe GL1K	117
Tableau.III.31.	La dispersion atmosphérique au niveau de bac de stockage de GNL en fonction des classes atmosphériques	118
Tableau.III.32.	Diamètre et distance de Pool Fire (feu de nappe) en fonction des catégories atmosphériques pour le stockage de GNL	119
Tableau.III.33.	La dispersion atmosphérique en fonction des facteurs atmosphériques au niveau du bac de stockage de propane	121
Tableau.III.34.	Caractéristiques de pool fire au niveau du bac de stockage de propane en fonction des catégories atmosphériques	122
Tableau.III.35.	La dispersion atmosphérique du butane en fonction des facteurs atmosphériques	124
Tableau.III.36.	Caractéristiques du Pool Fire au niveau du bac de stockage de Butane	124
Tableau.III.37.	Caractéristiques du Pool fire au niveau du bac de stockage de Gazoline	127
Tableau.III.38.	Enveloppe du flash fire au niveau du bac de stockage de Gazoline	127
Tableau.III.39.	Feuille de travail de HAZID pour le stockage de pétrole brut et condensat au niveau du complexe RTE	130
Tableau.III.40.	Les mesures préventives pour le stockage de pétrole brut et de condensat au niveau du complexe RTE	132
Tableau.III.41.	Feuille de travail DOW F&EI pour le stockage de pétrole brut et de condensat au niveau du complexe RTE	134
Tableau.III.42.	Résumé de l'analyse des risques de stockage de pétrole brut et de condensat	135
Tableau.III.43.	La dispersion atmosphérique au niveau du bac de stockage de pétrole brut	136
Tableau.III.44.	Caractéristiques du Pool fire au niveau du bac de stockage de pétrole brut	137
Tableau.III.45.	Enveloppe du flash fire au niveau du bac de stockage de pétrole en fonction des classes atmosphériques	138
Tableau.III.46.	La distance exposée par le Boil Over en fonction des classes atmosphériques au niveau du bac de stockage de pétrole brut	139
Tableau.III.47.	La dispersion atmosphérique du condensat en fonction des facteurs atmosphériques	140
Tableau.III.48.	Enveloppe du flash fire en fonction de l'atmosphère pour le stockage de condensat	140

CHAPITRE.IV : Application de la logique floue dans l'analyse des risques Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

Tableau.IV.1.	Fonctions d'appartenance des ensembles flous	146
Tableau.IV.2.	Probabilité Floue	150
Tableau.IV.3.	Gravité Floue	150
Tableau.IV.4.	Niveaux de risque flou	150
Tableau.IV.5.	Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour l'unité de liquéfaction	153
Tableau.IV.6.	Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le Déméthanisier	153

Tableau.IV.7.	Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le Déethaniseur	154
Tableau.IV.8.	Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le Dépropaniseur	154
Tableau.IV.9.	Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le Débutaniseur	155
Tableau.IV.10.	Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le Désopentaniseur	155
Tableau.IV.11.	Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le stockage de GNL	156
Tableau.IV.12.	Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le stockage de Propane	156
Tableau.IV.13.	Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le stockage de Butane	157
Tableau.IV.14.	Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le stockage de Gazoline	157
Tableau.IV.15.	Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour les bacs de stockage de Pétrole brut et de Condensat (RTE)	158
Tableau.IV.16.	Tableau comparatif entre le niveau de risque conventionnel et le niveau de risque flou de la méthode DOW's F&EI appliquée sur le complexe pétrochimique GL1K-Skikda	161
Tableau.IV.17.	Tableau comparative entre le niveau de risque conventionnel et le niveau de risque flou de la méthode DOW's F&EI appliquée sur le complexe pétrochimique RTE-Skikda	163

Table des matières

Remerciements	i
ملخص	ii
Abstract	iii
Résumé	iv
Liste des abréviations	v
Liste des figures	vii
Liste des tableaux	x
Table des matières	xiii
Introduction générale	01
CHAPITRE I : Les risques Incendie/Explosion dans les sites industriels	
Introduction	03
I.1. Concepts généraux sur les risques majeurs et technologiques	03
I.1.1. Notion de Risque	03
I.1.2. Notion de Danger	03
I.1.3. Notion de Dommage	03
I.1.4. Notion d'accident	03
I.1.5. Notion de gravité	04
I.1.6. Notion de probabilité d'occurrence	04
I.1.7. Notion de sûreté	04
I.1.8. Notion de sécurité	04
I.1.9. Notion de prévention	04
I.1.10. Risque Majeur	04
I.1.11. Risque Industriel Majeur	04
I.1.12. Principales causes des risques Industriels	05
I.1.13. Typologies des risques industriels	05
I.1.14. Réduction et prévention du risque industriel	05
I.1.15. Réglementation et législation	06
I.1.15.1. Réglementation et législation Algérienne	06
I.1.15.2. Réglementation et législation Européenne	06
I.1.15.3. Normes internationales	07
I.2. Risques d'Incendie/Explosion dans les sites industriels	07
I.2.1. Combustion et Incendie	07
I.2.2. Types de combustion	08
I.2.3. Triangle du feu	08
I.2.4. Etats du combustible	09
I.2.5. Classes de feu	11
I.2.6. Mode de propagation du feu	11
I.2.7. Incendie et Explosion	12
I.2.8. Hexagone d'explosion	13
I.2.9. Régimes d'explosion	14
I.2.10. L'incendie et l'explosion dans les sites industriels	15
I.2.11. Typologies des incendies et explosions	15
I.2.12. Causes et origines des risques incendies/ explosions	19

I.2.13. Gestion et prévention des risques incendie/explosion dans les sites industriels	20
I.2.13.1. Identification	20
I.2.13.2. Analyse, évaluation et contrôle	20
I.2.14. Communication de contrôle des risques d'incendie/explosion avec les plans de prévention	21
Conclusion	23
Références Bibliographiques	24
CHAPITRE II : Méthodes d'analyse des risques dans les sites industriels	
Introduction	26
II.1. Historique sur les accidents industriels d'incendie et d'explosion et retour d'expérience	26
II.1.1. Les accidents Incendie/Explosion dans le monde	26
II.1.2. Les accidents d'incendie et d'explosion dans la Wilaya de Skikda	31
II.2. L'analyse des risques industriels	33
II.2.1. Analyse fonctionnelle	33
II.2.2. Analyse dysfonctionnelle	33
II.3. Classification des méthodes d'analyse des risques industriels	34
II.3.1. Démarche déductive	34
II.3.2. Démarche inductive	34
II.3.3. Approche déterministe	34
II.3.4. Approche probabiliste	35
II.3.5. Méthodes qualitatives	35
II.3.6. Méthodes quantitatives	35
II.4. Etat de l'art sur les approches d'analyse des risques industriels	35
II.5. Propriétés des méthodes d'analyse des risques	45
II.5.1. Avantages des méthodes d'analyse des risques	45
II.5.2. Limites des méthodes d'analyse des risques	45
II.6. Indices d'évaluation des risques	46
II.6.1. DOW Chemical Exposure Index (DOW CEI)	46
II.6.2. DOW Fire and Explosion Index (DOW F&EI)	46
II.6.3. Mond Fire, Explosion and Toxicity Index	46
II.6.4. Safety Weighted Hazard Index (SWeHI)	46
II.6.5. Instantaneous Fractional Annual Loss Index (IFAL)	46
II.6.6. Fire and Explosion Damage Index (FEDI)	47
II.6.7. Toxic Damage Index (TDI)	47
II.6.8. Hazardous Waste Index (HWI)	47
II.6.9. Inherent Safety Index (ISI)	47
II.6.10. Substance Hazard Index (SHI)	47
II.7. Avantages et limite d'utilisation des indices	48
II.8. Critères de choix des méthodes et indices d'évaluation des risques	49
II.8.1. La méthode d'identification HAZID	50
II.8.1.1. Principe de la méthode HAZID	50
II.8.2. DOW's F&EI	53
II.8.2.1. Principe de DOW's F&EI	54
Conclusion	56
Références Bibliographiques	57

CHAPITRE III : Identification, Quantification et Modélisation des accidents Incendie/ Explosion Dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

Introduction	60
III.1. Présentation de la zone industrielle pétrochimique de SKIKDA	60
III.2. Complexe pétrochimique GL1K	61
III.2.1. Unité de liquéfaction	63
III.2.1.1. Analyse de l'unité de liquéfaction par la méthode HAZID	63
III.2.1.2. Prédiction et quantification des risques Incendie/ Explosion de l'unité de liquéfaction par DOW's F&EI	66
III.2.1.3. Modélisation des accidents Incendie/Explosion de l'unité de liquéfaction par PHAST	67
III.2.2. L'unité de fractionnement	71
III.2.2.1. Analyse de l'unité de fractionnement par la méthode HAZID	73
III.2.2.2. Prédiction et quantification des risques Incendie/Explosion de l'unité de fractionnement par DOW's F&EI	80
III.2.2.3. Modélisation des accidents Incendie/Explosion de l'unité de fractionnement par PHAST	82
III.2.3. L'unité de stockage	100
III.2.3.1. Analyse de l'unité de stockage par la méthode HAZID	100
III.2.3.2. Prédiction et quantification des risques Incendie/Explosion de l'unité de stockage par DOW's F&EI	115
III.2.3.3. Modélisation des accidents Incendie /Explosion de l'unité de stockage par PHAST	118
III.3. Complexe RTE	129
III.3.1. Analyse des bacs de stockage de pétrole brut et de condensat par la méthode HAZID	130
III.3.2. Prédiction et quantification des risques Incendie/ Explosion des bacs de stockage de pétrole brut et de condensat du complexe RTE par DOW's F&EI	133
III.3.3. Modélisation des accidents Incendie/ Explosion des bacs de stockage du complexe RTE par PHAST	135
III.3.3.1. Bac de stockage de pétrole brut	135
III.3.3.2. Bac de stockage de condensat	139
Conclusion	142
Références Bibliographiques	143

CHAPITRE.IV : Application de la logique floue dans l'analyse des risques Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

Introduction	144
IV. 1. Théorie des ensembles flous	145
IV.1.1. Propriétés des ensembles flous	146
IV.2. Architecture d'un système flou	146
IV.2.1. Fuzzification	146
IV.2.1.1. Fonctions d'appartenance des ensembles flous	146
IV.2.2. Inférence floue (Fuzzy Inference)	147
IV.2.2.1. Opérations sur les ensembles flous	147
IV.2.2.2. Types des inférences floues	148
IV.2.3. Défuzzification	148
IV.3. La logique floue et l'analyse des risques incendie/ explosion dans les sites industriels	149

IV.4. Application de la logique floue dans l'analyse HAZID	149
IV.4.1. Cas du complexe pétrochimique GL1K	152
IV.4.1.1. Unité de liquéfaction	153
IV.4.1.2. Unité de fractionnement	153
IV.4.1.3. Unité de stockage	156
IV.4.2. Cas du complexe RTE	158
IV.4.2.1. Stockage de Pétrole brut et Condensat	158
IV.5. Application de la logique floue à l'analyse DOW's F&EI	160
IV.5.1. Cas du complexe pétrochimique GL1K	161
IV.5.2. Cas du complexe RTE	163
Conclusion	163
Références Bibliographiques	164
Conclusion Générale	166
Perspectives	167



INTRODUCTION GENERALE



Introduction Générale

La sécurité et l'environnement constituent deux aspects focalisant de plus en plus d'attention dans le monde industriel d'aujourd'hui. Outre la protection de l'homme, de l'environnement et des installations, cet intérêt est également motivé par le souci économique d'une part et par la nécessité de maîtriser les risques technologiques et des procédés de plus en plus complexe.

Les risques d'incendie et d'explosion sont considérés comme les risques les plus dangereux dans les sites industriels, car ils peuvent impliquer des accidents majeurs. C'est notamment le cas dans les complexes de traitement des produits pétroliers. Les accidents résultant des incendies ou des explosions peuvent en effet engendrer des conséquences graves non seulement pour l'homme mais également pour l'environnement et pour les installations du site lui-même.

Le monde industriel Algérien a connu plusieurs accidents majeurs d'incendie et d'explosion. Parmi les exemples d'accidents majeurs induits par ces phénomènes dangereux. Il y'a eu la catastrophe du 19 Janvier 2004 au niveau du complexe de liquéfaction de gaz naturel (GL1K) situé au niveau de la zone pétrochimique à proximité du chef lieu de la wilaya de Skikda. Cet accident a causé la mort de 27 personnes et plus de 74 blessés avec la destruction totale de trois (03) unités et des pertes financières très importantes. Le 04 Octobre 2005, l'incendie de deux bacs de stockage de pétrole brut au niveau du Terminal arrivée (RTE) au niveau de la même zone a causé la mort de deux personnes et 6 blessés outre les dommages matériels et une perte financière importante. Plus récemment, l'incendie du 1^{er} Juillet 2019 à GL1Z à Arzew (Oran), a causé blessures à plusieurs personnes et des dégâts matériels importants.

Ces accidents donnent une image illustrative sur les degrés de gravité des accidents d'incendie et d'explosion dans les sites industriels, mais également l'importance que revêt la bonne prise en charge des risques qui peuvent les initier. Et avec les systèmes industriels de plus en plus complexes, le besoin devient encore plus pressant de développer de nouvelles approches d'analyse et de préventions des risques incendie et explosion considérant tous les aspects matériels et humains impliquant les risques et permettant également des conceptions de systèmes industriels plus sûrs et plus économiques. Plusieurs approches (APR, HAZID, HAZOP, ADD, Nœud Papillon,...etc) et indices (DOW F&EI, DOW CEI, Mond Fire, Explosion and Toxicity Index, SWeHI,...etc) ont été développés dans l'objectif d'analyser, évaluer et prévenir les risques d'incendie et d'explosion dans les sites industriels. L'exploitation de ces méthodes permet en outre de consolider la défense, d'optimiser et d'organiser les mesures de prévention mais également de mieux orienter les études de management des risques.

Introduction Générale

L'objectif de cette thèse s'inscrit dans le contexte que nous venons de décrire. Il s'agit de mettre en place une stratégie globale visant l'analyse et la prévention des risques d'incendie et d'explosion dans les sites industriels. Nous nous focaliserons sur le cas des complexes de la zone pétrochimique de Skikda (GL1K et RTE).

Notre travail sera basé sur la combinaison de plusieurs outils (méthodes et logiciels) pour la mise en place d'une approche globale et complète d'analyse et d'évaluation des risques d'incendie et d'explosion en prenant pour sites cibles les deux complexes cités précédemment. Nous commencerons par l'exploitation de la méthode HAZID pour identifier les sources, les causes et les conséquences des dangers dans les différents composants des unités étudiées. Par la suite, l'exploitation de l'indice DOW F&EI permettra la prédiction, l'estimation et la quantification des dommages des accidents considérés. Pour illustrer la sévérité des risques d'incendie et d'explosion dans les complexes pétrochimiques GL1K et RTE, le logiciel PHAST nous permettra de modéliser et simuler les scénarios des accidents d'incendie et d'explosion au niveau des complexes considérés, ce qui donnera une indication sur la gravité des dangers et ainsi l'optimisation de l'évaluation et la prévention des risques considérés. Notre travail est complété par l'intégration d'une analyse des résultats de l'estimation et de la classification des risques Incendie/Explosion par la logique floue qui donnera une classification des niveaux de risques plus précise.

Notre manuscrit de thèse est organisé en quatre chapitres :

Dans le premier chapitre, nous présentons les différents concepts associés aux risques industriels majeurs et principalement les risques d'incendie et d'explosion dans les sites industriels.

Dans le deuxième chapitre, nous passons en revue les différents accidents d'incendie et d'explosion en industrie dans le monde et en particulier dans la wilaya de Skikda. Par la suite nous abordons les principales méthodes et techniques utilisés en matière d'analyse des risques industriels. Nous terminons par une présentation plus détaillée de la méthode HAZID et de l'indice DOW F&EI que nous exploitons par la suite

Le troisième chapitre est réservé à l'application de la méthodologie arrêtée dans la partie précédente. Nous procédons à l'analyse, l'évaluation et la modélisation des risques d'incendie et d'explosion du complexe de liquéfaction de gaz naturel GL1K et du terminal arrivée RTE à la wilaya de Skikda.

Dans le dernier chapitre, nous abordons une démarche de résolution des problèmes d'imprécision et d'incertitude lors de l'estimation du risque basée sur la logique floue, que nous appliquerons en complément de l'analyse classique par HAZID et DOW F&EI pour clarifier et éliminer les imprécisions et incertitudes dans l'estimation et la classification des risques

Notre thèse s'achève par une conclusion générale dans laquelle nous repositionnerons l'ensemble de notre travail en regard des objectifs initiaux de l'étude. Nous aborderons également une discussion sur les perspectives de travail qui découlent de cette thèse.



CHAPITRE I

**Les risques Incendie/Explosion
dans les sites industriels**



Introduction

Outre les catastrophes naturelles, le risque est également associé à toutes les situations de menace globale résultant d'activités humaines dans le cadre des risques technologiques. Les risques industriels font partie de cette dernière catégorie, et leur croissance a accompagné et continue d'accompagner le développement industriel mondial en induisant plusieurs catégories de risques, notamment les risques incendie et explosion. Ainsi, la sécurité des installations est devenue un des enjeux cruciaux dans le domaine industriel. Cette considération repose essentiellement sur le concept de l'analyse des risques [1].

L'évaluation de la sécurité est un exercice crucial qui ne peut être fait sans l'apprentissage des mécanismes de matérialisation des risques car la compréhension du risque permet de consolider la sécurité et d'optimiser, d'organiser et de mieux orienter les études d'analyse et de management des risques.

Dans ce premier chapitre nous abordons les différents concepts associés aux risques technologiques en insistant sur la catégorie des risques industriels. Nous présentons par la suite de manière brève les réglementations étrangères et nationales portant sur les risques industriels. Par la suite nous étudions les risques Incendie/ Explosion dans les sites industriels en détaillant leurs causes et origines. Nous présenterons aussi les mécanismes et les types d'accidents liés à ces risques.

I.1. Concepts généraux sur les risques majeurs et technologiques

I.1.1. Notion de Risque

Selon la norme (BSI OHSAS 18001, 2005) [1] le risque est un concept quantitatif à deux dimensions :

- La probabilité d'occurrence ou fréquence de l'événement non souhaité.
- La gravité de cet événement non souhaité.

$$\text{Risque} = \text{Probabilité d'occurrence} \times \text{Gravité} [2,3, 4, 5]$$

I.1.2. Notion de Danger

Le danger est une propriété intrinsèque à une situation, condition ou pratique qui comporte en elle-même un potentiel à causer des dommages aux personnes, aux biens ou à l'environnement [6].

I.1.3. Notion de Dommage

La notion de dommage caractérise les préjugés matériels, moraux ou environnementaux, directs ou indirects, immédiats ou différés, involontaires ou délibérés.

I.1.4. Notion d'accident

L'accident est défini comme un événement imprévu et soudain, ayant entraîné des dégâts corporels et matériels. Les dégâts provoqués peuvent être plus ou moins importants, à caractère temporaire ou permanent [7].

I.1.5. Notion de gravité

Mesure de l'intensité des conséquences de la défaillance (ou de l'accident), lorsqu'elle se produit. La gravité peut aussi être utilisée en phase de prévision : c'est alors une évaluation de l'impact probable du danger [8].

I.1.6. Notion de probabilité d'occurrence

La fréquence d'un événement est une mesure du nombre moyen d'itérations ou des fréquences prévu dans un laps de temps donné dans des conditions connues. Cette fréquence est estimée sur une période de temps spécifique (année, jour, heure, etc.)[1]

I.1.7. Notion de sûreté

Selon la norme CEI 61069 (CEI 61069, 1996) dédiée aux processus industriels, la sûreté est : «l'assurance fournie par le système de sa capacité à refuser toute entrée incorrecte ou tout accès non autorisé et à pouvoir éventuellement en informer »[9].

I.1.8. Notion de sécurité

Selon la norme (CEI 50(191), 1990), la sécurité est l'aptitude d'une entité à éviter, dans des conditions données, des événements critiques ou catastrophiques. Donc on peut dire que la sécurité est l'absence de danger ou des conditions susceptibles de provoquer ou de créer un risque inacceptable [10].

I.1.9. Notion de prévention

La prévention comprend toutes les mesures prises pour prévenir l'émergence, ou l'aggravation des risques, des dangers, des accidents, des maladies ou plus généralement, toute situation (sanitaire, sociale, environnementale, économique,...) nuisible à une épidémie, un conflit, une catastrophe, une crise.

I.1.10. Risque Majeur

Un risque majeur est un événement incertain dont les effets négatifs sont importants et dont la réalisation est souvent, mais pas toujours, faiblement probable.

Le risque majeur appartient au domaine du risque collectif ou social, et l'accident par lequel il se réalise impliquant en général non seulement des dommages importants, mais aussi des impacts considérables sur la population.

Le risque majeur peut être classé en trois catégories :

- **Risques naturels** : inondation, cyclone, éruption volcanique, glissement de terrain, séisme, tempête, tornade, ... etc.
- **Risques technologiques**: incendie, explosion, dégagement toxique, accident de centrale nucléaire, accident de transport de matières dangereuses, ...etc.
- **Risques sanitaires et alimentaires**

I.1.11. Risque Industriel Majeur

Un risque industriel majeur est défini comme un événement accidentel pouvant se produire sur un site industriel mettant enjeu des produits et/ou des procédés dangereux et pouvant entraîner des conséquences immédiates graves pour les personnes, les biens et l'environnement.

I.1.12. Principales causes des risques Industriels

On distingue deux grandes causes se trouvant à l'origine des principaux risques industriels. Ces causes étant, ici, des industries spécifiques :

- **L'industrie chimique** : qui utilise les produits chimiques basiques, les produits destinés à l'agroalimentaire (surtout les engrais), les produits pharmaceutiques et de consommation courante (tels que l'eau de javel).
- **L'industrie pétrochimique et gazeuse** : qui utilise les produits dérivés du pétrole (essence, goudron, gaz de pétrole liquéfié...) et de gaz (liquéfaction du gaz, compression du gaz,...).

Les sources de dangers ne se situent pas uniquement dans les industries chimiques et pétrolières mais concernent aussi d'autres types d'industries : par exemple, dans certaines conditions, « les silos de stockage de céréales peuvent présenter un risque d'explosion par inflammation des poussières dans l'air du silo ».

La production, le stockage et l'utilisation d'une quantité toujours croissante de produits dangereux entraînent dans une l'une de ces industries une augmentation considérable des risques d'accident majeur[11].

I.1.13. Typologies des risques industriels

Les accidents industriels majeurs sont associés aux origines des phénomènes dangereux suivants:

- **Thermique**: sous forme des rayonnements thermiques, explosion et combustion d'un produit inflammable [4].
- **Mécanique**: résultant d'un souffle issu suite à une onde de choc (déflagration ou détonation), provoquée par une explosion, ainsi l'éjection de fragments [12].
- **Chimique**: dû de la libération des matières toxiques dans l'air, l'eau ou le sol.

I.1.14. Réduction et prévention du risque industriel

La réduction des risques englobe l'ensemble des mesures et des actions prises pour réduire la gravité des effets et conséquences (protection), la probabilité d'occurrence (prévention) ou les deux en même temps. Cela peut réduire les temps d'exposition et améliorer les chances d'éviter les situations dangereuses.

La politique de maîtrise des risques industriels majeurs se base sur quatre axes, sont [11,12]:

- **Réduction du risque à la source** : Suite aux études de dangers et impacts et aux améliorations apportées aux installations industrielles.
- **Organisation des secours** : En prévoyant les moyens d'intervention (POI (Plan d'Organisation Interne) et PPI (Plan Particulier d'Intervention))
- **Maîtrise de l'urbanisation** : En évitant de densifier les populations à proximité des installations (avec les PLU, les servitudes d'utilité publique)
- **Information des populations** : Les citoyens ont droit à l'information sur les risques majeurs auxquels ils sont soumis sur leur lieu de travail et dans leur lieu de résidence par la reconnaissance du signal national d'alerte et des consignes réalisé par la sécurité et la protection civile pour connaître les risques majeurs qui peuvent se réaliser.

I.1.15. Réglementation et législation

I.1.15.1. Réglementation et législation Algérienne

La réglementation algérienne en matière de sécurité industrielle, environnement et maîtrise des risques se rapproche d'une façon significative de la réglementation internationale, notamment européenne.

Dans ce qui suit, on cite la réglementation algérienne appliquée aux risques industriels majeurs :

- **Ordonnance N° 76-4** du 20 février 1976, relative aux règles applicables en matière de sécurité contre les risques d'incendie et de protection civile.
- **Décret N° 76-35** du 20 février 1976, portant règlement de sécurité contre les risques d'incendie et de panique dans les immeubles de grande hauteur.
- **Décret N° 85-231** du 25 août 1985, fixant les conditions et modalités d'organisation des interventions et secours en cas de catastrophe.
- **Décret N° 85-232** du 25 août 1985, relatif à la prévention des risques de catastrophe.
- **Arrêté ministériel** du 12 juin 1999, portant création d'une commission permanente spécialisée des risques majeurs du conseil national de l'information géographique.
- **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.

I.1.15.2. Réglementation et législation Européenne

L'industrie étant devenue de plus en plus complexe, de nombreux pays ont modifié et ont développé leurs systèmes et méthodes et ont adopté une législation sur le lieu de travail

- Comité européen de normalisation électrotechnique (CENELEC) du 1960 qui a émis les standards EN 50014-50020, normes indispensables ayant trait au matériel électrique pour atmosphères explosibles ; elles furent publiées en 1972.
- Directive 82/501/CEE du 24 juin 1982 dite directive Seveso I, c'est la première version de la directive Seveso, elle a été modifiée en 1986 et 1987 [6, 8]. Cette version a été révoquée par la directive Seveso II de 1996.

Cette directive a été révisée à plusieurs reprises, à la suite de certains accidents industriels survenus après 1982, avant la parution de la directive Seveso II :

- Directive 87/216/CEE du 19 mars 1987
- Directive 88/610/CEE du 24 novembre 1988
- Directive 91/692/CEE du 23 décembre 1991
- Directive 94/9/CE du Parlement européen concernant le rapprochement des législations des États membres pour les appareils et les systèmes de protection destinés à être utilisés en atmosphères explosibles.
- Directive 96/82/CE du 9 décembre 1996 dite directive Seveso II : 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 pour l'homme et l'environnement, afin d'assurer et de façon cohérente et efficace des niveaux de protection élevés.

- Directive 1999/92/CE (ATEX 137) du 16 Décembre 1999 qui a défini les conditions minimum pour améliorer la sûreté et la santé des ouvriers potentiellement en danger des atmosphères explosives (Journal officiel des Communautés européennes 2000) [13,14].
- Directive 2003/105/CE du 16 décembre 2003
C'est une modification de la directive de 1996 à la suite de l'accident de Baïa Mare en Roumanie en 2000 (déversement de cyanures dans un affluent du Danube) et de celui d'AZF à Toulouse en 2001, ainsi que d'autres accidents (usine pyrotechnique d'Enschede aux Pays-Bas). Cette modification a essentiellement inclus dans la directive Seveso II de 1996 les opérations de traitement et de stockage des matières minérales dans les industries extractives et le traitement des déchets dans ces mêmes activités.

I.1.15.3. Normes internationales

- **U.S. Occupational Safety & Health Administration (OSHA)**
L'OSHA a été créé par le département du travail des Etats-Unis pour placer et imposer la sûreté. C'est une norme relative à protéger les personnes, les structures, la production, et l'environnement. Par exemple, la norme de sûreté OSHA 1910.109 est pour des agents explosifs. Cette norme consiste à assurer un lieu de travail sain et sûr. L'OSHA est responsable d'assurer que les ouvriers ont été en juste proportion formés ; elle est également responsable de savoir leurs droites (OSHA, 2007).
- **La norme OHSAS 18001 « British Standard Occupational Health and Safety Assessment Series »:** Indique la méthode de mise en place d'un management de la santé et de la sécurité au travail et les exigences qu'il requiert. L'objectif est d'obtenir une meilleure gestion des risques afin de réduire le nombre d'accidents, de se conformer à la législation et d'améliorer les performances.
- **National Fire Protection Association (NFPA)**
NFPA est une organisation pour but de réduire des risques d'incendie et d'explosion en fournissant des codes et des normes de sûreté, recherche, formation, et éducation. NFPA s'est développé plus de 300 codes et normes pour réduire au minimum différents genres d'incendies et d'explosions (NFPA, 2011) [15].

I.2. Risques d'Incendie/Explosion dans les sites industriels

I.2.1. Combustion et Incendie

- La combustion est une réaction chimique dans laquelle un comburant réagit avec un combustible grâce à une certaine énergie, produisant des divers produits avec la libération d'une énergie sous forme de fumé [4].
- Le terme incendie a été emprunté par la langue française au XVIème siècle au latin « incendium » (embrasement), dérivé de « incendier » (brûler). Il désigne un feu

violent, un embrasement qui se propage à un édifice, une maison, une forêt, etc. Alors que l'incendie est le résultat d'une réaction de combustion vive se déclarant en présence simultanée d'un combustible, d'un comburant et d'une source de chaleur [16]. Cette réaction est non maîtrisée dans le temps et l'espace.

I.2.2.Types de combustion

Le type de combustion est déterminé par la quantité de chaleur produite et la vitesse à laquelle celle-ci est cédée au milieu.

- ✓ Elle peut être lente (phénomène de création de la rouille) qui s'agit d'une oxydation sans émission de lumière, ni élévation de température ; Ex (Corrosion)
- ✓ Elle peut être lente et elle s'agit d'une oxydation sans émission de lumière dont la température reste inférieure à 500 °C ; Ex (Fermentation)
- ✓ Elle peut être vive avec l'apparition de flamme et de chaleur (incendie) ou instantanée (vitesse et montée en pression fulgurante, c'est l'explosion) [16]

I.2.3.Triangle du feu

La combustion ne peut avoir lieu que si les trois éléments suivants sont réunis simultanément:

- ✓ Un comburant
- ✓ Un combustible
- ✓ Une source d'inflammation ou source de chaleur ou énergie d'activation

On appelle ceci le « **Triangle du feu** » (Figure.I.1).L'incendie se déclare chaque fois les trois éléments sont en présence :

- **Le combustible** : c'est une matière capable de se consumer (bois, papiers, charbon, essence, butane,...)
- **Le comburant** : c'est un corps qui se combinant avec un combustible permet la combustion (oxygène, air,...)
- **La source d'énergie** : c'est une énergie nécessaire au démarrage de la réaction chimique de combustion.

Lorsque l'un des trois éléments n'est pas présent, la combustion ne peut pas se réaliser.

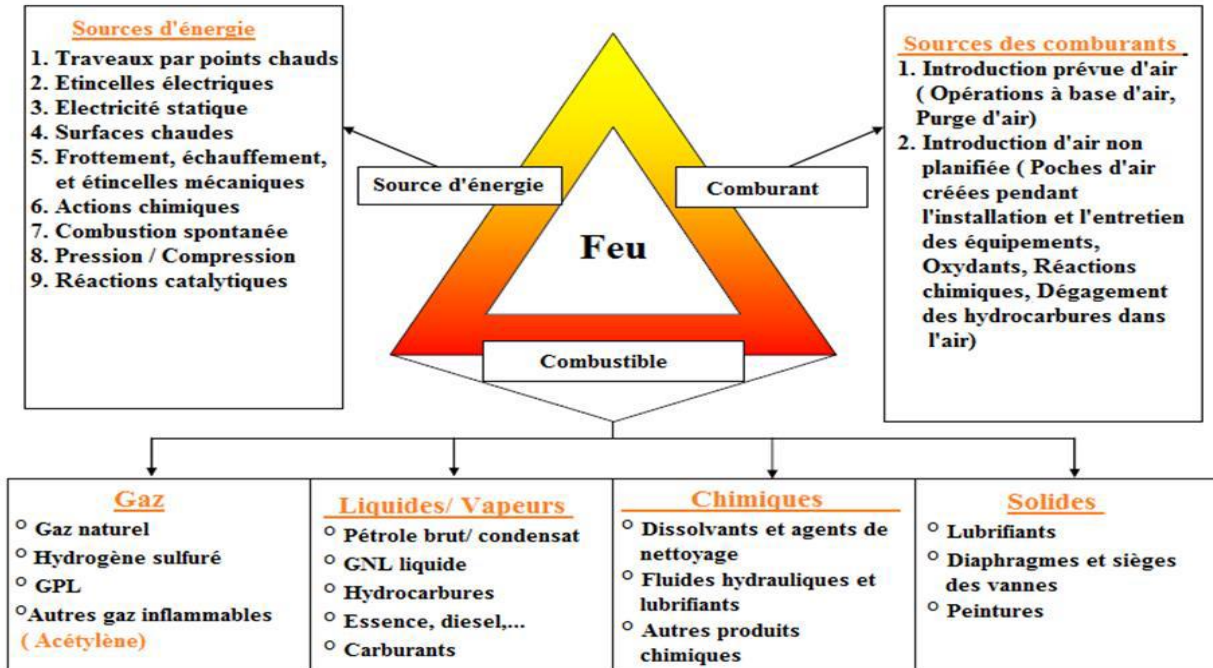


Figure.I.1. Triangle du feu

I.2.4. Etats du combustible

- **Combustibles gazeux** : L'inflammation du combustible sous forme gazeuse ne peut se déclarer que si la concentration dans l'air est comprise entre deux valeurs (Figure.I.2)[17]:
 - ✓ Limite Inférieure d'Inflammabilité (L.I.I) qui est appelé aussi Limite Inférieure d'Explosivité (L.I.E) : Elle correspond à la concentration minimale de gaz ou de vapeur inflammable dans l'air au-dessous de laquelle il n'y a pas d'explosion possible.
 - ✓ Limite Supérieure d'Inflammabilité (L.S.I) ou LES : Elle correspond à la concentration maximale de gaz ou de vapeur inflammable dans l'air au-delà de laquelle il n'y a pas de risque d'explosion.

A l'extérieur de ces valeurs, le mélange gazeux n'est pas dans des proportions favorables pour initier une réaction de combustion. Le mélange est, soit trop pauvre, soit trop riche en combustible.

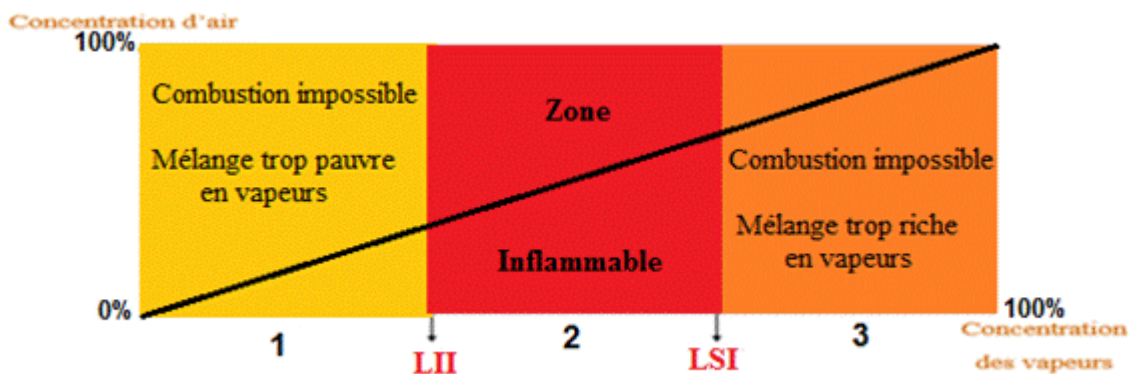


Figure.I.2. Limite inférieure et supérieure d'inflammabilité [18]

- **Combustibles liquides** : ils sont caractérisés par :
 - ✓ la fluidité et le manque d'une forme propre
 - ✓ Une surface libre au contact des gaz
 - ✓ Pratiquement incompressible

Dans ce contexte, il est important de connaître trois notions [16,19]:

- ✓ **Point Eclair (PE)** : c'est la température minimale à laquelle il faut porter un liquide pour qu'il émette des vapeurs suffisantes qui s'enflamment sous l'action d'une flamme et qui cessent si on retire cette flamme (conditions normalisées).
 - ✓ **Point d'Inflammation (PI)** : c'est la température minimale à laquelle un corps émet des vapeurs suffisantes pour maintenir sa combustion même après avoir activé la flamme.
 - ✓ **Point d'Auto-Inflammation (PAI)** : c'est la température minimale à partir de laquelle les vapeurs émises sont suffisantes pour s'enflammer sans apport de flamme initiale. Il y a inflammation spontanée.
- **Combustibles solides** : Les conditions nécessaires à la combustion pour brûler les combustibles solides doivent :
 - ✓ Subir une oxydation de surface (cas des métaux)
 - ✓ Emettre des vapeurs combustibles ou gaz de distillation par pyrolyse
(La pyrolyse est la décomposition chimique irréversible d'un matériau produite par une élévation de température sans réaction avec l'oxygène)






La rapidité de la combustion va dépendre :

- ✓ De la capacité calorifique
- ✓ De l'état plus ou moins divisé du solide (solide massif, particules, poussières)
- ✓ De la température
- ✓ Du degré d'humidité
- ✓ De l'imprégnation éventuelle du solide par un liquide à bas point d'éclair

I.2.5.Classes de feu

Les classes de feu sont présentées par le tableau suivant :

Tableau.I.1 Classes de feu

Classe du feu	A	B	C	D	F
Pictogramme					
Nature de combustible	Solide	Liquide ou solide liquéfiable	Gaz	Métaux	Graisses végétales ou animales
Source	<p>Origine organique</p> <ul style="list-style-type: none"> ✓ Bois ✓ Papier ✓ Tissus ✓ Charbons ✓ Végétaux <p>Origine synthétique</p> <ul style="list-style-type: none"> ✓ Matières plastiques 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Hydrocarbures ✓ Liquides polaires ✓ Produits chimiques ✓ Graisses ✓ Paraffine 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Gaz de ville ou naturel ✓ Éthane ✓ Propane ✓ Butane ✓ Hydrogène ✓ Propylène 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Sodium ✓ Magnésium ✓ Aluminium 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Utilisation d'un auxiliaire de cuisson (cocotte-minute, friteuse, etc)
Phénomène de combustion	A une certaine température ils dégagent des gaz de combustion qui s'enflamment	A leur point éclair les vapeurs brûlent entre les LII et LSI	Les gaz brûlent entre deux valeurs LII et LSI, ils explosent entre les LIE et LSE	A température élevée les métaux rentrent en fusion et s'enflamment	/

I.2.6.Mode de propagation du feu

Le feu se transmet sous l'action des échanges par transfert de chaleur qui agissent séparément ou simultanément: rayonnement, convection, conduction (Figure.I.3) :

- **Par rayonnement :** plus la température du matériau est élevée, plus il émet d'énergie sous forme de rayonnement électromagnétique (rayonnement infrarouge). Ce rayonnement se propage en ligne droite à la vitesse de la lumière, sans support matériel. Quand ce rayonnement atteint un élément, une partie est réfléchi, tandis que l'autre est absorbée et se transforme en chaleur dans l'élément récepteur. Ainsi l'échauffement ou l'inflammation d'un élément va émettre vers les éléments adjacents un flux thermique qui est susceptible de s'enflammer à leur tour [15].

- **Par convection** : dans ce mode, l'énergie thermique est transférée par les fluides en mouvement. Dans le cas de l'incendie, les échanges de chaleur par convection se font essentiellement à partir des gaz de combustion vers l'air ambiant. Les fluides se dilatent avec la chaleur et leur masse volumique diminue. Devenus plus légers que les parties qui les entourent, ils s'élèvent par rapport à elles. Ces courants de convection entraînent les gaz brûlés, l'air et divers produits de combustion.
- **Par conduction** : c'est le phénomène par lequel la chaleur est transmise par contact direct entre solides ou fluides en repos, des parties chaudes vers les parties froides, jusqu'à uniformisation de la température. La quantité d'énergie transférée dépend de la source de chaleur, de la conductibilité du matériau et de la surface de contact.

Dans la réalité d'un incendie, ces trois formes du transfert de l'énergie calorifique coexistent, interfèrent ou agissent les unes sur les autres ou conjointement. Selon les circonstances de l'incendie, l'un de ces trois modes de transfert pourra sembler prédominer à un moment ou un autre du développement du feu. En schématisant, un rôti sur une broche cuit par rayonnement, un radiateur chauffe l'air par convection et un bifteck cuit dans une poêle par conduction.

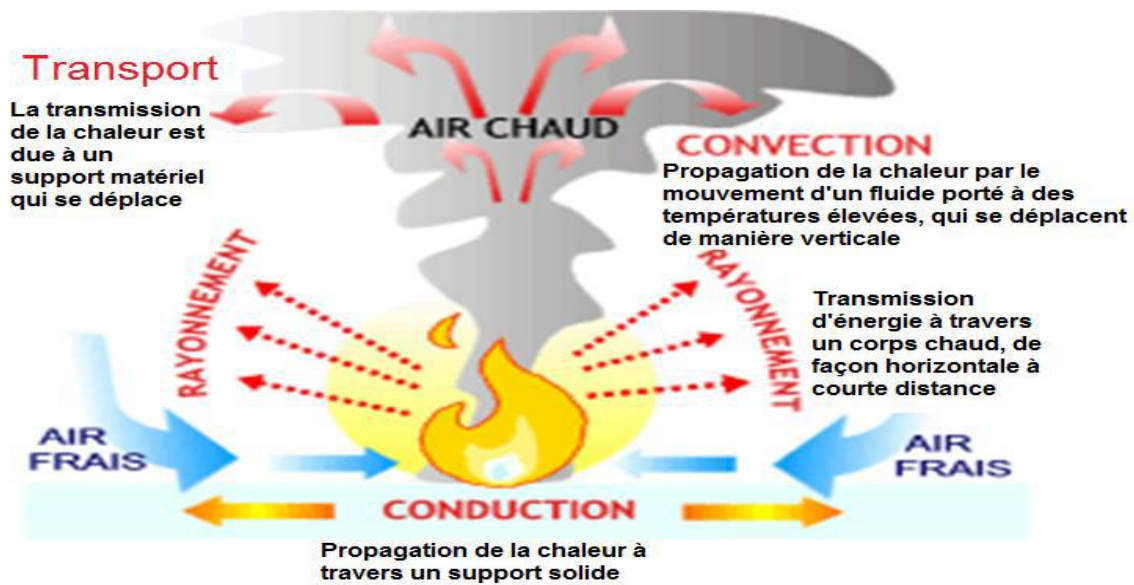


Figure.I.3. Modes de propagation du feu [16]

I.2.7.Incendie et Explosion

Les risques d'incendie et d'explosion sont des situations ou conditions créées par la combinaison potentielle d'une source de carburant, source de l'oxygène, et source d'allumage.

La Figure.I.4 présente la relation entre l'incendie et l'explosion.

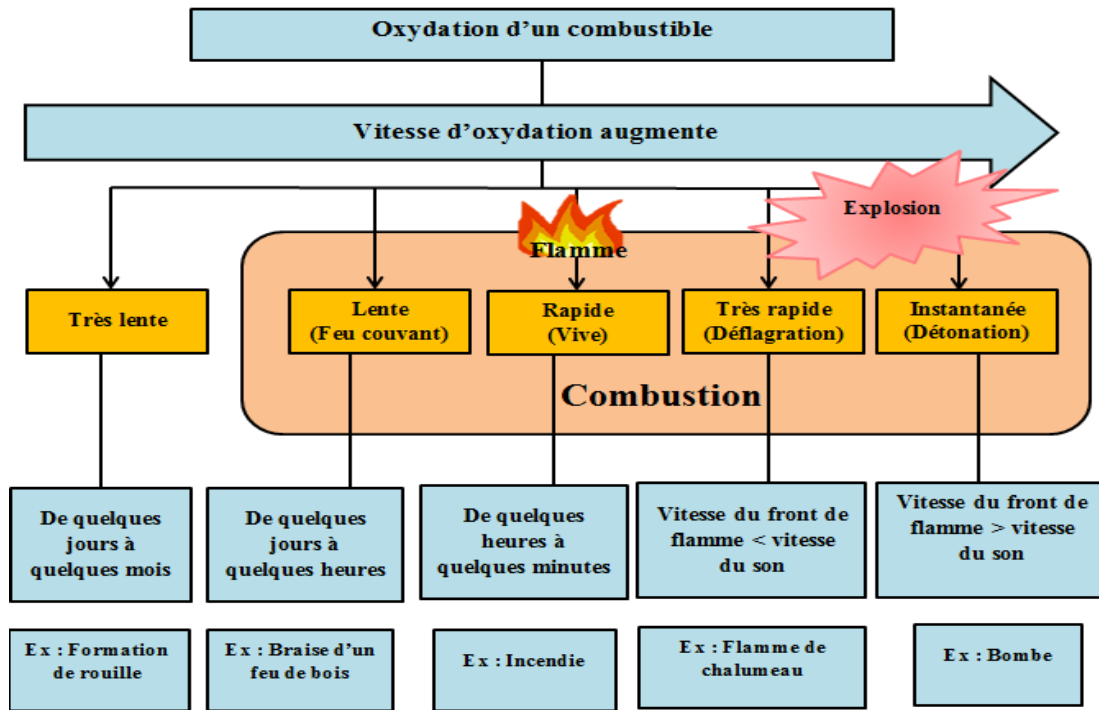


Figure.I.4. La relation entre l'incendie et l'explosion

La principale manifestation d'une explosion est l'augmentation brutale de pression qui provoque un effet de souffle et une onde de pression, accompagnée de flammes et de chaleur. Généralement, l'explosion dans les sites industriels est des types suivants :

- **Explosion physique** : résultant de l'échec mécanique des systèmes de pression, ou des conditions instables de pression et/ou de température dans des systèmes de pression ;
- **Explosion condensée de phase** : par lequel les matériaux inflammables soient des liquides ou solides, tels que le nitrate d'ammonium, peroxydes organiques, chlorate de sodium.

I.2.8.Hexagone d'explosion

Six conditions sont nécessaires pour provoquer une explosion, ce sont les éléments de triangle du feu plus 3 autres éléments (Figure.I.5) qui sont : le confinement suffisant, le domaine d'explosivité et les produits en suspension (gaz, aérosol, poussière ... etc.)

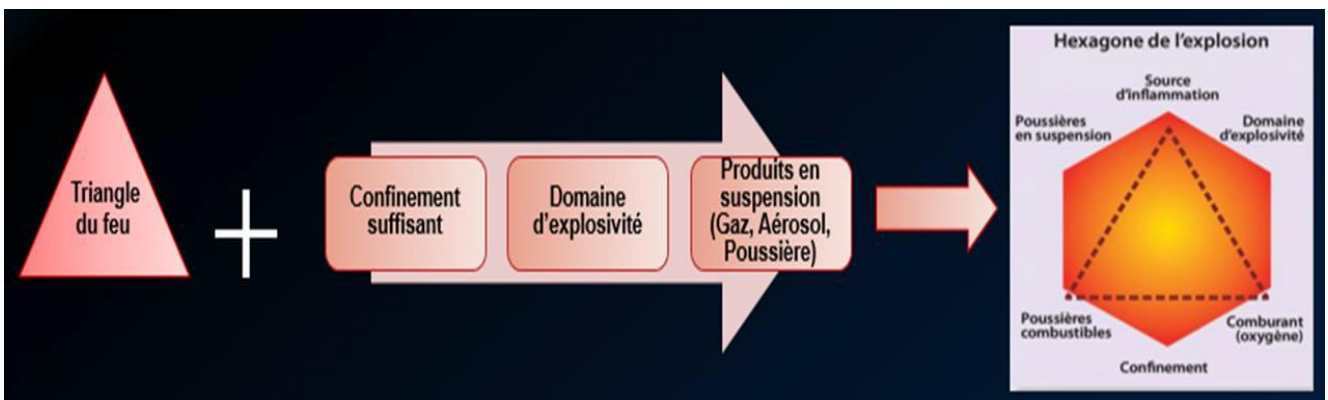


Figure.I.5. L'hexagone d'explosion

- **Confinement suffisant** : Les effets de la surpression résultant de l'explosion sont relativement limités en fonction du degré de confinement et de la congestion sur le site où l'explosion se produit, les effets de la surpression peuvent devenir importants en cas de confinement fort.
- **Domaine d'explosivité** : Pour qu'un nuage de produit en suspension (poussière par exemple) soit un "nuage explosif", la concentration de ce produit dans l'air doit être comprise les valeurs de la LIE et la LSE [15]
- **Produit en suspension** : Pour que l'explosion puisse se développer, il faut que les particules de poussières par exemple doivent être maintenues en suspension un temps suffisant.

La "stabilité d'un nuage" : est sa capacité à rester en suspension dans l'air. Elle est caractérisée par le "pouvoir de re-suspension".

- ✓ Si le pouvoir de re-suspension augmente : Le nuage reste en suspension ;
- ✓ Si le pouvoir de re-suspension diminue : Le nuage sédimente (forme dépôt).

Le pouvoir de re-suspension dépend de :

- ✓ La densité du nuage de produit (concentration de produit dans l'air) ;
- ✓ La masse, la forme et la taille des particules
- ✓ Les conditions ambiantes (humidité relative et température).

I.2.9.Régimes d'explosion

Il y'a deux régimes pour le phénomène d'explosion :

a. Déflagration

La déflagration est appelée aussi onde acoustique, l'onde se propage par simple transfert d'énergie à la vitesse du son (quelques m/s) dans le milieu, sa pression est d'environ d'une dizaine de bars, une grille très fine placée au milieu arrêterait la progression de la flamme en absorbant cette énergie [19].

b. Détonation

La détonation est appelée aussi onde de choc, l'onde entretenue, caractérisée par des fortes discontinuités de pression (de 30 à 100 bars), se propage à une vitesse supersonique (de 1 à 3 km/s), c'est un phénomène aléatoire.

I.2.10.L'incendie et l'explosion dans les sites industriels

Les risques d'incendie et d'explosion au niveau des sites industriels présentent des dommages graves agissant soit sur la vie humaine, l'environnement, la structure et les biens. Ces effets sont présentés par la (Figure.I.6).

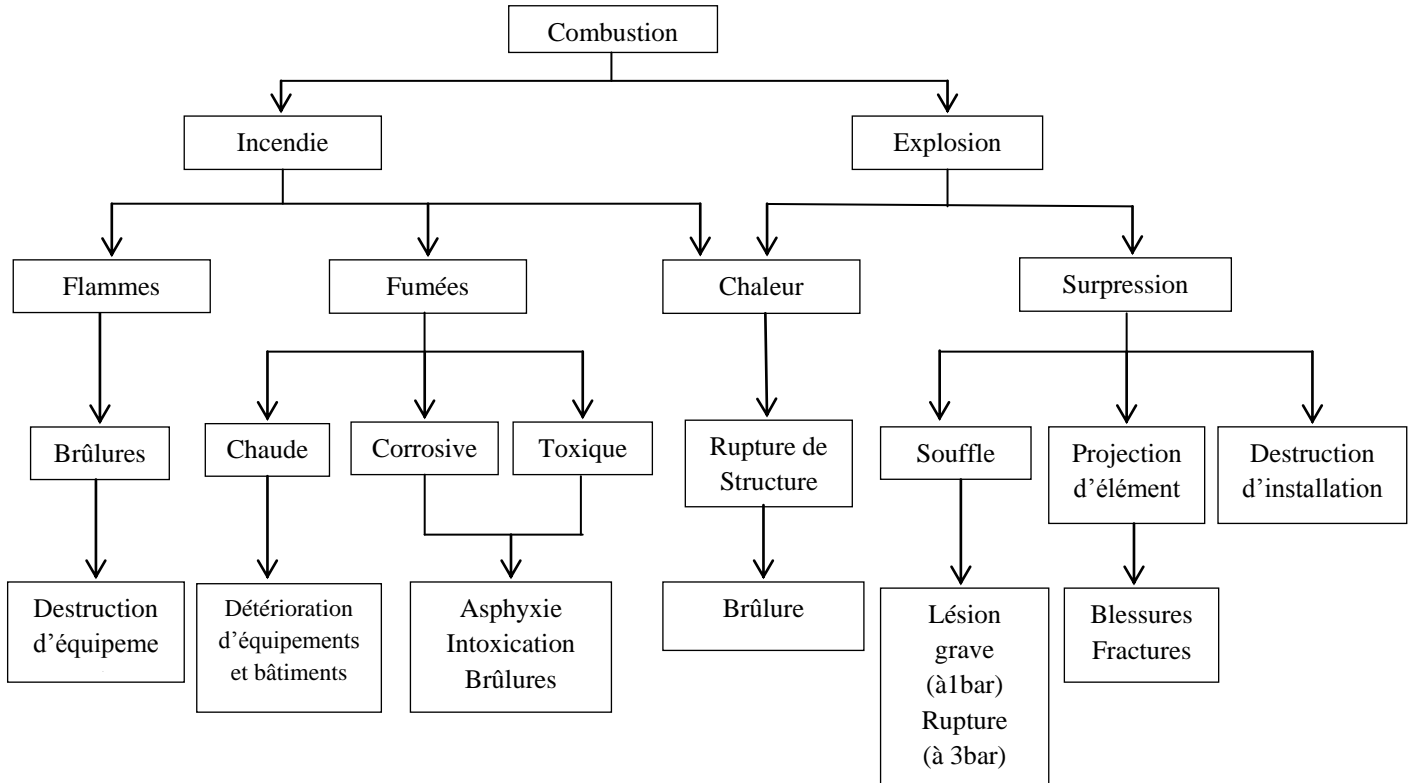


Figure.I.6. Effet de l'incendie et l'explosion

I.2.11. Typologies des incendies et explosions

a. Jet fire : Se définit comme un feu de dispersion turbulente résultant de la combustion de substances inflammables libérées d'une façon continue avec une quantité de mouvement considérable dans une direction donnée.

b. Pool Fire : C'est un type de flamme de diffusion où une couche de combustible liquide volatil s'évapore et brûle. La couche de combustible peut être soit sur un substrat solide horizontal [20], soit en suspension sur un liquide de densité supérieure, généralement de l'eau [21]. Les feux en nappe constituent un scénario important en science de la sécurité incendie, car de grandes quantités de combustibles liquides sont stockées et transportées par différentes industries.

c. Flash fire : C'est un feu résultant de l'inflammation d'un nuage de vapeur, de gaz ou de brouillard inflammable dans lequel la vitesse de la flamme n'accélère pas à des vitesses suffisamment élevées pour produire une surpression, parce qu'il n'y a pas assez de congestion ou de confinement pour produire une flamme à grande vitesse[19] .

Son impact sur les installations et les équipements en dehors du nuage est de nature limitée [22].

d. Fireball : C'est une combustion turbulente rapide d'un nuage air-combustible dont l'énergie est émise principalement sous forme de chaleur radiante, s'élevant généralement comme une boule de flamme [17].

e. Boiling Liquid Expanding Vapor Explosions (BLEVE)

Le BLEVE (Boiling Liquide Expanding Vapour Explosion) désigne une explosion de gaz en expansion provenant d'un liquide en ébullition (si l'enceinte est hermétique, il n'y pas d'ébullition). L'augmentation de température provoque le déclenchement de l'incendie, ce qui agit sur le métal de la sphère de stockage, il devient fragile. La sphère peut éclater sous l'effet de la pression interne. L'éclatement, s'il y a lieu, entraîne une projection de fragments et/ou missiles, avec la libération du gaz liquide qui est instantanément vaporisée. Si le gaz en question est inflammable, une boule de feu se forme avec un rayonnement thermique intense comme il est illustré dans la (Figure .I.7)[17, 4,23,24].

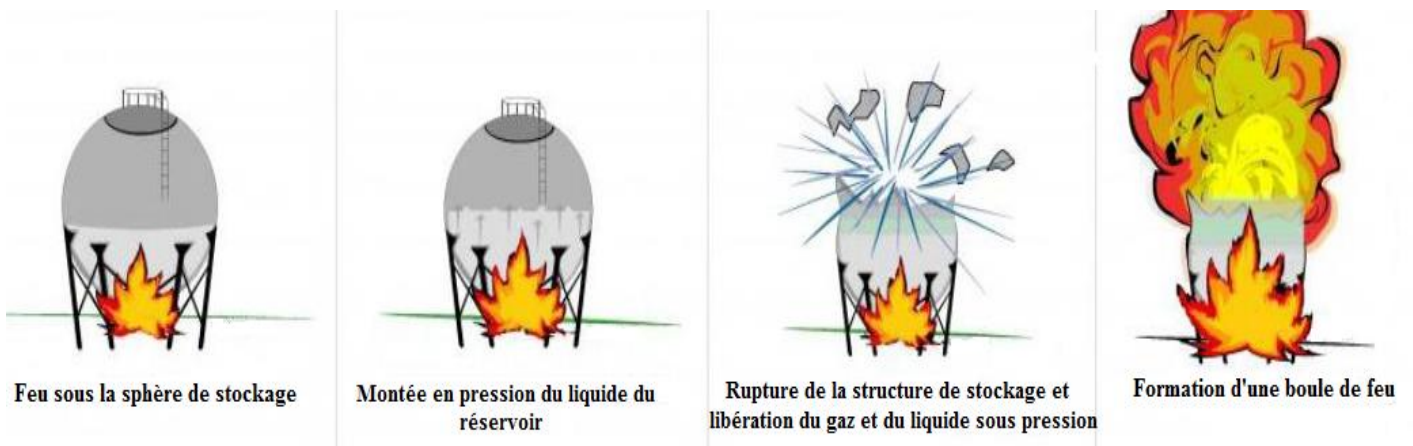


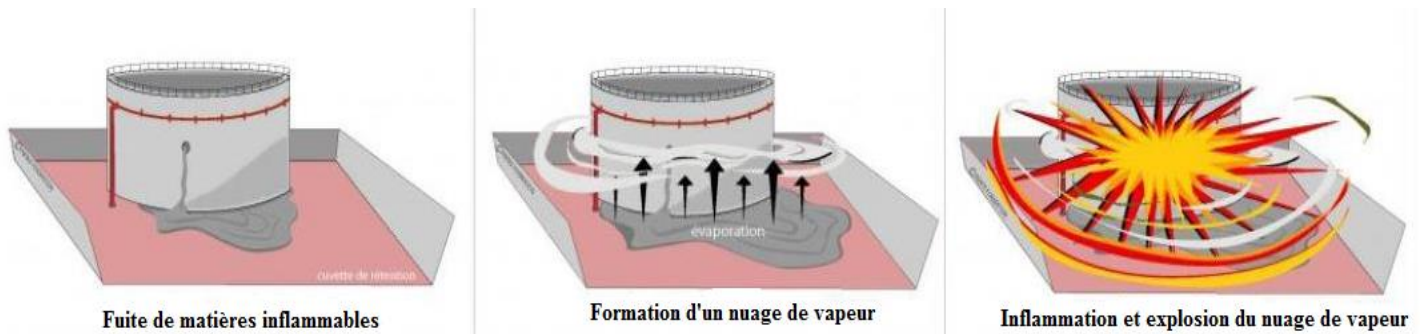
Figure.I.7. Principe de BLEVE [24]

Les effets d'un BLEVE se manifestent généralement de trois manières [22,25]:

- ✓ La propagation d'une onde de surpression,
- ✓ La projection de fragments et des missiles à des distances parfois très importantes,
- ✓ Rayonnement thermique (si gaz inflammable).

f. Unconfined Vapour Cloud Explosion (UVCE)

L'UVCE (Unconfined Vapour Cloud Explosion) désigne une explosion de vapeurs non confinées. C'est l'explosion de nuages de gaz ou vapeurs dans l'atmosphère. Suite à une fuite de gaz inflammable (ex : rupture d'un réservoir de stockage), le mélange du gaz et de l'air forme un nuage explosible qui se diffuse (Figure.I.8). L'UVCE se produit quand ce nuage rencontre une source d'inflammation [4,26].



Les effets générés par un UVCE sont fortement dépendants des conditions locales dans lesquelles l'explosion a lieu [24]:

- **Paramètres propres au mélange**
 - ✓ Réactivité du mélange (vitesse fondamentale de combustion, taux d'expansion)
 - ✓ Gradient de concentration et homogénéité
 - ✓ Turbulence propre du rejet
- **Paramètres propres à l'environnement**
 - ✓ Source d'inflammation (position par rapport au nuage, énergie)
 - ✓ Encombrement (nombre, position, taille des obstacles)
 - ✓ Confinement partiel

Les dangers associés à l'UVCE sont :

- ✓ Propagation d'une onde de pression ;
- ✓ Projection des missiles ;
- ✓ Dispersion des produits toxiques et polluants ;
- ✓ Rayonnements thermiques ;
- ✓ Formation d'un aérosol ;

g. Dispersion des gaz toxiques

Des gaz toxiques peuvent apparaître dans l'atmosphère à la suite d'un accident industriel. Leur apparence peut être attribuée à trois sources principales: la dispersion directe de gaz toxiques, la dispersion indirecte à la suite d'une explosion et l'apparence indirecte en tant que produits de combustion suite d'un incendie de produits chimiques nocifs. Leurs effets sur l'être humain et l'environnement sont très importants et se propagent très loin du point de départ.

h. BoilOver

L'explosion par vaporisation, dite "boilover" ou "boilover", est un phénomène explosif classique, ce phénomène peut être rencontré en cas d'incendie de bacs d'hydrocarbures relativement visqueux (fioul lourd, gazole, fioul domestique) lorsque l'eau est présente au fond du bac. Pour voir apparaître ce phénomène, il faut plusieurs conditions simultanées. Il faut tout d'abord qu'il y ait de l'eau dans le fond d'un réservoir en feu. Cette eau peut être présente dans le bac suite aux précipitations, dans le cadre de la lutte contre un incendie ou pour d'autres raisons. Du fait de la différence de densité entre l'eau et les

hydrocarbures, l'eau étant plus lourde, elle s'accumule dans le fond d'un bac. En situation d'incendie, l'hydrocarbure est progressivement consommé et une onde de chaleur se forme dans le reste du bac. Quand l'onde de chaleur entre en contact avec la couche d'eau présente au fond du réservoir, celle-ci se vaporise instantanément (Figure.I.9), formant un effet piston qui projette violemment l'hydrocarbure vers le haut provoquant la formation

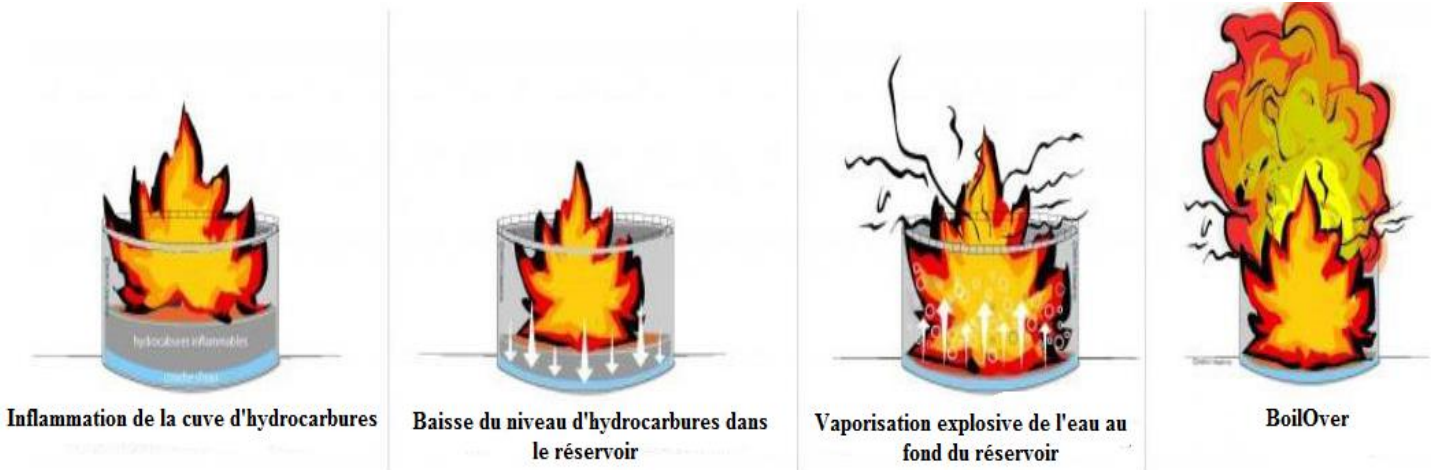


Figure.I.9. Principe du BoilOver [26]

d'une boule de feu, et épandage d'hydrocarbure enflammé tout autour du bac [17,26, 27, 28].

i. Explosion de poussière

D'une façon générale, l'explosion d'un nuage de poussières (Figure.I.10) est le phénomène par lequel un système réactionnel constitué d'une atmosphère explosive (mélange air-poussières) donne lieu à une réaction chimique de combustion rapide et fortement exothermique, avec production de gaz portés à haute température dont l'expansion peut produire des effets mécaniques (surpressions) [29].

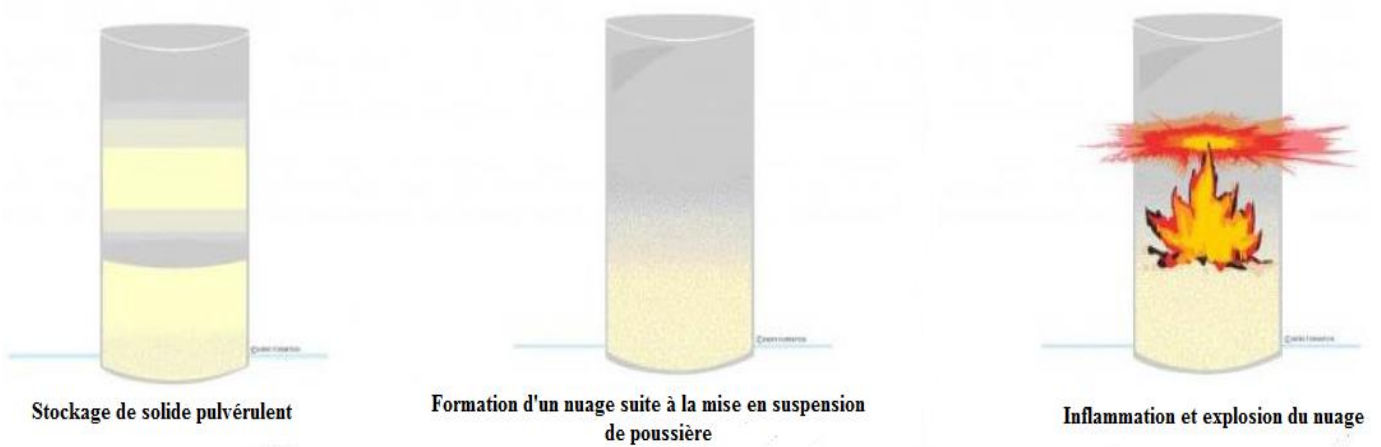


Figure.I.10. Explosion de poussière [26]

j. **Explosion des produits explosibles** : Tels que les produits pyrotechniques et les engrais (Figure.I.11).

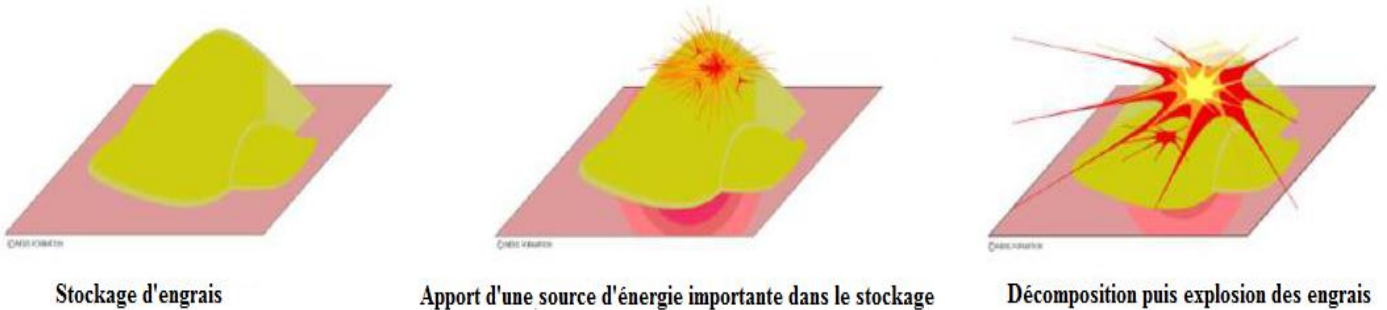


Figure.I.11. Explosion des produits explosifs [26]

I.2.12.Causes et origines des risques incendies/ explosions

L'incendie et l'explosion ne sont pas dus au hasard. Beaucoup de facteurs ou évènements peuvent déclencher un incendie ou bien une explosion :

- **Origine électrique** : Elles peuvent être dus à :
 - ✓ Des surintensités liées à un mauvais usage,
 - ✓ Des surintensités liées à un défaut de qualité,
 - ✓ Des défauts de conducteurs,
 - ✓ La formation d'un arc électrique.
- **Installations de chauffage** : Elles peuvent être dus à :
 - ✓ Une transmission excessive de chaleur,
 - ✓ Avaries de l'installation.
- **Travaux par points chauds** : Ils sont dus à :
 - ✓ Une action directe de la chaleur,
 - ✓ Un transfert de chaleur par conduction,
 - ✓ Des étincelles et gouttelettes incandescentes,
 - ✓ Un transfert des gaz non brûlés,
 - ✓ Un mauvais état du matériel,
 - ✓ Une mauvaise exécution des travaux.
- **Origines mécaniques** :
 - ✓ Une étincelle,
 - ✓ Des échauffements.
- **Electricité statique** : L'électricité statique est une charge électrique qui s'accumule à la surface de deux corps. Une fois chargés + ou -, ces corps peuvent en charger d'autres par contact ou influence. Le danger est que deux corps chargés différemment soit mis en contact. L'énergie sera de quelques millijoules mais la température peut atteindre les 2 800°C.
- **Foudre** : C'est une source de courant qu'aucune protection ne peut modifier. Nous pouvons seulement la canaliser en déviant son écoulement (paratonnerre) [28].

- **Divers**

Souvent, la défaillance d'installations à cause de leur ancienneté peut provoquer le déclenchement d'une explosion. Une incendie ou une explosion peut également se produire à cause d'une surface chaude, si une atmosphère explosive, une couche de poussière ou un solide combustible vient en contact avec la surface chaude, elle se produit aussi après une négligence (congruence, extinction de cigarettes, ...) c'est-à-dire à cause d'une erreur humaine qui y compris aussi les travaux d'entretien et de maintenance des systèmes industriels[30], ou des types des équipements utilisés pour le stockage des produits inflammables[26].

I.2.13. Gestion et prévention des risques incendie/explosion dans les sites industriels

La mise en œuvre du principe de gestion et de prévention des risques d'incendie et d'explosion suppose une succession d'actions qui sont sous-tendues par la réalisation d'une évaluation « a priori » des risques. Les résultats de cette évaluation sont formalisés dans des documents spécifiques.

I.2.13.1. Identification

Il s'agit d'identifier les sources probables des risques, telles que :

- Substances dangereuses présentes, y compris celles susceptibles d'être formées sur le lieu de travail;
- Sources potentielles d'inflammation des substances dangereuses;
- Activités de travail impliquant les substances dangereuses;
- Etendue et possibilité de formation d'une atmosphère explosive;
- Ampleur des effets anticipés de l'incendie, de l'explosion ou d'un événement énergétique similaire ;
- La fiche de données de sécurité du fournisseur doit fournir des informations essentielles sur les propriétés et les dangers de la substance dangereuse pour vous aider dans cette tâche. Il devrait également fournir des informations sur les méthodes sûres de stockage, d'utilisation et de manipulation de la substance dangereuse, ou indiquer où cela peut se trouver [31] ;
- Identifiez les personnes exposées aux risques d'incendie et d'explosion ou d'un événement énergétique similaire impliquant la substance dangereuse selon les réflexions sur les effets futurs de l'accident, qui pourraient leur être nocifs. Cela inclut l'ensemble des travailleurs et personnes susceptibles d'être exposés à une activité professionnelle.

I.2.13.2. Analyse, évaluation et contrôle

L'évaluation des risques d'incendie et d'explosion dans les procédés industriels doit s'appuyer en premier lieu sur les dangers des produits, qui doivent être identifiés et quantifiés de façon suffisamment fiable et précise. En second lieu, il est nécessaire de tenir compte des conditions de fonctionnement des procédés. Cette évaluation des risques doit inclure les informations issues du retour d'expérience disponible et répondre aux exigences réglementaires applicables. Elle peut s'appuyer sur les différentes normes ou guides disponibles [13].

Pour contrôler et gérer ces risques, il faut respecter et appliquer les mesure de contrôle suivant :

- Identification et gestion des zones dangereuses ;
- Contrôle des émissions de vapeurs, gaz et brouillards inflammables ;
- Utilisation de système de ventilation pour contrôler les vapeurs dans les conditions normales et anormales (fuite ou déversement) ;
- Elimination des sources d'inflammation des zones dangereuses ;
- Installation des systèmes de détection pour détecter les fuites de gaz ou de vapeurs inflammables et permettre la prise de mesures correctives ;
- Utilisation des équipements à sécurité intrinsèque ou antidéflagrant ;
- Réduction des quantités de matériaux inflammables et combustibles, y compris les agents qui contribuent à la charge calorifique, mais qui ne sont pas des produits chimiques dangereux (des palettes en bois, de l'huile) ;
- Vérification à ce que l'équipement utilisé pour manipuler des produits dangereux inflammables soit entretenu conformément aux instructions du fabricant ;
- Contrôle des émissions de substances inflammables ;

I.2.14.Communication de contrôle des risques d'incendie/explosion avec les plans de prévention

La question complexe de la prévention des incendies et des explosions relève de la responsabilité de tous dans les sites industriels, spécialement les complexes pétrochimiques, y compris les entrepreneurs, les superviseurs et les travailleurs.

Pour que les opérations sur site se déroulent en toute sécurité, les rôles et les responsabilités doivent être clairement définis, communiqués et suivies au sein de chaque structure et unité et entre les organisations impliquées dans la prévention des incendies et des explosions. Dans chaque unité en effet, il faut déterminer les personnes pouvant être affectés par les activités et celles qui doivent être informées des dangers potentiels associés à l'activité dans le site [32]. En terme de sécurité d'incendie et d'explosion, cela signifie que ceux qui planifient, conçoivent et gèrent des opérations spécifiques, doivent être conscients des dangers potentiels et doivent s'assurer que les plans et les contrôles appropriés sont développés, communiqués et suivies.

S'agissant de fonctionnement, les superviseurs des opérations sur site doivent connaître les plans de prévention et de contrôle développés et doivent être capables de les communiquer et de les mettre en œuvre. Ils doivent également être formés à réagir de manière appropriée aux signes d'avertissement. Les travailleurs sur place peuvent avoir besoin élaborer des plans de maîtrise des risques supplémentaires pour des tâches spécifiques non identifiées.

Dans le plan de projet, les opérateurs doivent être formés pour reconnaître les risques d'incendie et d'explosion et avoir suffisamment des connaissances pour y faire face. Les travailleurs doivent participer à des réunions d'identification et de contrôle des dangers avant l'exécution de la tâche [19].

La Figure.I.12 résume la procédure de communication de contrôle des risques d'incendie/explosion avec les plans de prévention.

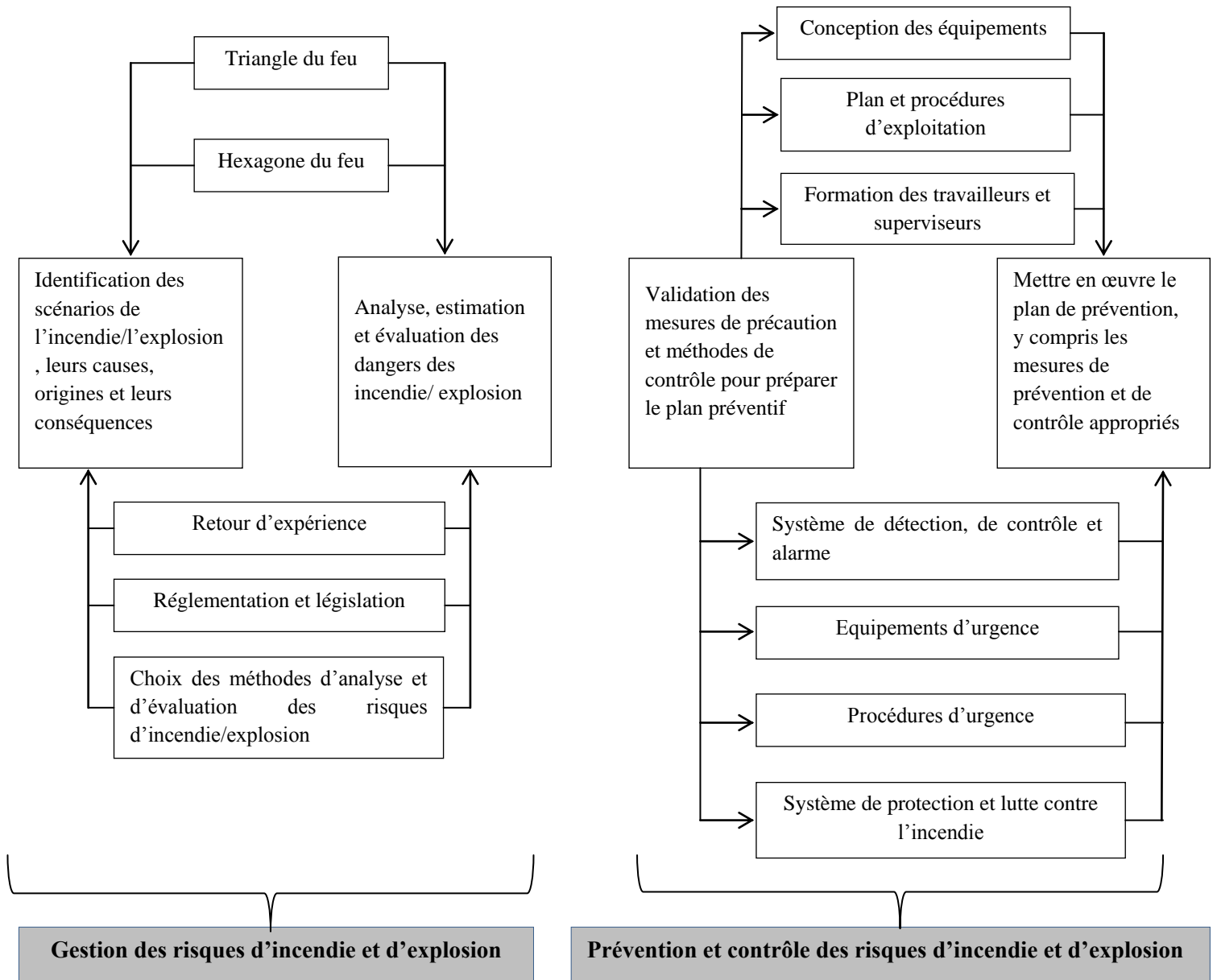


Figure.I.12. Gestion et prévention des risques incendie/explosion dans les sites industriels

Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons abordé les notions relatives aux risques technologiques et notamment aux risques industriels. Etant donné l'objectif de notre thèse, nous avons passé en revue et dans le détail les risques d'incendie et d'explosion qui sont considérés comme les risques les plus graves dans le domaine industriel. Leurs causes et origines, leurs effets, leurs modes de gestions, de contrôle et de prévention.

Après avoir défini les risques d'incendie et d'explosion, nous aborderons dans le chapitre suivant la gravité de ces risques dans le domaine industriels en passant en revue les accidents d'incendie et d'explosion dans le mondes et spécialement dans la zone industrielle de la Wilaya de Skikda. Nous présenterons également les méthodes d'analyse et de prévention de ce type des risques.

Références Bibliographiques

- [1] M.H. Mazouni, Pour une meilleure approche du management des risques: de la modélisation ontologique du processus accidentel au système interactif d'aide à la décision, Thèse de Doctorat, Université Nancy, 2009.
- [2] N. Hyatt, Guidelines for Process Hazards Analysis, Hazards Identification & Risk Analysis, Chap 3: Risk Terminology, 2003.
- [3] D. Macdonald, Practical Industrial Safety, Risk Assessment, and Shutdown Systems, Elsevier Science & Technology Books, 2004.
- [4] J. Casal, Evaluation of the effects and consequences of major accidents in industrial plants. Industrial Safety Series, Volume 8, First Edition, 2008.
- [5] Services du SPF emploi, travail et concertation sociale, Risque d'incendie ou d'explosion, Série stratégie SOBANE, Gestion des risques professionnels, 2006.
- [6] BSI OHSAS 18001, Occupational Health and Safety Management Systems – Specification, England: BSI, 2005.
- [7] N. Margossian, Risques Industriels Majeurs, Caractéristiques, Réglementation, Prévention, DUNOD, 2004.
- [8] F. Masrouri, A. Pantet, Classification des risques, 2009.
- [9] CEI 61069. (1996). Mesure et commande dans les processus industriels - Appréciation des propriétés d'un système en vue de son évaluation - Parti 5: Evaluation de la sûreté de fonctionnement d'un système. CEI.
- [10] CEI 50(191). (1990). International Electro-technical Vocabulary, Chapter 191: Dependability and quality of service, CEI.
- [11] Bureau international du Travail, Prévention des accidents industriels majeurs, Première Edition , Genève, 1991.
- [12] Fiche DRM , le risque industriel - DIMENC – 2014.
- [13] A. Janès, Caractérisation des dangers des produits et évaluation des risques d'explosion d'ATEX, Contribution à l'amélioration de la sécurité des procédés industriels , Thèse de doctorat, Université de Lorraine, 2012.
- [14] K.James Dodd, J. Lowe, A practical approach to fire and explosion safety risk assessment and compliance with the dangerous substances and explosive atmospheres regulations (DSEAR), 2002.
- [15] M. Abuswer, F. Khan, A quantitative risk management framework for dust and hybrid mixture explosions, Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 2013.
- [16] L. Christophe SERRE, Le risque Incendie Explosion, Inserm, 2002.

- [17] P. Dennis Nolan, P.E, Handbook of fire and explosion protection engineering principles for oil, gas, chemical, and related facilities, Noyes Publications, 1996.
- [18] J. Michel Petit, J. Louis Poyard, Les mélanges explosifs « Gaz et Vapeurs », Institut National de Recherche et de Sécurité (INRS), 2004.
- [19] N.Thomson, Fire hazards in industry, Reed Elsevier PLC group, 2002.
- [20] R.Burke, Fire Protection Systems and Response, CRC Press, 2008.
- [21] R. Craig Schroll, Industrial Fire Protection Handbook, Second Edition, 2002.
- [22] INERIS, Omega 5, Méthodes pour l'évaluation et la prévention des risques accidentels(DRA-006), Le BLEVE, Phénoménologie et modélisation des effets thermiques, 2002.
- [23] Roy E. SANDERS,Chemical Process Safety, Learning form Case Histories, Third Edition, 2005.
- [24] RIMAC, Caractéristiques de BLEVE, Risque de propriété, RIMAC,2017.
- [25] S. M. Tauseef , T. Abbasi, S. A. Abbasi, Risks of Fire and Explosion Associated With the Increasing Use of Liquefied Petroleum Gas, Journal of Failure Analysis and Prevention, 2010.
- [26] IRMA, Risque Industriel, Institut des risques majeurs, 2012.
- [27] M. J.Marc, Assael, E. Konstantinos .Kakosimos, Fires, Explosions, and Toxic Gas Dispersions_ Effects Calculation and Risk Analysis, CRC Press, ISBN 978-1-4398-2675-1, 2010.
- [28] INERIS, Omega 13, Formalisation du savoir et des outils dans le domaine des risques accidentels (DRA-35), BOILOVER,2003.
- [29] INERIS, P.Roux, Guide pour la conception et l'exploitation de silos de stockage de produits agro-alimentaires vis-à-vis des risques d'explosion et d'incendie, 2000.
- [30] A. Guillermo, T.Cedeno, Identification of possible human errors that can result in Fires/ Explosions during Tankers Cargo_ Loading/ Unloading Operation at the XYZ Marine Petroleum Terminal, University of Wisconsin-Stout, 2000.
- [31] Health and Safety Executive, Controlling fire and explosion risks in the workplace, 2002.
- [32] ENFORM, Fire and Explosion hazards management, An Industry Recommended Practice (IRP) for the Canadian Oil and Gas Industry, Volume18, 2006.



CHAPITRE II

**Méthodes d'analyse des risques
dans les sites industriels**



Introduction

L'analyse des risques requiert une préalable compréhension de ces risques mais aussi l'enrichissement par les expériences des accidents passés dans la perspective de mieux faire face aux menaces et vulnérabilités du présent et du futur et de contribuer à l'amélioration de la sécurité dans les sites industriels.

Dans ce chapitre, nous passerons en revue les principaux accidents d'incendie et d'explosion dans le monde et particulièrement dans la wilaya de Skikda. Par la suite, nous ferons un état de l'art sur l'ensemble des méthodes et techniques utilisées dans l'analyse des risques industriels. Nous présenterons enfin de façon plus détaillée les méthodes que nous exploiterons dans notre travail.

II.1. Historique des accidents industriels d'incendie et d'explosion et retour d'expérience

II.1.1. Les accidents Incendie/Explosion dans le monde

Tableau.II.1. Les accidents d'incendie et d'explosion dans le monde [13]

Date d'accident	Lieu d'accident	Type d'accident	Causes	Conséquences
02 Avril 1916	FavershamKent (UK)	Explosion	Incendie de magasins de stockage de TNT et nitrate d'ammonium	116 morts Dégâts matériels
4 Octobre 1918	New Jersey (Etat-Unis)	Explosion	Incendie dans un atelier de chargement d'explosif	Une centaine de personnes blessés et dégâts matériels
21 Septembre 1921	Oppau (Allemagne)	Explosion	Désagrégation du stock de sulfate d'ammonium et de nitrate d'ammonium dans une usine	la mort de 450 personnes et la destruction de 700 logements
01 Mars 1924	New Jersey (Etats-Unis)	Incendie et Explosion	Un incendie, suivi d'explosion, dans un magasin de nitrate d'ammonium	La mort de 20 personnes et la destruction de quarante bâtiments.
29 Avril 1942	Tessengerlo (Belgique)	Explosion	Explosion d'un tas de 150 tonnes de nitrate d'ammonium dans une usine des produits chimiques à cause d'un tir de cartouche	189 morts, 900 blessés, et dégâts matériels

Juillet 1948	Ludwigshafen (Allemagne)	Explosion	La surchauffe d'un réservoir de Diméthyle éther par la chaleur ambiante, ce qui libère un nuage de vapeur explosif.	207 décès et 3818 blessés. Destruction totale d'une surface de 39100 m ² Dommage presque de 30 millions de dollars
04 Janvier 1966	Feyzin (France)	Inflammation, BLEVE	Fuite de gaz sous une sphère de propane	18 morts et 88 blessés Dégâts matériels dans la région à 25 Km à la ronde
23 Juillet 1984	Romeoville (USA)	BLEVE	Une opération de maintenance provoque une étincelle qui provoque une explosion sous forme de BLEVE	14 morts. Dommages graves dans la raffinerie (environ 325 millions de dollars)
Novembre 1984	Pemex (Mexique)	BLEVE	Explosion pendant une opération de déchargement de GPL provoqua 12 explosions.	542 morts et 4248 blessés Destruction totale de centre de stockage de GPL Destruction de plus de 200 maisons
Décembre 1984	Bhopal (Inde)	Explosion et dégagement des gaz toxiques	Explosion dans une usine de pesticide qui provoqua l'échappement de 40 tonnes d'iso cyanate de méthyl dans l'atmosphère de la ville	Environ 15000 morts et 300 000 personnes impactées par les gaz toxiques
24 Février 1986	Thessalonique (Grèce)	Incendie d'un bac de stockage de pétrole	Inconnu	Dommages de 368 millions de dollars
Avril 1986	Tchernobyl (Ukraine)	Explosion dans la centrale nucléaire, et des rayonnements	Augmentation incontrôlée de la puissance d'un réacteur provoqua l'explosion	31 morts et 75000 personnes affectées par les rayonnements nucléaires Pollution et

		nucléaires		dégâts matériels importants
02 Juin 1987	Port Edouard Herriot (France)	Incendie et explosion dans un dépôt pétrolier	Fuite d'un additif inflammable utilisé dans la fabrication et l'extension des réservoirs	2 morts et 5 blessés. Destruction de 24 bacs
06 Juillet 1988	Piper Alpha (UK)	Plusieurs Incendies et Explosions	Incendie des pipelines de condensat dans une station de compression de gaz	165 morts Destruction presque totale de station Dégâts matériels importants
23 Octobre 1989	Pasadena Texas (USA)	Explosion	Opération de maintenance sur le réacteur de Polyéthylène	23 morts et 130 blessés Destruction de l'unité de production de Polyéthylène plus dégâts matériels
09 Novembre 1992	Raffinerie de la Mède (France)	Explosion	fuite de gaz	6 morts et 37 blessés Dommage d'environ 376 millions de dollars
Septembre 1997	Visakhapatnam (Inde)	Explosion (VCE)	Fuite de GPL au niveau de la pipe reliant le port avec la raffinerie	50 morts Destruction de 18 réservoirs contenant le GPL et le brut. Dommage d'environ 23,6 millions de dollars
21 Septembre 2001	AZF Toulouse (France)	Explosion	Fuite d'acide sulfurique et de la soude causant une chaîne des réactions provoquant l'explosion	30 morts et 2000 blessés. Destruction totale du complexe
28 Juillet 2002	Tüpraş (Turquie)	Explosion	Inconnue	Destruction de 9 réservoirs de GPL Evacuation de 5000 personnes plus 2 millions dollars de pertes

23 Décembre 2003	Gao Qiao Chongqing (Chine)	Une explosion dans un puits de gaz	Erreur humain pendant l'opération de forage	243 morts et plus de 4000 blessés
19 Janvier 2004	Skikda (Algérie)	Explosion (VCE) au niveau de complexe de liquéfaction de gaz naturel GL1K	Fuite de gaz	27 morts et 80 blessés Destruction des trois unités de GNL Perte de 904 millions de dollars
30 Juillet 2004	Ghislenghien (Belgique)	Explosion d'une conduite de gaz	Fuite de gaz naturel sur le gazoduc	24 morts et 132 blessés Destruction de la zone industrielle sur un rayon de 200m Perte d'environ 117.65 millions de dollars
23 Mars 2005	Texas (USA)	Incendie et Explosion de la raffinerie	Inondation d'une tour de distillation avec des hydrocarbures surpressurisées lors de la remise en service de l'unité d'isomérisation	15 morts et 180 blessés
11 Décembre 2005	Buncefield (UK)	Incendie et Explosion dans un terminal pétrolier	Fuite dans l'une des cuvettes d'un réservoir	43 blessés et évacuation de plus de 2000 personnes Destructions d'un nombre important des réservoirs de stockage de pétrole
16 Mars 2008	Donges (France)	Explosion	Fuite de Fioul lourd pendant le chargement d'un navire à la raffinerie TOTAL de Donges	Impacts sur l'environnement et perte d'environ 50 millions de dollars
04 Mars 2012	Brazzaville (Congo)	Incendie et Explosion	un court-circuit provoqua l'incendie d'un dépôt central des armes et munitions	146 morts Dégâts matériels

25 Août 2012	Amuay (Venezuela)	Incendie et explosion	Fuite de gaz dans une unité de stockage au niveau d'une raffinerie pétrolière	Plus de 40 morts et 31 blessés Destruction de 200 maisons et dommages matériels
17 Avril 2013	West Fertilizer Company (Etats-Unis)	Explosion	Les enquêteurs s'exprimaient pour la première fois sur la cause du sinistre. Ils ont également écarté l'hypothèse d'une cause naturelle, telle qu'un éclair, pour expliquer l'incendie et la déflagration.	14 morts et plus de 200 blessés Dommages matériels
19 Novembre 2013	Anvers (Belgique)	Explosion	Incident dans unité de production d'essence dans la raffinerie Total durant des opérations de maintenance	2 morts Arrêt d'une partie des installations
22 Novembre 2013	Qingdao (Chine)	Explosion d'un oléoduc	Une fuite constatée sur l'oléoduc	47 morts et 166 blessés Dommages matériels
15 Mai 2014	Manisa (Turquie)	Explosion d'une mine de charbon	Explosion d'un transformateur électrique	274 morts et 120 blessés Dommages matériels
13 Juillet 2016	Usine métallurgique (France)	Explosion d'un four à arc sous vide	2 explosions se produisent dans un four de fusion à arc sous vide contenant 5 tonnes de titane	Dégâts matériels d'environ 10 millions de dollars
17 Octobre 2016	Ludwigshafen (Allemagne)	Explosion d'une usine chimique	Travaux de maintenance	4 morts, 7 blessés graves et 22 blessés légers Dommages matériels considérables
01 Juillet 2019	Arzew (Algérie)	Incendie	Fuite de GNL au niveau du train 400	3blessés et dégâts matériels

II.1.2. Les accidents d'incendie et d'explosion dans la Wilaya de Skikda

Tableau.II.2. Les accidents d'incendie et d'explosion dans la Wilaya de Skikda [13]

Date d'accident	Lieu d'accident	Type d'accident	Causes	Conséquences
Raffinerie				
10 Juin 2003	Four 101F-2 Unité Reforming (RA1K)	Incendie	Flamme	3blessés
15 Novembre 2003	Four	Incendie	Inconnu	5blessés
03 Octobre 2004	Réacteur 100-R3 Unité Reforming (RA1K)	Incendie	Auto- inflammation de l'H ₂	Destruction de Réacteur 100-R3
20 Novembre 2004	Salle d'analyse de Bitume (Laboratoire central)	Incendie	Flamme	Destruction de la canalisation d'évacuation des gaz de combustion brûlés et la hotte d'aspiration
12 Mars 2005	Unité 1020 (Section A)	Incendie de la cellule du tour de refroidissement	Etincelle	Destruction totale de la cellule de refroidissement de l'unité 1020
24 Septembre 2005	Pipe 22 pouces (RA1K)	Dispersion du pétrole brut	Fuite de pétrole	Pollution du sol Rupture et fragilisation d'un tronçon de pipe 22 pouces
06 Juin 2006	Pipe de pétrole brut dans la zone industrielle PK2600	Incendie	Flamme	Calcination de pipe
24 Octobre 2007	Unité de Reforming (RA1K)	Incendie	Etincelle	1 décès Destruction des câblages instrumentation et électriques de la chaîne de régulation 12
11 Juin 2008	Périmètre de la raffinerie	Incendie	Flamme des débris embrasés	Arrêts de certains équipements Impact financier considérable relatif à l'opération de la lutte contre la pollution

07 Juillet 2008	Unité 62	Explosion	Fuite de gaz Hcl	Destruction de certains équipements de l'unité
03 Avril 2009	Topping 10 (RA2K)	Incendie	Points chauds au niveau de la pompe et les lignes des vapeurs	3blessés Destruction des câbles instrumentation et câbles électriques
09 Mars 2010	Unité Reforming (RA1K)	Incendie	Fuite d'H2	3 blessés Dégâts matériels
05 Mars 2012	Unité Reforming (RA1K)	Explosion	Points chauds au niveau d'une pompe	Dégâts matériels
17 Décembre 2012	Unité 11	Explosion	Fuite de gaz (GNL)	6 blessés Destruction de l'échangeur
23 Décembre 2012	Unité 200	Incendie	Fuite de gaz	Pas de blessures ou de dommages matériels
03 Janvier 2013	Unité reforming (RA1K)	Explosion	Flamme au niveau de Four 100-F-1	2blessés Détérioration complète du four, du calorifuge et des câbles électriques
14 Février 2013	Unité 11	Incendie	Court-circuit	Pas de blessures ou de dommages matériels
06 Août 2013	Unité Reforming (RA1K)	Incendie	Défaillance d'une pompe	Pas de blessures ou de dommages matériels
09 Août 2013	Unité Reforming (RA1K)	Incendie	Flamme rejetée par une torche	Pas de blessures ou de dommages matériels
28 Février 2014	Unité Reforming (RA1K)	Incendie	Flamme	Dommages matériels
16 Octobre 2014	Unité Topping 10 (RA2K)	Incendie	Court-circuit	Dommages matériels
GL1K				
19 Janvier 2004	Chaudière (Unité 40)	Explosion	Fuite de gaz	27 morts et 80 blessés Destruction des trois unités de GNL Perte de 904 millions de dollars

06 Juin 2006	Pipeline de pétrole près du complexe GL1K	Incendie	Travaux d'excavation	Pas de blessures ou de dommages matériels
RTE				
04 Octobre 2005	Bac de stockage de pétrole brut S106 et S105	Incendie	Formation des poches de gaz dans les espaces vides de pétrole brut qui sont poussées vers le terminal et s'échappent des bacs de stockage après le redémarrage du pipeline OK1	02 Décès et 6 blessés plus des dommages matériels Perte totale de production équivalente à 36,47 millions de dollars
CPIK				
17 Mars 2004	Ligne 3 P3153	Explosion	Fuite d'hydrogène	6 blessés Destruction d'une partie de la section de purification
17 Mars 2010	Unité d'éthylène	Incendie et Explosion	Fuite d'un mélange d'hydrogène et de méthane	6 blessés Dégâts matériels

II.2. L'analyse des risques industriels

L'analyse des risques consiste à les identifier et à comprendre les mécanismes conduisant à leur concrétisation dans le but de réduire leur probabilité d'occurrence et/ou leur gravité. Cette étude doit aboutir à la mise en place de mesures permettant de réduire leur apparition ou leurs conséquences sur l'homme au travail, les matériels de production, les produits, les populations extérieures au domaine d'étude ainsi que les écosystèmes pour tendre le plus possible à une maîtrise des risques [1]. La norme NORSOK (Norvège Standard 2010) et (ISO/CEI Guide 73, 2002) définissent l'analyse des risques ainsi: Utilisation structurée d'informations disponibles pour les identifier et les décrire [2,3, 4].

II.2.1. Analyse fonctionnelle

L'analyse fonctionnelle va détailler la manière dont le système va opérer pendant toutes ces phases de vie. Cette analyse permet d'identifier et de déterminer les fonctions à assurer.

II.2.2. Analyse dysfonctionnelle

L'analyse dysfonctionnelle vise à imaginer l'ensemble des défaillances pouvant survenir dans le système, et à analyser l'impact de ces pannes.

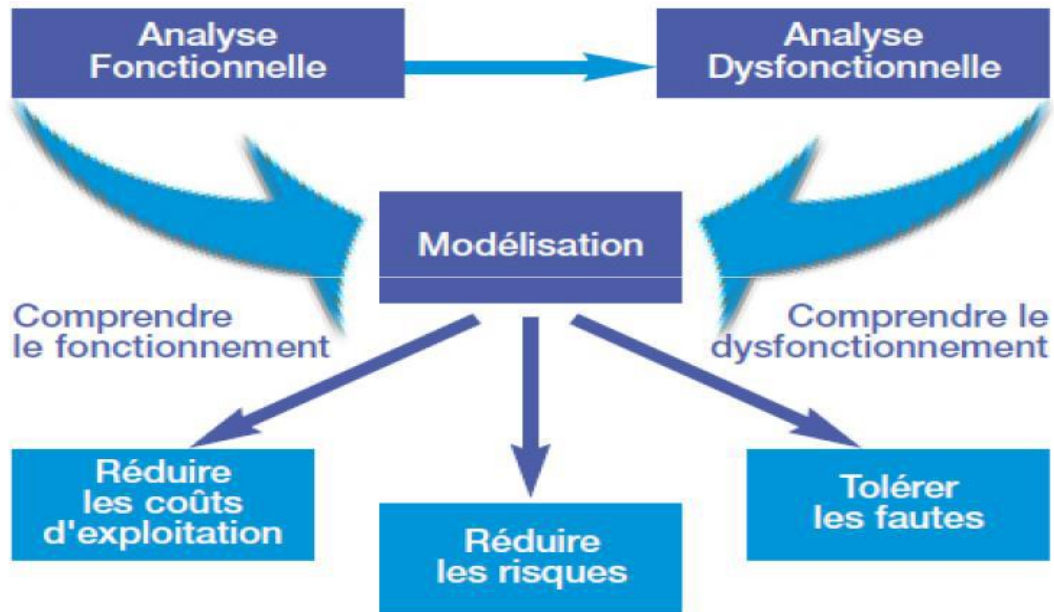


Figure.II.1. Combinaison de l'analyse fonctionnelle et l'analyse dysfonctionnelle

II.3. Classification des méthodes d'analyse des risques industriels

Il existe actuellement plusieurs méthodes d'analyse des risques industriels classées selon les propriétés suivantes :

II.3.1. Démarche déductive

Les méthodes d'analyse déductive sont basées sur une analyse ascendante de la séquence accidentelle (des conséquences vers les causes). Il s'agit alors à partir de l'événement majeur d'identifier les combinaisons et enchaînements successifs d'événements pour remonter jusqu'aux événements initiateurs [5, 6,7].

II.3.2. Démarche inductive

Les méthodes d'analyse inductive sont basées sur une analyse descendante de la séquence accidentelle (des causes vers les conséquences). Il s'agit alors à partir des événements initiateurs d'identifier les combinaisons et enchaînements d'événements pouvant mener jusqu'à l'évènement redouté [5, 6, 8].

II.3.3. Approche déterministe

L'approche déterministe consiste à recenser les événements pouvant conduire à un accident grave, c'est-à-dire majorants du point de vue de leurs conséquences. On utilise ensuite le concept de défense en profondeur pour minimiser les impacts des risques et de les maintenir à des niveaux acceptables [5]. L'approche déterministe a généralement été adoptée dans les domaines à haut risque tels que nucléaire, militaire, transports guidés, où le moindre risque significatif est traqué et réduit à la source [7].

II.3.4. Approche probabiliste

Les méthodes probabilistes sont basées sur la probabilité ou la fréquence d'apparition des situations dangereuses ou d'un accident potentiel [9]. Il s'agit d'une approche complémentaire qui permet de conforter les décisions (défense en profondeur) prises sur l'approche purement déterministe [7, 9,10].

II.3.5. Méthodes qualitatives

Les méthodes qualitatives sont basées sur l'identification des dangers et risques, de leurs origines et causes. Elles utilisent des tableaux standards permettant de classer les données et les événements [11].

II.3.6. Méthodes quantitatives

Les méthodes d'analyse quantitative se basent sur des outils mathématiques pour donner une valeur numérique à certains éléments du système à analyser (gravité, probabilité d'occurrence d'un évènement ...).

II.4. Etat de l'art sur les approches d'analyse des risques industriels

- **Analyse Préliminaire des Risques (APR)**

L'analyse Préliminaire des Risques a été développée au début des années 1960 dans les domaines aéronautique et militaire [6,7]. C'est une méthode qualitative utilisée pour l'identification et l'analyse des dangers, elle peut être utilisée avant l'étape de conception pour identifier et analyser les risques qui peuvent subvenir le système [2,10]. Son principe consiste à identifier les causes, les conséquences d'une installation et évaluer sa gravité des conséquences afin de maîtriser les situations dangereuses.

- **Analyse des Modes de Défaillances, de leurs Effets - AMDE /et de leur Criticité - AMDEC (Failure Modes, and Effects Analysis - FMEA / Failure Modes, Effects, and Criticality Analysis - FMECA)**

- ✓ **AMDE (Analyse des Modes de Défaillances, de leurs Effets) :** C'est une méthode inductive qualitative et déterministe. Elle a été développée pendant les années 1960 dans le domaine de l'aéronautique [2,12], elle est considérée comme un outil d'identification [13] et de prédiction parce qu'elle identifie les causes et les effets des défaillances (modes des défaillances) qui peuvent subvenir au système. Cette analyse vise d'abord à identifier l'impact de chaque mode de défaillance des composants d'un système sur ses diverses fonctions et ensuite hiérarchiser ces modes de défaillances en fonction de leur facilité de détection et de traitement [6].

- ✓ **AMDEC (Analyse des Modes de Défaillances, de leurs Effets et de leurs Criticités) :** C'est une extension de la méthode AMDE de telle sorte que cette dernière s'intéresse à la probabilité et la criticité pour construire une grille de criticité.

• **Hazard and Operability Study (HAZOP)**

La méthode HAZOP est l'une des approches préventives employées pour identifier et minimiser les risques industriels. La méthode HAZOP a été développée et utilisée la première fois dans les industries chimiques impériales (Imperial Chemical Industries) en 1963 pour identifier les risques et les défauts d'équipements pouvant provoquer des accidents majeurs [12]. La méthode HAZOP est une méthode d'analyse dysfonctionnelle, déductive, utilisé beaucoup plus pour les systèmes hydrauliques. Elle consiste à décomposer le système en nœuds, en se basant sur la fonction du système et d'identifier les risques et les problèmes d'opérabilité se produisant dans chaque nœud en raison des déviations de la gamme prévue des conditions de processus [2]. Il considère pour chaque déviation les causes et conséquences des risques ; alors il décide quelle action peut empêcher l'occurrence ou limiter les effets séquentiels en utilisant les mots guides appropriés [13].

La procédure de la méthode HAZOP est illustrée par la Figure.II.2

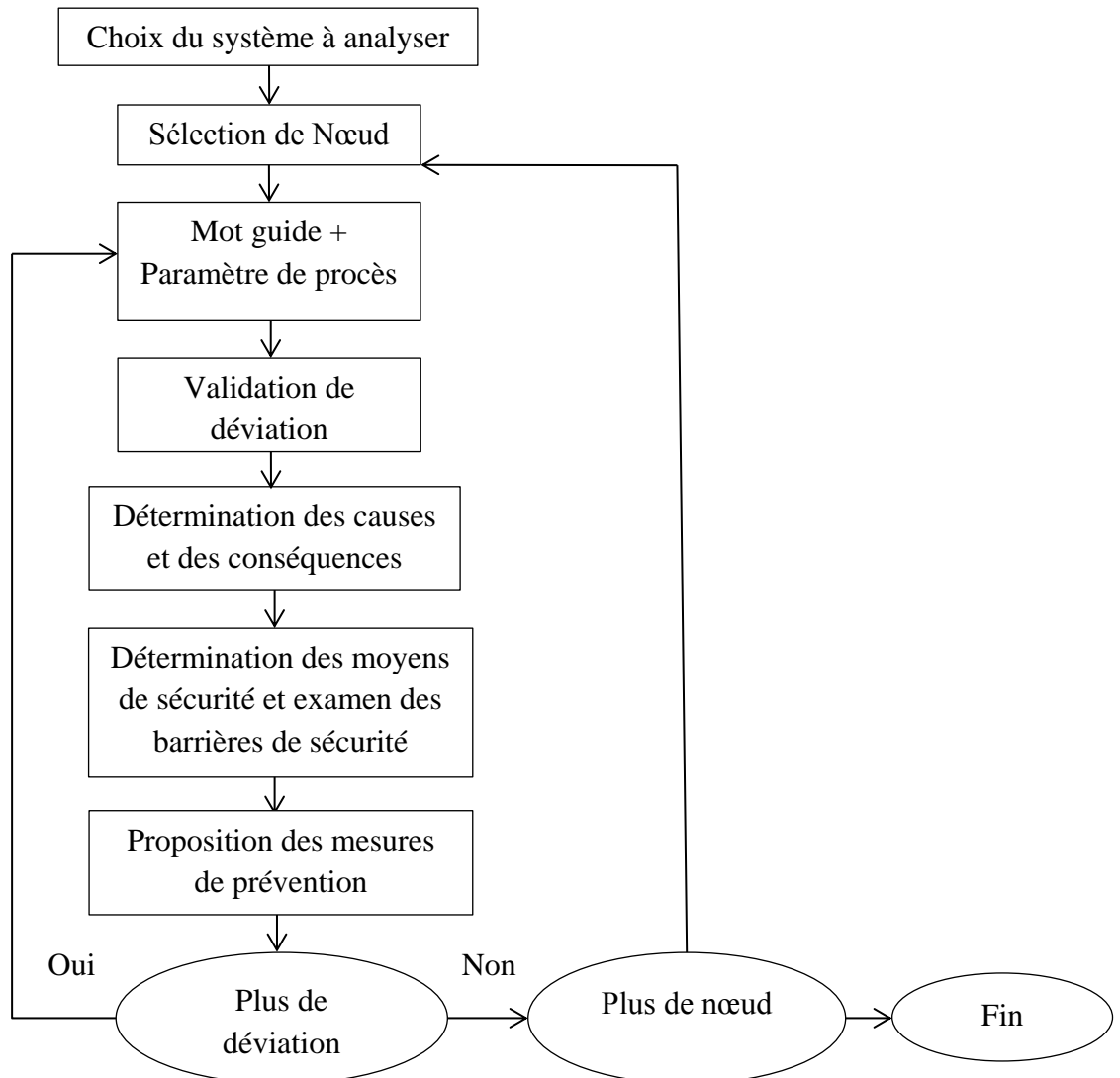


Figure.II.2. Principe de la méthode HAZOP [12, 13]

Méthodologie de production des déviations

La combinaison des mots clés avec les propriétés se fait comme suite

Propriété + Mot guide = déviation

Exemple :

Tableau.II.3. Méthodologie de production des déviations

Débit + élevé	Débit élevé
Température + élevé	Haute température
Niveau + bas	Niveau bas

- **What If**

What if est une méthode qualitative dérivé de la méthode HAZOP. Elle sert à identifier les effets provoquant des dommages. La méthodologie de l'analyse What If est comme suit :

- ✓ Postuler les problèmes et l'échec en posant la question (What if)
- ✓ Chercher des conséquences pour chaque question What if
- ✓ Pour chaque question What if, chercher des recommandations qui peuvent aider à empêcher ou bien réduire les dommages de la situation dangereuse.

- **Arbre De Défaillance –ADD- (Fault Tree Analysis (FTA))**

L'analyse par Arbre de Défaillances a été élaborée au début des années 1960 par la compagnie américaine «Bell Telephone» [7]. C'est une méthode dysfonctionnelle probabiliste qui utilise des portes logiques (AND et OR) pour présenter la combinaison des événements qui conduisent à une défaillance du système de façon inductive en partant de l'événements indésirables jusqu'aux événements de base. Elle est formée de niveaux successifs tels que chaque niveau est généré par le niveau inférieur. Son principe est illustré par la Figure. II.3

- ✓ **Analyse par arbre de défaillance qualitative et analyse par arbre de défaillance quantitative**

L'analyse par un arbre de défaillance est caractérisée soit par une analyse ADD qualitative qui présente la structure de l'arbre de défaillance, soit par une analyse ADD quantitative qui calcule la probabilité de défaillance [14]. L'exploitation qualitative de l'arbre vise à examiner dans quelle proportion une défaillance correspondant à un événement de base peut se propager dans l'enchaînement des causes jusqu'à l'évènement final. Pour cela, tous les évènements de base sont supposés équiprobables et on étudie le cheminement à travers les portes logiques d'évènement ou de combinaisons d'évènements jusqu'à l'évènement final [6]. L'exploitation quantitative de l'arbre des défaillances vise à estimer, à partir des probabilités d'occurrence des évènements de base, la probabilité d'occurrence de l'évènement final ainsi que des évènements intermédiaires [15].

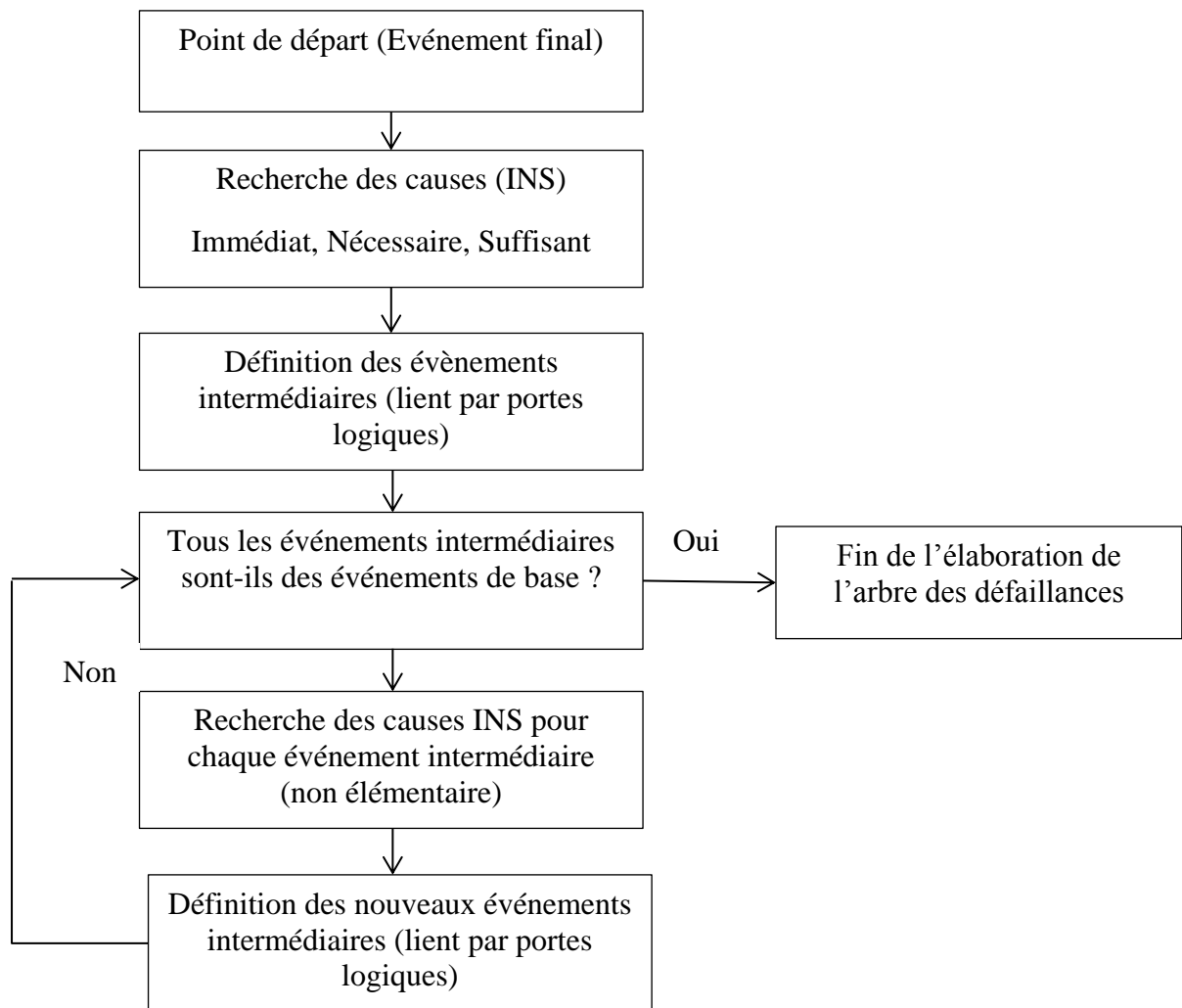


Figure.II.3. Principe de l'analyse par un arbre de défaillance (ADD) [14]

- **Arbre d'Événements (Event Tree Analysis (ETA))**

L'arbre d'évènement est une méthode quantitative qui permet d'identifier et analyser les fréquences des dangers en se basant sur un raisonnement inductif qui part d'un événement (origine), pour déterminer les conséquences qu'il peut avoir [10,16]. Ce raisonnement est présenté sous forme d'un schéma qui part d'un événement et décrit les différentes conséquences qu'il peut avoir en fonction des conditions dans lesquelles il s'est produit et des événements avec lesquels il se combine [12].

- **Nœud Papillon (Bowtie Model) :** Le « Nœud Papillon » est une approche arborescente qui réunit un arbre de défaillances et un arbre d'événements, centrés sur un même événement redouté. Elle prend son nom de la forme de son diagramme, qui ressemble à un papillon. Généralement elle s'agit d'étudier des événements hautement critiques [2,12].

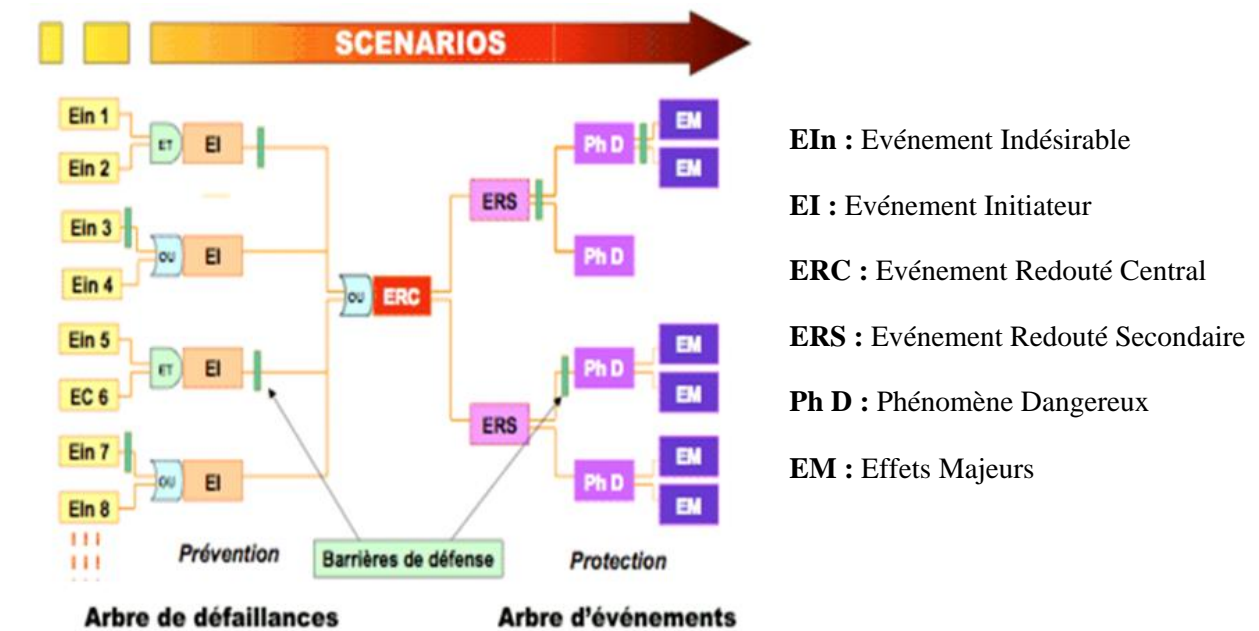


Figure.II.4. Principe de la méthode du Nœud Papillon [12]

Le point central du Nœud Papillon est l'évènement redouté qui résulte des dérives de paramètres de fonctionnement, ou de défaillances d'éléments, pouvant avoir des conséquences dommageables [17]. La partie gauche du diagramme sert à identifier les causes et le déroulement des séquences accidentelles aboutissant à la réalisation de l'évènement redouté, tandis que la partie droite sert à déterminer les conséquences de l'évènement redouté, en fonction de la disponibilité des mesures de protection.

- **Méthode Organisée et Systémique d'Analyse des Risques (MOSAR)**

La méthode MOSAR a été développée par Pierre Perilhon du Commissariat à l'Energie Atomique (CEA) [7,18,19]. C'est une méthode qui se base sur un modèle MADS (Modèle d'Analyse des Dysfonctionnements des Systèmes) pour modéliser le système et établir une présentation systématique de ses dangers. Cette méthode s'articule autour deux modules : le module « A » Macroscopique et le module « B » Microscopique.

La vision Macroscopique (Module A) sert à identifier les dysfonctionnements techniques du système provoquant l'évènement indésirable, pour faire une analyse des risques de proximité.

- Le Module A se base sur :
 - ✓ La modélisation du système
 - ✓ L'identification des sources des dangers de chaque sous système du système
 - ✓ L'identification et l'évaluation des scénarios d'accident
 - ✓ La définition des moyens de maîtrise des risques

La vision Microscopique (Module B) est la suite du module A, elle sert à faire une analyse plus détaillée des dysfonctionnements techniques.

- Le Module B se base sur :
 - ✓ L'identification des risques de dysfonctionnement et l'évaluation des risques en utilisant l'arbre de défaillance
 - ✓ La définition des moyens complémentaires de maîtrise des risques
 - ✓ La gestion des risques

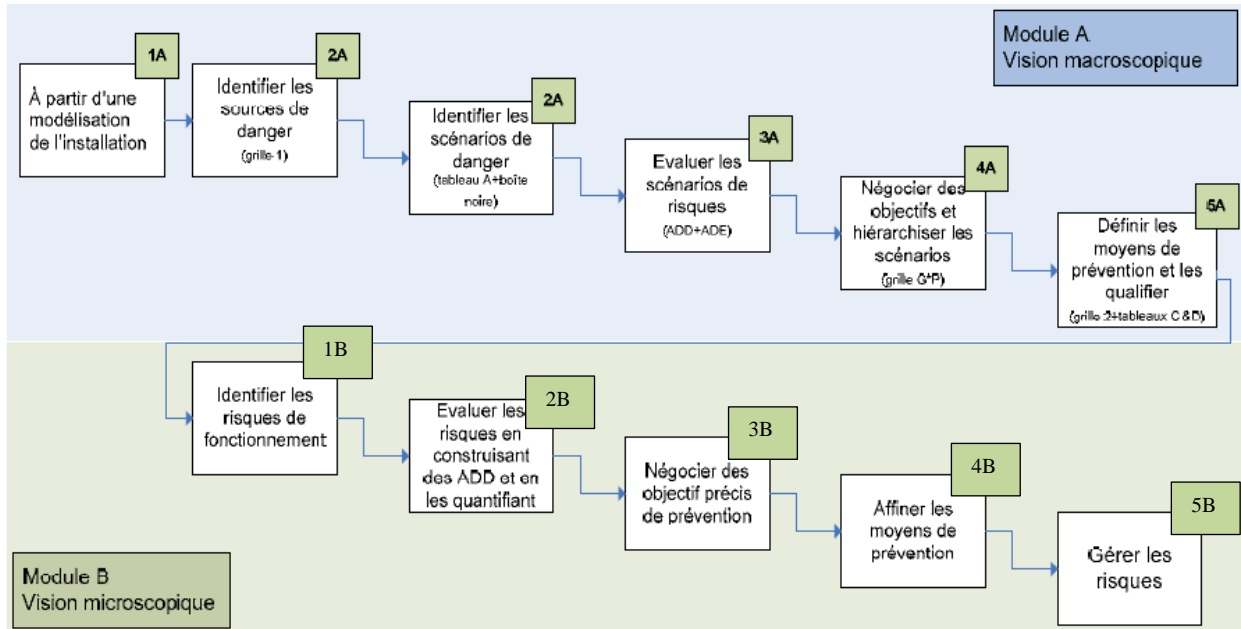


Figure.II.5. Vision globale de la méthodologie MOSAR [7]

- **Modèle MADS (Méthodologie d'Analyse de Dysfonctionnement des Systèmes)**

Le modèle MADS c'est la première approche systémique de la modélisation des dangers [7,20]. Il est formé de deux systèmes appelés système source de danger et système cible, reliés entre eux par un flux de danger.

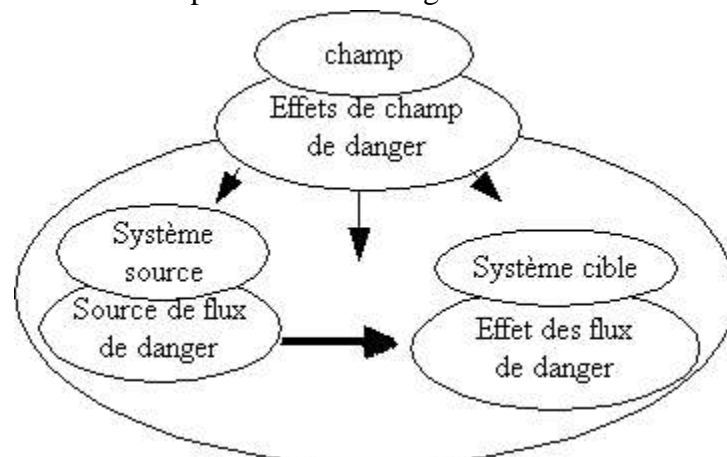


Figure.II.6. Modèle MADS [20]

- **La méthode FAST (Function Analysis System Technique)**

La méthode FAST est une représentation graphique développée par l'américain Charles Bythway en 1964 [21], elle consiste à décrire le système selon un diagramme d'analyse fonctionnelle.

Le diagramme FAST se construit de gauche à droite en plaçant à gauche la fonction principale du système et en se déplaçant vers la droite ou vers le bas suivant un ordre logique des fonctions. Ces fonctions sont reliées entre elles avec des liaisons réalisées en répondant les questions suivantes :

- Pourquoi ou dans quel but la fonction existe-t-elle ?
- Comment la fonction d'ordre supérieur est-elle réalisée avec des fonctions d'ordre inférieur ?
- Quand est-il nécessaire de disposer simultanément de plusieurs fonctions ?

La partie gauche du diagramme FAST présente les fonctions principales du système, la partie centrale présente le domaine fonctionnel couvert par le système, tandis que la partie droite correspond aux ressources extérieures au système.

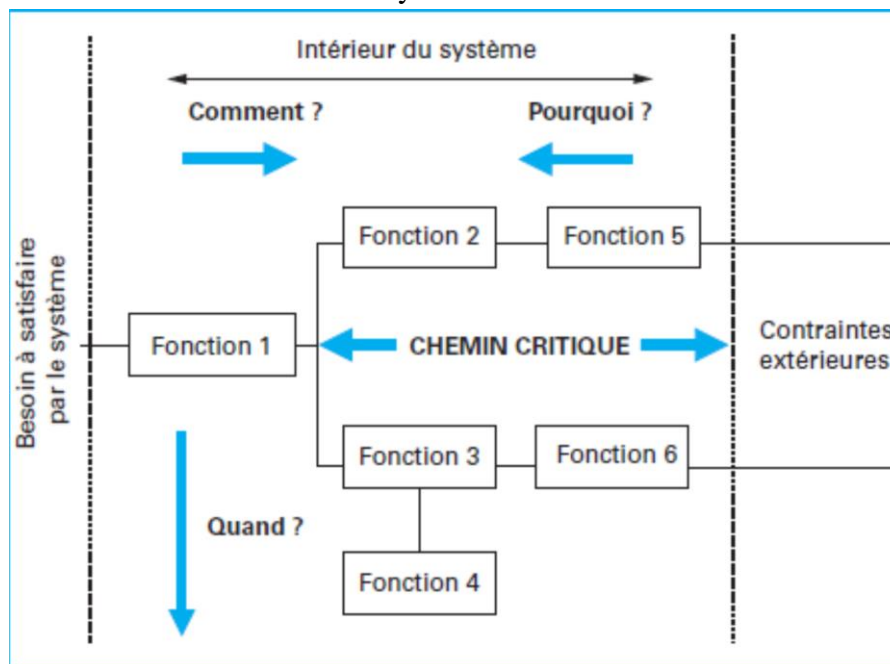


Figure.II.7. Principe d'établissement du diagramme FAST [21]

- **La méthode SADT (Structured Analysis and Design Technique)**

La méthode SADT s'agit d'une analyse fonctionnelle établie par Douglas T. Ross en 1970 [22,23]. La méthode SADT est une représentation graphique d'analyse et de modélisation des systèmes. Son principe se base sur la description des systèmes complexes où coexistent différents flux de :

- ✓ Matières d'œuvre ou entrée: produit (matière), énergie, information.
- ✓ Matières d'œuvre sortante : sont principalement des matières d'œuvres munies de leur valeur ajoutée. (des comptes rendus, et des pertes énergétiques).

- ✓ Contraintes de pilotage ou de commande : sont les paramètres qui déclenchent ou modifient la réalisation d'une fonction.

La méthode SADT présente deux visions :

- La vision globale des flux dont le bloc fonctionnel est représenté par un rectangle contenant la fonction globale, les entrées sont du type de matières d'œuvre ou données de contrôle. Les sorties sont les produits du système, et les supports présentent les éléments matériels.

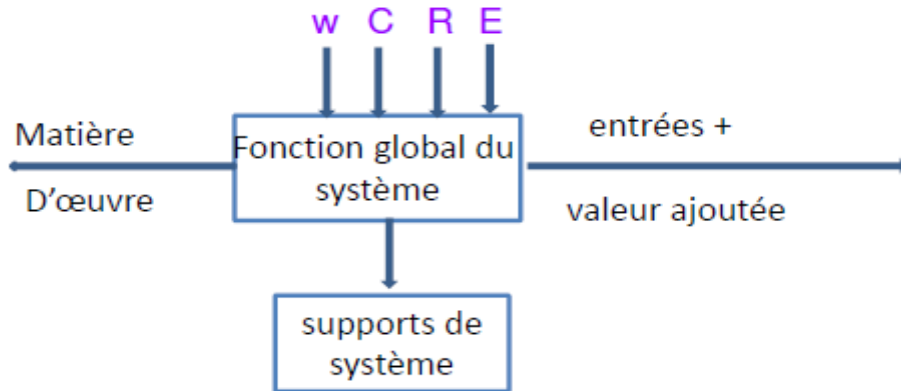


Figure.II.8. Principe de la méthode SADT [22]

- ✓ W: contraintes d'énergies
- ✓ C: contraintes de configuration
- ✓ R: contraintes de réglage
- ✓ E: contraintes d'exploitation
- La vision détaillée des flux (diagramme SADT des niveaux successifs) dont la fonction globale (boite mère) se décompose en sous fonctions et chaque sous fonction doit être reliée par des flèches avec les entrées, les sorties et les supports du système.

- **La méthode ARAMIS (A Risk Assessment Methodology for Industries)**

ARAMIS est un projet européen réalisé entre Janvier 2002 et Décembre 2004 dans le but de développer une nouvelle méthodologie d'évaluation des risques répondant aux exigences de la directive Seveso II et constituant une solution alternatives aux approches purement déterministes ou purement probabilistes de l'évaluation des risques [5,24].

La méthode ARAMIS est structurée en six étapes (Figure.II.9)

- ✓ Identification des scénarios potentiels d'accident majeur
- ✓ Identification des barrières de sécurité et évaluation de leurs performances
- ✓ Evaluation de l'efficacité du management et de son influence sur les performances des barrières de sécurité
- ✓ Identification des scénarios de référence
- ✓ Estimation cartographique de la sévérité des scénarios de référence
- ✓ Cartographie de la vulnérabilité

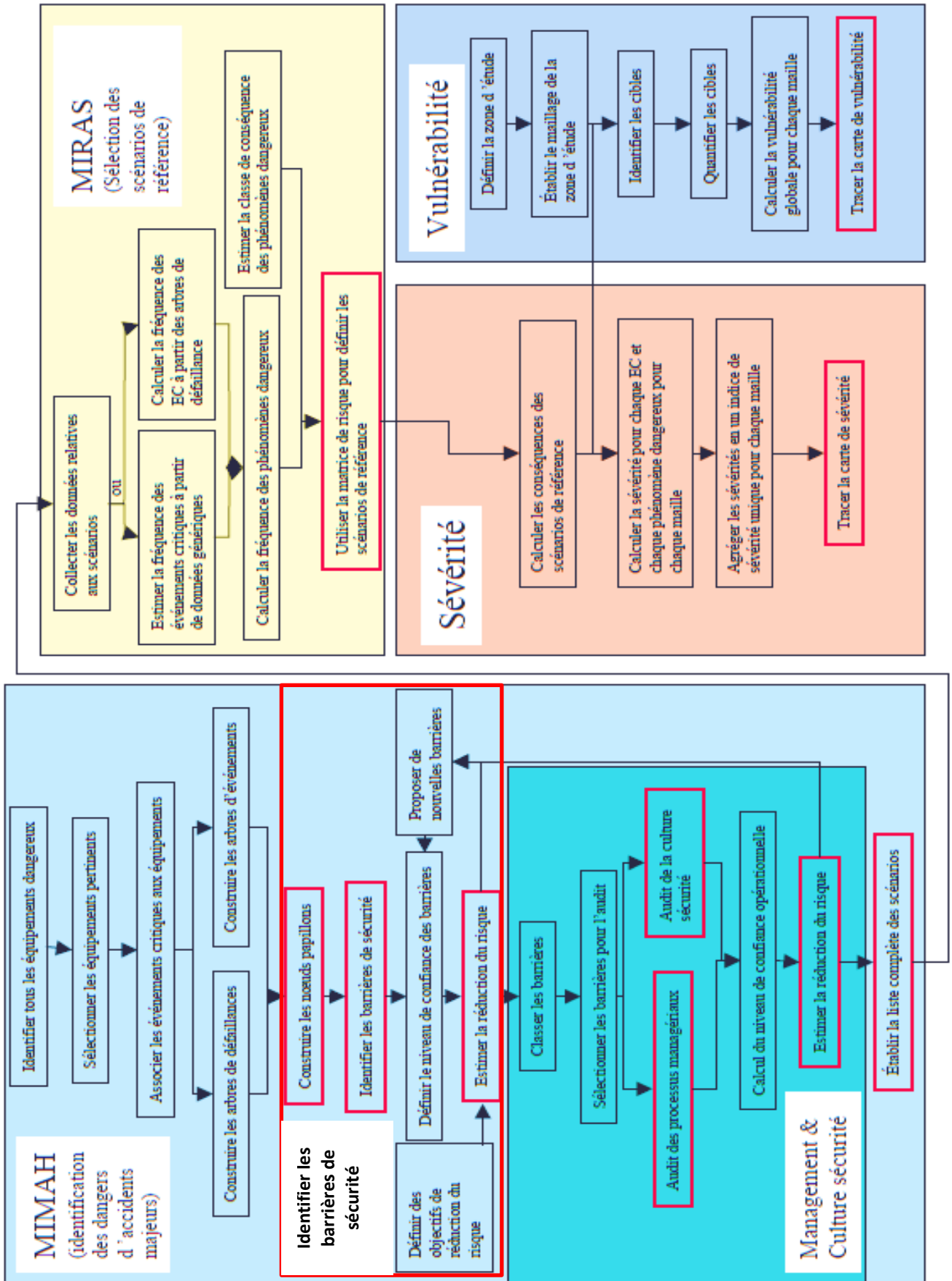


Figure.II.9. Synoptique de la méthode ARAMIS [24]

- **La method LOPA (Layer Of Protection Analysis)**

L'analyse des niveaux de protection LOPA est une approche permettant d'évaluer le risque d'incidents potentiels et des orientations sur l'adéquation des niveaux de protection indépendantes pour réduire les risques [6,25]. Elle consiste à :

- ✓ Juger de l'adéquation entre les barrières mises en œuvre et le niveau de risque visé
- ✓ Statuer sur le besoin de mise en œuvre de nouvelles barrières
- ✓ 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
- ✓ Evaluer la fréquence d'occurrence résiduelle d'un scénario d'accident [26]

- **La méthode QRA (Quantitative Risk Assessment)**

C'est une approche systématique permettant d'estimer la probabilité et les conséquences d'événements dangereux et d'exprimer les résultats quantitativement pour les personnes, l'environnement ou les biens. Elle évalue également la robustesse et la validité des résultats quantitatifs en identifiant les hypothèses critiques et les éléments déterminants du risque [2,6, 27]. La réalisation d'un QRA permet généralement d'établir quatre indicateurs de risques majeurs [27] :

- ✓ **Le risque individuel (risque de localisation) :** il s'agit de la probabilité annuelle de décès suite aux accidents majeurs étudiés pour une personne qui resterait en permanence à un endroit donné.
- ✓ **Le risque sociétal :** il s'agit de la probabilité annuelle d'un certain nombre de décès suite aux accidents majeurs étudiés.
- ✓ **Le risque d'atteinte environnementale.**
- ✓ **Le risque de perte des biens matériels.**

L'analyse QRA est effectuée à travers une série d'étapes ou d'activités schématisées dans la Figure.II. 10.

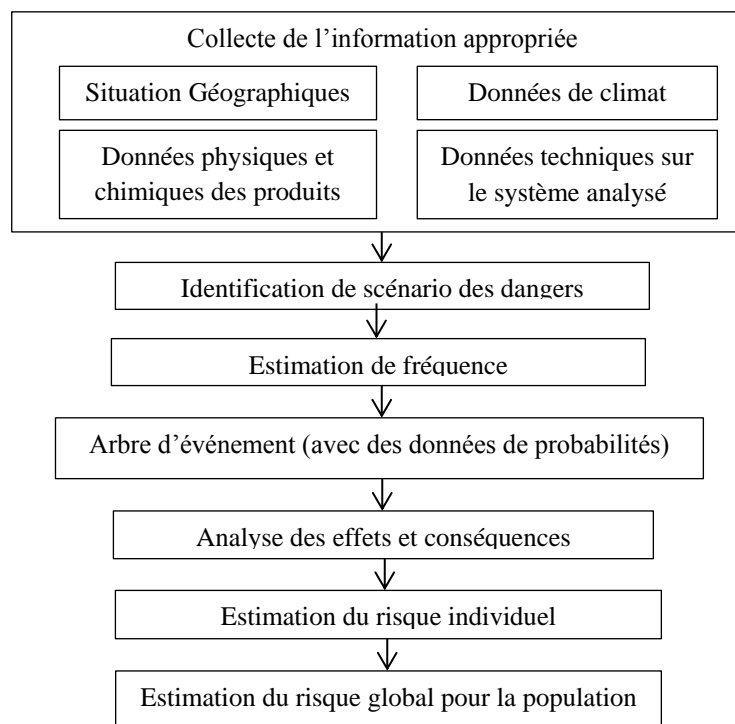


Figure.II.10. Etapes de l'analyse QRA [27]

II.5. Propriétés des méthodes d'analyse des risques

II.5.1. Avantages des méthodes d'analyse des risques

- Apprécier le niveau de dangerosité (risques et conséquences) d'une installation et identifier les composantes du danger (événement redouté, causes et conséquences dans une structure présentée par les méthodes d'analyse des risques
- Outils d'échange et de communication : La plupart des outils d'analyse des risques trouvent leur pleine efficacité lorsqu'ils sont mis en œuvre au sein d'un groupe de travail pluridisciplinaire. A ce titre, ces outils constituent un outil d'échange et de communication entre des personnes de sensibilités et de métiers différents
Ainsi, la richesse de ces méthodes ne se trouve pas dans leurs principes de base, mais bien dans l'expérience réunie au sein de ce groupe de travail. Les réunions ainsi menées permettent donc de partager des expériences diverses et de réfléchir de manière globale et réaliste à la sécurité de l'installation examinée
- La complémentarité : les méthodes d'analyse des risques sont complémentaires et interconnectées entre eux ce qui contribue à faire une bonne évaluation des risques et diminuer les risques techniques à la source, pour la protection de l'exploitant, de l'environnement et les populations, et assurer la fiabilité des équipements
- Se conformer à la réglementation
- Faire des investissements appropriés au niveau de risque

II.5.2 Limites des méthodes d'analyse des risques

- Domaine d'application spécifique pour certaines approches comme l'analyse HAZOP qui est utilisée seulement pour analyser les systèmes hydrauliques
- La non prise en compte de tous les risques dans quelques méthodes, comme l'influence des facteurs externes (conditions climatiques, environnement, facteurs humains) qui sont rarement pris en compte ou alors pas suffisamment
- La Subjectivité dans l'estimation des risques : L'estimation des probabilités d'occurrence d'un événement redouté est souvent subjective car l'approche par intervalle, qui consiste à répartir les gravités et les occurrences sur une matrice de risque attribuant les niveaux de risque à chaque zone de criticité (Gravité, Occurrence), est considérée comme une technique discriminatoire étant donné qu'il n'existe aucune règle permettant de définir les limites de ces zones précitées
- Non-considération des défaillances en mode commun : L'analyse causale d'un sous-système ou d'un composant pris séparément pour analyser le comportement de systèmes complexes. La plupart des méthodes d'analyse de risque sont caractérisées par une causalité linéaire. Cependant, il existe certaines méthodes complémentaires telles que l'analyse des défaillances qui permettent d'examiner les défaillances simultanées relatives à des systèmes interagissant ce qui peut ignorer l'analyse des défaillances communes entre les sous-systèmes [7].

II.6. Indices d'évaluation des risques

En plus des méthodes d'analyse des risques, il y'a aussi les méthodes d'indexation des risques, ils considèrent le risque comme une quantité mesurée et exprimée mathématiquement, en utilisant des données d'accident réel du système étudié.

II.6.1. DOW Chemical Exposure Index (DOW CEI)

Dow Chemical Exposure Index a été développé par l'Institut Américain de Génie Chimique (AIChE) en 1994. C'est une méthode de catégorisation des risques en rangs distincts, et qui se base sur des principes de sûreté pour mesurer les risques de toxicité relatifs en se basant sur [28, 29]:

- ✓ Les propriétés physiques et chimiques des matériaux et produits
- ✓ Toutes les unités principales avec ses inventaires
- ✓ Un plan précis d'emplacement des équipements industriels et ses environnements

II.6.2. Dow Fire and Explosion Index (Dow F&EI)

Cet indice est utilisé pour quantifier les dommages des risques d'incendie et d'explosion, et les classer en différents niveaux selon leur degré de gravité déterminé.

II.6.3. Mond Fire, Explosion and Toxicity Index

L'indice de Mond a été développé à partir de la version de 1973 de l'indice de DOW F&EI [30] Il fait une première évaluation de risque en quelque sorte semblable à cela utilisé dans l'indice de Dow [28, 31], mais il y'a quelques modifications qui incluent : le traitement des produits chimiques ayant des propriétés explosives, le calcul de facteur de quantité en se basant sur l'inventaire du matériel, le risque de disposition, et le risque de toxicité en utilisant le facteur de santé, la quantité de produit chimique exploitée, et les propriétés toxicologiques du produit chimique [28,30].

II.6.4. Safety Weighted Hazard Index (SWeHI)

Cet indice a été développé pour évaluer les risques d'incendie, d'explosion et les dégagements toxiques. SWeHI détermine le rayon du secteur exposé dans des conditions modérément dangereuses en utilisant deux facteurs :

- Le premier facteur estime les dommages qui peuvent être provoqués par l'unité étudiée en termes de secteur à la probabilité de 50% des dommages.
- Le deuxième facteur estime les coûts engendrés par les mesures de contrôle et de sécurité organisationnelles.

II.6.5. Instantaneous Fractional Annual Loss Index (IFAL)

L'indice IFAL a été développé par le Bureau d'Assurance Technique d' UK en 1981, pour l'évaluation d'assurance [29,32]. Le calcul de l'indice d'IFAL consiste à examiner chaque équipement contribue dans le processus.

Les principaux risques évalués par cet indice sont :

- Feu de nappe (Pool Fire)
- Explosion de nuage de vapeur (VCE)
- Explosion Interne

II.6.6. Fire and Explosion Damage Index (FEDI)

Cet indice sert à classer les processus des unités en cinq classes, en se basant sur le mode d'opération : [33,34]

- ✓ Unité de stockage
- ✓ Unité des opérations physiques
- ✓ Unité des réactions chimiques
- ✓ Unité de transport
- ✓ Autres unités de danger

II.6.7. Toxic Damage Index (TDI)

L'indice TDI est utilisé pour quantifier le rayon des dommages en cas d'incendie et de risque d'explosion [33]. Est une représentation de la charge toxique létale sur une zone. Il est mesuré en termes de rayon de la zone exposée de manière létale par une charge toxique. Cet indice est dérivé des phénomènes de transport et des modèles empiriques basés sur la quantité de produit chimique impliquée dans l'unité, l'état physique et la toxicité des produits chimiques, les conditions de fonctionnement et les caractéristiques du site [34].

II.6.8. Hazardous Waste Index (HWI)

Il s'agit d'un indice des dangers d'inflammabilité, de réactivité, de toxicité, et des risques de corrosivité des déchets.

II.6.9. Inherent Safety Index (ISI)

Cette méthode classe les facteurs de la sûreté en deux catégories : la première est relative à la sécurité inhérente du produit chimique et de procédé. La sécurité chimique inhérente inclut le choix de la matière employée dans le procédé entier en considérant la chaleur de la réaction, l'inflammabilité, l'explosivité, la toxicité, la corrosivité, et l'incompatibilité des produits chimiques. La deuxième catégorie est relative à la sécurité inhérentes des équipements et les conditions de fonctionnement telles que l'inventaire, la pression, la température, le type d'équipement et la structure de procédé.

II.6.10. Substance Hazard Index (SHI)

Il s'agit d'un classement des systèmes de risques proposé par l'American Petroleum Institut, et fondé sur la pression de vapeur et la toxicité du produit chimique étudié, en considérant la vapeur à pression élevée se disperse plus rapidement et qu'une substance extrêmement toxique peut causer des dommages à un faible niveau d'émission.

II.7. Avantages et limite d'utilisation des indices

Les méthodes d'indexation du risque sont faciles et simples. Les indices considèrent le risque comme une quantité pouvant être mesurée et exprimée mathématiquement, à l'aide de données d'accidents réels du système étudié [35]. Ce sont des méthodes purement quantitatives qui nécessitent une collection des données précises pour obtenir une bonne analyse des risques. Comme toute technique analytique, les indices d'évaluation des risques ont des limites. Ils sont faciles à appliquer, mais insuffisamment sophistiqué pour fournir un minimum de validité technique car ils impliquent un grand nombre des facteurs mal définis et difficiles à évaluer de manière uniforme et cohérente [31].

Tableau.II.4 : Classification des méthodes et indices d'analyse des risques

	Méthode d'analyse des risques	
	Qualitative	Quantitative
Probabiliste	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Arbre De Défaillance (ADD) (peut être réalisée comme une méthode quantitative) ▪ Nœud Papillon (peut être réalisée comme une méthode qualitative) 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Arbre De Défaillance (ADD) (peut être réalisée comme une méthode qualitative) ▪ Arbre d'évènements (ADE) ▪ Nœud Papillon (peut être réalisée comme une méthode qualitative)
Déterministe	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Analyse Préliminaire des risques (APR) ▪ What if ▪ Quantitative Risk Assessment (QRA) ▪ Analyse des Modes de Défaillances, de leurs Effets (AMDE) ▪ Hazard and Operability Study (HAZOP) ▪ Hazard Identification (HAZID) (peut être réalisée comme une méthode qualitative sans estimation des risques ou bien quantitative avec l'estimation des risques) ▪ Function Analysis System Technique (FAST) ▪ Structured Analysis and Design Technique (SADT) 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Analyse des Modes de Défaillances, de leurs Effets et de leurs Criticité (AMDEC) ▪ Hazard Identification (HAZID) (peut être réalisée comme une méthode qualitative sans estimation des risques ou bien quantitative avec l'estimation des risques) ▪ Méthode MADS MOSAR ▪ Quantitative Risk Assessment (QRA) (peut être considérée comme une méthode déterministe ou bien probabiliste) ▪ DOW Chemical Exposure Index (DOW CEI) ▪ DOW Fire and Explosion Index (DOW F&EI) ▪ Mond Fire, Explosion and Toxicity Index ▪ Instantaneous Fractional Annual Loss Index (IFAL) ▪ Fire and Explosion Damage Index (FEDI) ▪ Toxic Damage Index (TDI)

II.8. Critères de choix des méthodes et indices d'évaluation des risques

Les principaux critères pesant dans la mise en œuvre d'une méthode d'analyse des risques plutôt qu'une autre dans l'étude d'un système donné sont les suivants :

- ✓ Domaine de l'application
- ✓ Stade de l'étude (spécification, conception, ..., démantèlement)
- ✓ Perception du risque dans ce domaine
- ✓ Culture de la Sécurité de Fonctionnement de l'organisation
- ✓ Caractéristiques du problème à analyser
- ✓ Niveau envisagé de la sécurité
- ✓ Savoir-faire des intervenants
- ✓ Nature des informations disponibles (spécifications du système et de ses interfaces, contraintes, etc.).
- ✓ Retour d'expérience et base de données disponibles
- ✓ Moyens humains, logistiques et autres

Toutefois, l'utilisation séparée d'une seule méthode d'analyse de risque peut ne pas apporter une démonstration définitive de la réalisation des objectifs de sécurité. En effet, il est souvent nécessaire de combiner plusieurs approches pour une meilleure complétude et une bonne cohérence en termes de résultats.

Dans notre étude nous avons choisi deux méthodes pour analyser et prévenir les risques incendie/ explosion dans les complexes GL1K et RTE. La première est la méthode HAZID qui est utilisée pour identifier tous les types de risques ainsi que leur sources, causes et conséquences, et ce pour n'importe quel système quel que soit son fonctionnement. La méthode HAZID est applicable pour tous les domaines et contrairement à d'autres approches telles que la méthode HAZOP qui est dédiée seulement aux systèmes hydrauliques. Par ailleurs, l'approche HAZID consiste à imaginer l'ensemble des risques et ses conséquences pendant toutes les phases de vie du système (construction, installation, mise en service,...etc) ce qui contribue à l'établissement des moyens et mesures de précautions et de sécurité selon les caractéristiques des risques identifiés.

La deuxième méthode que nous exploiterons est l'indice de DOW pour incendie et explosion (DOW F&EI). Il s'agit de l'indice le plus utilisé pour prédire, évaluer et quantifier les risques incendie/ explosion des processus chimiques y compris la production, le traitement des matériaux inflammables et explosifs (cas du complexe GL1K) et le stockage des produits inflammables (cas du complexe GL1K et RTE). Cet indice se base sur le retour d'expérience et la collection des données disponibles sur les risques d'incendie et d'explosion dans les sites industrielles, ce qui donne une étude précise sur les spécifications, les interfaces et les contraintes du système étudié. Le calcul de l'indice DOW F&EI inclut toutes les spécifications chimiques, physiques et mécaniques, ainsi que les équipements qui contribuent au fonctionnement du système à analyser, les moyens et les barrières de sécurité de ce système.

Les caractéristiques et la complexité des complexes pétrochimiques que nous considérons nécessitent une étude profonde et complète, Cette étude se réalise par la combinaison de HAZID et DOW F&EI pour une analyse globale et complète qui considère toutes les données et les informations disponibles du système à analyser, et qui prend aussi en compte l'historique des problèmes issus des accidents d'incendie/explosion, les caractéristiques physiques et chimiques, les mécanismes de fonctionnement ainsi que les équipements et les accessoires intervenant dans la sécurité des unités étudiés.

II.8.1. La méthode d'identification HAZID (Hazard Identification)

La méthode HAZID est un outil d'identification des risques, de leurs sources, de leurs causes et de leurs conséquences. Elle permet d'identifier tout type de risque pour n'importe quel système pendant toutes les phases de vie du système. Contrairement aux autres méthodes d'analyse des risques dédiées à l'identification et l'analyse des dangers spécifiques, tel que HAZOP, qui permet d'identifier et d'évaluer les risques liés aux processus continus pour les systèmes hydrauliques, HAZID est dédié à l'identification et l'analyse de tous types de risques pour tous les systèmes. Elle permet de déterminer l'ensemble des scénarios auxquels le système est exposé en se basant sur des mots clés qui couvrent tous les dangers du système et simplifie leur complexité, en considérant la probabilité d'occurrence et la gravité des risques ce qui joue un rôle important dans l'estimation et la classification des risques identifiés et donc la sécurité du système en proposant les moyens de précautions spécifiques.

II.8.1.1.Principe de la méthode HAZID

L'utilisation de la méthode HAZID nécessite la décomposition du système à analyser en éléments et analyse ces éléments en fonction des mots-clés utilisés pour couvrir les dangers inhérents. HAZID est une méthode semi-quantitative basée sur la probabilité d'occurrence et la gravité pour diverses conséquences, y compris la sécurité du personnel, l'impact sur l'environnement et les biens pour classer le risque et déterminer son niveau [36].

Le principe de cette méthode et les mots guides utilisés sont illustrés par la Figure.II.11 et le Tableau.II.4.

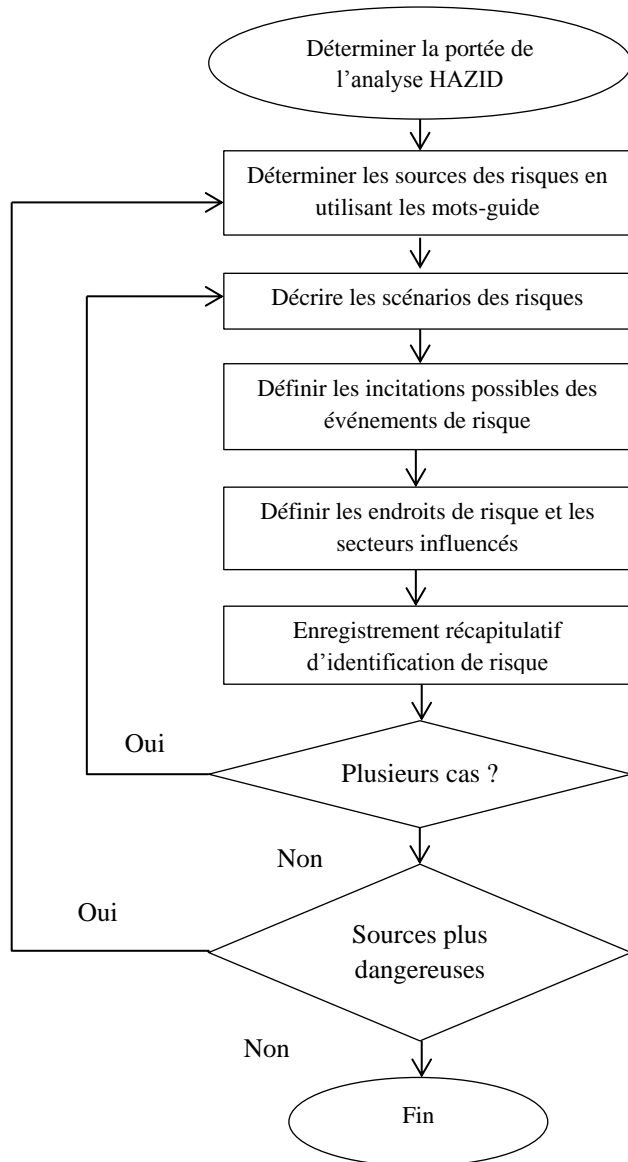


Figure.II.11. Procédure de l'analyse HAZID

Tableau.II.5. Les mots guides utilisés dans l'analyse des risques incendie/explosion des complexes GL1K et RTE

Catégorie	Mots-guides
1. Organisation	<ul style="list-style-type: none"> • Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci - réchauffeurs à brûleur, zones de soudage
2. Principaux inventaires des substances dangereuses	<ul style="list-style-type: none"> • Documenter les principaux inventaires - liquides ou gaz Combustibles ou inflammables, oxygène • Documenter les principaux inventaires - haute pression et température • Produit toxiques - ammoniac, carcinogènes, dosage des

	produits chimiques, etc.
3. Principaux systèmes de sécurité	<ul style="list-style-type: none"> Dispositifs de surveillance des incendies et des gaz toxique, système ESD, vannes d'isolement, systèmes SIL
4. Entretien et inspection	<ul style="list-style-type: none"> Plateformes élevées Travail autour de grands inventaires dangereux/dans des espaces confinés
5. Dangers liés à la construction	<ul style="list-style-type: none"> Dangers liés au soulèvement, haute température, congestion, contrôle du trafic
6. Problèmes d'environnement externe	<ul style="list-style-type: none"> Hiver (froid, neige, glace), inondation, vent/tornade, tremblements de terre

La matrice des risques choisie est une matrice de dimension 5/5. La probabilité d'occurrence doit ainsi être classée sur une échelle de 1 à 5 (Tableau.II.5). La gravité de l'impact potentiel sur les personnes, l'environnement et les équipements doivent être classés également sur une échelle de 1 à 5 (Tableau.II.6). Le classement des risques est défini par le produit de la gravité et de la probabilité pour classer le risque comme un risque acceptable, tolérable ou inacceptable selon la matrice des risques (Figure.II.12).

Tableau.II.6. Catégories de probabilité

Probabilité	Fréquence	Probabilité
1	Improbable (possible, mais jamais vue ou peut-être un événement dans le monde)	Environ 1 fois tous les 1000 ans
2	Improbable (possible, mais jamais vue ou peut-être un événement dans le monde)	Environ 1 fois tous les 100 ans
3	Rare (s'est produit à l'usine)	Environ 1 fois tous les 10 ans
4	Probable (se passe de temps à autres)	Environ 1 fois tous les ans
5	Fréquent	Environ 10 fois ou plus par an

Tableau.II.7. Catégories de gravité

Gravité	Personnes	Environnement	Valeurs matérielles
1	Blessure légère (Blessure avec premiers soins)	Léger dégât à l'environnement	Dégâts faibles. Influence réduite sur la production.
2	Blessure entraînant une perte de temps (Traitement Médical)	Dégâts environnementaux locaux pendant une courte période	Dégâts moyens. Influence moyenne sur la production.
3	Handicap permanent. (Hospitalisation prolongée)	Durée pour la restitution des ressources écologique inférieure à 2 ans	Dégâts considérables. Influence considérable sur la production
4	Un décès.	Durée pour la restitution des ressources écologique à 2-5 ans	Dégâts graves. Longs arrêts de production
5	Plusieurs décès.	Durée pour la restitution des ressources écologique supérieures à 5 ans	Démolition de l'usine ou de grandes parties de celle-ci. Très longs arrêts de production

		PROBABILITE				
		1	2	3	4	5
GRAVITE	1	Basse	Basse	Basse	Basse	Basse
	2	Basse	Basse	Basse	Moyen	Moyen
	3	Basse	Moyen	Moyen	Moyen	Elevé
	4	Moyen	Moyen	Elevé	Elevé	Elevé
	5	Elevé	Elevé	Elevé	Elevé	Elevé

Figure.II.12. La matrice des risques [35]

II.8.2. DOW's F&EI

L'indice de Dow pour incendie et explosion a été établi en 1994 par l'Institut Américain des Ingénieurs Chimistes(AIChE). L'indice DOW F&EI est une méthode quantitative basée sur les propriétés chimiques des matériaux qui sont utilisés dans le procédé à analyser, tels que le point d'éclair, le point d'ébullition, les facteurs matériels et les rangs de NFPA [37].

Cet indice est utilisé pour prédire et quantifier les dommages des accidents d'incendie et d'explosion dans les sites industriels [38], identifier les équipements sensibles qui peuvent contribuer à l'escalade d'un incident, et pour communiquer le F&EI avec la gestion des risques [39]. Il est largement appliqué dans l'évaluation des dangers des procédés chimiques, y compris la production, le stockage et le traitement des produits inflammables, explosifs et matières actives [40]; Il s'est avéré précis et fiable et il est considéré comme l'un des indices de risque de performance les plus puissants dans l'analyse, la prédiction et la quantification des dommages des accidents d'incendie et d'explosion dans les sites industriels, car il inclut et couvre tous les caractéristiques de l'unité objet de l'analyse, ainsi que toutes les données et les problèmes issus des anciens accidents d'incendie et d'explosion[41].

II.8.2.1. Principe de DOW's F&EI

La procédure de l'analyse DOW F&EI est structurée en plusieurs étapes selon la Figure.II.13

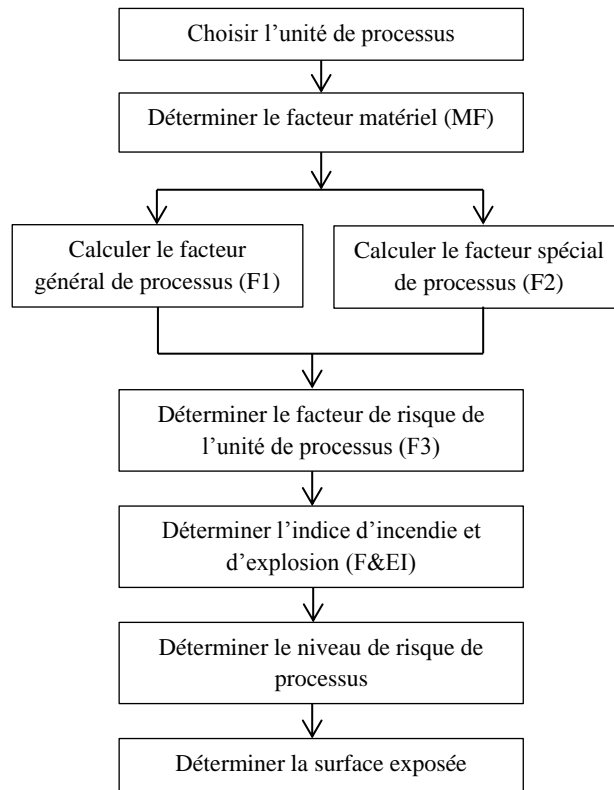


Figure.II.13. Procédure de DOW F&EI [36]

- La première étape de l'analyse DOW F&EI consiste à préciser premièrement l'unité étudiée en fonction des facteurs suivants :
 - ✓ L'énergie chimique potentielle
 - ✓ La quantité de matière dangereuse dans l'unité
 - ✓ La pression et la température de processus
 - ✓ L'historique des problèmes issus des accidents d'incendie et d'explosion... etc [36]
- La détermination de facteur matériel (FM) se fait par la mesure de taux d'énergie potentielle dégagée par l'incendie ou l'explosion. Ce facteur est obtenu à partir de N_F et N_R de NFPA qui expriment respectivement l'inflammabilité et la réactivité de substance.
- Le calcul de facteur général de risque de processus (F1) inclut les pénalités des facteurs suivants :
 - A. Réactions chimiques exothermiques
 - B. Processus endothermiques
 - C. Matérielles de manipulation et de transfert
 - D. Unités de processus incluses ou d'intérieur
 - E. Accès
 - F. Drainage et lutte contre les déversements

- L'étape suivante consiste à déterminer le facteur spécial de risque du processus (F2). Pendant le calcul de ce facteur, il est nécessaire de lister les pénalités suivantes :
 - A. Matériels toxiques
 - B. Pression sous atmosphérique (<500mmHg)
 - C. Opération proche d'une gamme inflammable :
 - 1. Réservoirs de stockage des liquides inflammables
 - 2. Renversement de processus ou échec de purge
 - 3. Toujours dans une gamme inflammable
 - D. Explosion de poussière
 - E. Pression
 - F. Basse température
 - G. Quantité de matière inflammable/instable :
 - 1. Liquides /gaz dans le processus
 - 2. Liquides/gaz de stockage
 - 3. Solides combustibles dans le stockage, poussière dans le processus
 - H. Corrosion et érosion
 - I. Fuites-Joints et emballages
 - J. Utilisations des équipements d'incendie
 - K. Système d'échange thermique d'huile chaud
 - L. Equipements rotatifs
- Le produit de facteur général de risque de processus avec le facteur spécial de risque de processus présente le facteur de risque de l'unité de processus (F3)
- L'indice de l'incendie et l'explosion (F&EI) est calculé par le produit de facteur matériel avec le facteur de risque de processus. Sa valeur permet de déterminer le degré de danger et de classer le risque d'incendie et d'explosion dans des différents niveaux selon le Tableau.II.7.

Tableau.II.8. Classification des risques selon DOW F&EI [36]

F&EI	Degré de risque
1-60	Léger
61-96	Modéré
97-127	Intermédiaire
128-158	Lourd
+159	Grave

Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons d'abord clarifiés la gravité et les dommages de risques Incendie/Explosion par les cas d'accidents industriels majeurs dans le monde et dans la wilaya de Skikda. Ensuite nous avons présentés les principes des méthodes et des approches d'analyse des risques industriels afin d'identifier leurs avantages et limites d'application. Nous avons par ailleurs proposés des critères de choix de la méthode la plus indiquée pour l'analyse et l'évaluation des risques Incendie/Explosion dans les sites industriels. Nous avons enfin présenté de manière plus détaillée les principes des techniques choisies pour l'analyse des risques Incendie/Explosion dans les sites pétrochimiques GL1K et RTE de la Wilaya de Skikda. Cette analyse fera l'objet du chapitre suivant.

Références Bibliographiques

- [1] P. Perilhon, Du risque à l'analyse de risques- Développement d'une méthode MOSAR , Ecole des mines de Nancy, 1998, p200.
- [2] J. Vinnem, Offshore Risk Assessment , vol 2, Third Edition, Springer, 2014.
- [3] N. Margoussian, Risques et accidents industriels majeurs, Dunod, Paris, 2006, ISBN 2 10 049521 6
- [4] ISO/CEI Guide 73, 2002, Management du risque – Vocabulaire – principes directeurs pour les inclure dans les normes. ISO/CEI.
- [5] D. Hourtolou, INERIS, Analyse des risques et prévention des accidents majeurs (DRA-007) Assessment of the Uncertainties in Risk Analysis of Chemical Establishments, 2002.
- [6] INERIS, Formalisation du savoir et des outils dans le domaine des risques majeurs (DRA-35), Omega7“ Outils d'analyse des risques générés par une installation industrielle,” 2003.
- [7] G. Chantelauve, Evaluation des risques et réglementation de la sécurité : Cas du secteur maritime - Tendances et applications, Thèse de doctorat, Institut National des Sciences Appliquées de Lyon, 2006.
- [8] M. H. Mazouni, Pour une Meilleure Approche du Management des Risques: de la modélisation ontologique du processus accidentel au système interactif d'aide à la décision, Thèse de doctorat, Université Nancy, 2008.
- [9] N. Grembo, Risque industriel et représentation des risques : approche géographique de la représentation du risque industriel majeur en région Poitou-Charentes, Thèse de doctorat, Université de LA ROCHELLE UMR, 2011.
- [10] G. Dusserre, O. Salvi, and D. Gaston, Review of 62 risk analysis methodologies of industrial plants Review of sixty two risk analysis methodologies of industrial plants, 2014.
- [11] G. Zwingelstein, Sûreté de fonctionnement des systèmes industriels complexes, Technique de l'ingénieur.
- [12] F. Khan, S. Rathnayaka, and S. Ahmed, Methods and Models in Process Safety and Risk Management: Past, Present and Future, Process Saf. Environ. Prot, 2015.
- [13] N. Hyatt, Guidelines for Process Hazards Analysis, Hazards Identification & Risk Analysis by Nigel Hyatt. Chap 6, “Basics of HAZOP, 2003.
- [14] E. Ruijters and M. Stoelinga, Fault tree analysis : A survey of the state-of-the-art in modeling , analysis and tools, Comput. Science Direct. Rev., vol. 15–16, pp. 29–62, 2015.
- [15] Y. Mortureux, Arbres de défaillance, des causes et d'événement, pp. 1–24.

- [16] Y. Mortureux, La sûreté de fonctionnement : méthodes pour maîtriser les risques, pp. 1–17.
- [17] T. France, Le nœud papillon : une méthode de quantification du risque majeur, pp. 1–23.
- [18] C. EL HAJJ, Méthodologie pour l'analyse et la prévention du risque d'accidents technologiques induits par l'inondation d'un site industriel, Thèse de doctorat, INP Grenoble, 2013.
- [19] P. Perhilon ; MOSAR ; Présentation de la méthode, 2003
- [20] L. Froquet and L. Froquet, Contribution à l'analyse des risques : Proposition d'une méthode par scénarios et capitalisation de la connaissance, 2007
- [21] J. Borza, FAST Diagrams, The Foundation for Creating Effective Function Models Presented to : General Dynamics Land Systems FAST Diagrams : The Foundation for Creating Effective Function Models, 2011.
- [22] M. Lakhoua, J. Ben salem, .L .el amraoui, The need for system analysis based on two structured analysis Methods SADT and SA/RT, Tome XI, 2018.
- [23] K. Santarek and I. M. Buseif, Modelling and design of flexible manufacturing systems using SADT and Petri nets tools, vol. 76, pp. 212–218, 1998.
- [24] V. Dedianous, A. Vallee, F. Prats, N. Rodrigues, D. Hourtolou, « ARAMIS » Développement d'une méthode intégrée d'analyse des risques pour la prévention des accidents majeurs, BCRD, Ministère de l'Ecologie et du Développement Durable Autorisation, 2004.
- [25] C. Wei, W. J. Rogers, and M. S. Mannan, Layer of protection analysis for reactive chemical risk assessment, vol. 159, pp. 19–24, 2008.
- [26] O. Iddir, Méthode LOPA: Principe et exemple d'application, Technique de l'ingénieur, SE4075, 2012.
- [27] J. Casal, Evaluation of the effects and consequences of major accidents in industrial plants , Industrial Safety Series, Volume 8, First Edition, 2008.
- [28] F. Khan, R. Sadiq, and P. R. Amyolec, Evaluation of Available Indices for Inherently Safer Design Options, no. June, pp. 83–97, 2003.
- [29] F. I. Khan, T. Husain, and S. A. Abbasi, Safety Weighted Hazard index (SWeHI) A New , User-friendly Tool for Swift yet Comprehensive Hazard Identification and Safety Evaluation in Chemical, Trans IChemE, Vol. 79, Part B, March 2001.
- [30] A. Heikkil, Inherent safety in process plant design- An index- based approach, VTT Technical Research Center of FINLAND, 1999.

- [31] F. R. Indexing, Fire Risk Indexing, SFPE Handbook of Fire Protection Engineering, 2016.
- [32] F.I. Khan, Shahid Abbas Abbasi, Risk Assessment In Chemical Process Industries – Advanced Techniques, Discovery Publishing House, New Delhi, First published 1998, ISBN 81-7141-422-2
- [33] M. Firdaus Husin¹, M H. Hassim , KS. Denny K.S, A. Johari¹, M. Johari Kamaruddin, N. Ngadi, Guidelines for Process Safety Hazard Assessment Based on Process Information, J. Eng. Technol. Sci., Vol. 50, No. 2, 2018, 272-290.
- [34] F. Khan, Multivariate hazard identification and ranking system, Process Safety Progress, Vol 17, No 3, 1998
- [35] S. Bekhouche, M.Rouainia, M.S. Medjram, Fire and Explosion Risks in Petrochemical Plant: Assessment, Modeling and Consequences Analysis, J Fail. Anal. and Preven, Volume 19, Issue 4, pp 903–916, 2019
- [36] AIChE, DOW's F&EI Hazard Classification Guide 7th Edition , 1997.
- [37] S. Bekhouche, M.Rouainia, M.S. Medjram, Fire and Explosion Risks Assessment using HAZID and F&EI methods, case of the GL1K-Skikda Natural Gas Plant , 4rd Conference on Advances in Mechanical Engineering Istanbul 2018–ICAME2018, 19-21 December 2018, Yildiz Technical University, Istanbul, Turkey.
- [38] M.Javad Jafari, The credit of Fire and Explosion Index for risk assessment of Iso-Max Unit in oil refinery, 2011.
- [39] M. Rights, I. Lazakis, O. Turan, T. Rosendahl, Risk assessment for the installation and maintenance activities of a low- speed tidal energy converter, in Marine & Offshore Renewable Energy 2012. Royal Institution of Naval Architects, 2012.
- [40] J. Wang, W. Song, Industries fire and explosion index calculation method incorporating classified safety measure credits, J. Loss Prev. Process Ind. 26(6), 1128–1133 (2013)
- [41] R. Wang, Y. Wu, Y. Wang, X. Feng, An industrial area layout optimization method based on dow' s fire and explosion index method. Chem. Eng. Trans. 61, 493–498 (2017)



CHAPITRE III

**Identification, Quantification et
Modélisation des accidents
Incendie/ Explosion Dans les
complexes pétrochimiques de
SKIKDA**



Introduction

L'objectif de cette partie est l'exploitation des outils abordés dans le chapitre précédent pour l'analyse et l'évaluation des risques Incendie/Explosion au niveau de deux complexes pétrochimiques dans la zone industrielle de Skikda : le complexe de liquéfaction de gaz naturel GL1K et l'unité de transport par canalisation des hydrocarbures RTE.

Dans un premier temps nous nous pencherons sur l'identification des dangers, leurs sources, leurs causes et conséquences en utilisant la méthode d'identification HAZID. Par la suite, nous procéderons à l'estimation des risques d'incendie et d'explosion identifiés par la méthode HAZID. Cette estimation sera basée sur l'application de L'indice de Dow relatifs aux risques Incendies/ Explosion (DOW F&EI) pour prédire et quantifier les dommages résultant des accidents d'incendie ou d'explosion. Cet indice fournit également les informations principales pour faciliter la gestion de ce type des risques industriels et permet l'identification de l'équipement le plus sensible qui peut contribuer à l'escalade de l'incendie ou l'explosion.

Pour mieux comprendre la sévérité des risques d'incendie et d'explosion dans les complexes pétrochimiques GL1K et RTE, le logiciel PHAST nous permettra de modéliser et simuler les scénarios des accidents d'incendie et d'explosion au niveau des complexes GL1K et RTE, ce qui donnera une image réelle de la gravité et la sévérité de ces types des dangers et améliorera l'évaluation des risques d'incendie et d'explosion au niveau de ces complexes. Cela nous aidera dans la prise des décisions quant aux mesures préventives pour la réduction des accidents d'incendie et d'explosion afin de sauver la vie humaine comme un premier but, l'environnement et les biens comme un deuxième but.

III.1. Présentation de la zone industrielle pétrochimique de SKIKDA

La zone industrielle de la wilaya de Skikda est implantée au cœur d'un tissu urbain à environ 3 km du centre de la ville de Skikda, à 3 km de Hammadi Krouma, et à 1,5 km de Hamrouche Hamoudi. Le secteur industriel se caractérise par la prédominance de l'activité pétrochimique implantée sur la zone industrielle de Skikda :

1. Un complexe de raffinage (RA1K),
2. Un complexe de liquéfaction de gaz naturel (GL1K),
3. Une unité de transport par canalisation des hydrocarbures (RTE),
4. Un complexe de matière plastique (CP1K),
5. Une entreprise nationale de distribution et de production de gaz (ENGI),
6. Une unité de production de polyéthylène (PEHD),
7. Une centrale thermique électrique (CTE).

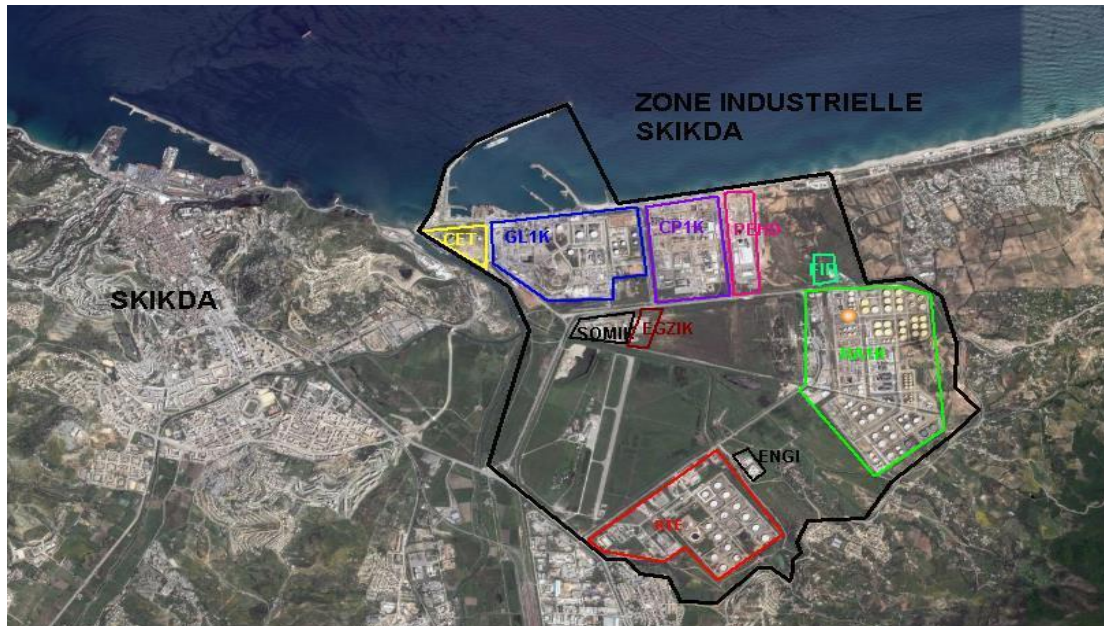


Figure.III.1. Localisation de la zone industrielle pétrochimique de Skikda

Dans ce chapitre, on va analyser et évaluer les risques majeurs du complexe pétrochimique GL1K qui est considéré comme le cœur de liquéfaction du gaz naturel en Algérie. Notre analyse sera également étendue au Terminal Arrivée, le point de distribution de gaz, pétrole brut et condensat dans la wilaya de Skikda.

III.2. Complexe pétrochimique GL1K

L'ancien complexe de liquéfaction de gaz naturel a reconnu la construction d'un nouveau train GNL dans les limites géographiques de l'actuel complexe GL1K- Skikda. Le nouveau train GNL remplace les trois trains de liquéfaction, détruits en 2004 par un accident d'incendie et d'explosion, dont la capacité de production pouvant atteindre 4.5 million de tonnes métriques par an.

Le nouveau train GNL utilise le procédé de liquéfaction APCI (Air Product and Chemicals Incorporation), qui comprend principalement de :

1. Une boucle de réfrigération (pré refroidissement) au propane qui sert à refroidir environ 2/3 du réfrigérant principal et Pré refroidir le gaz naturel traité avant leur entrée dans l'échangeur principal cryogénique.
2. Une boucle de réfrigération au réfrigérant mixte (MR), son rôle est de refroidir et liquéfier le gaz naturel dans l'échangeur principal cryogénique.
3. Une boucle externe de réfrigération au propane, qui sert à pré refroidir environ 1/3 du réfrigérant principal et assurer la réfrigération pour les échangeurs de l'unité de fractionnement.
4. Un échangeur principal de type bobiné pour la liquéfaction. Cet échangeur est constitué d'une calandre en aluminium et de plusieurs faisceaux de tubes en aluminium enroulés autour d'un noyau central (mandrin).

Ce complexe porte sur les sections ci-dessous :

1. Train GNL ;
2. Unité de fractionnement ;
3. Infrastructures or site comprenant : stockage GNL, le propane, le butane et l'essence ;
4. Production d'électricité, traitement d'eau, réseau-torche et système d'eau incendie ;
5. Sous-station électrique, chambre d'instrument de terrain, bâtiment pour la commande à vitesse variable, bâtiment de commande résistant aux explosions et bâtiment pour le laboratoire.

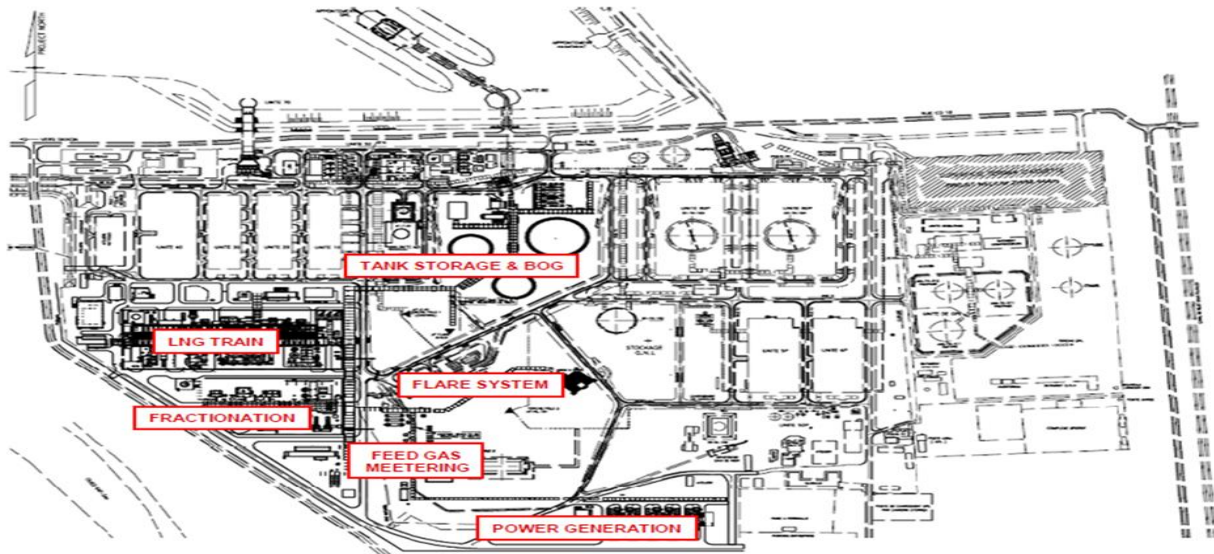


Figure.III.2. Disposition de l'usine GL1K Skikda [5]

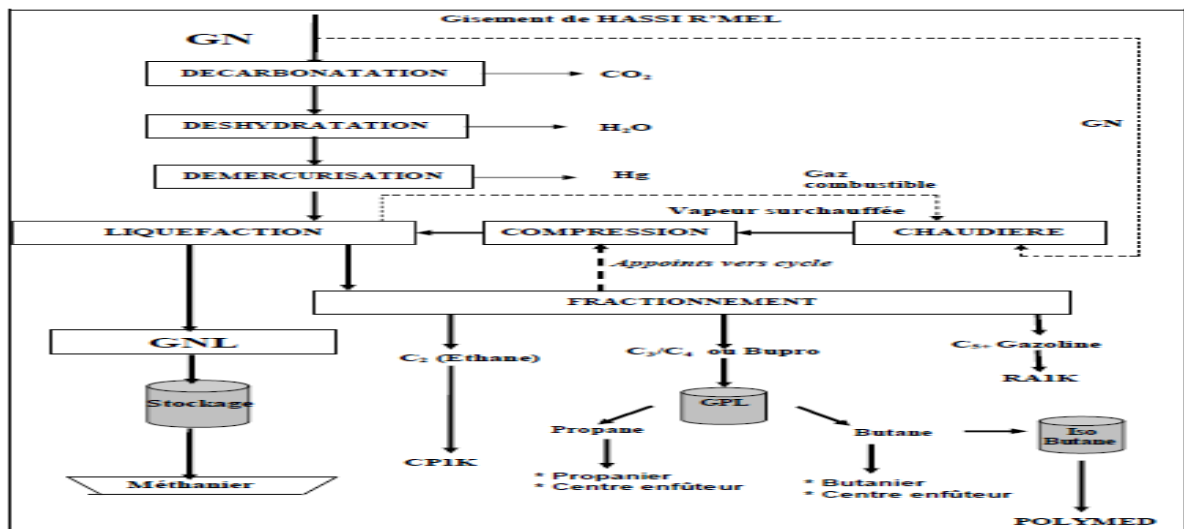


Figure.III.3. Procédé de GNL [5]

L'analyse des risques d'incendie/explosion au niveau de GL1K a été basée sur l'identification des dangers en utilisant l'outil d'identification HAZID qui consiste à identifier les scénarios des risques, leurs sources et origines, leurs causes et conséquences en les classant aux différents niveaux selon leurs probabilités d'occurrence et leurs gravités. Nous

exploitons la méthodologie DOW F&EI par la suite pour procéder à la prédiction et la quantification des dommages des dangers identifiés par HAZID.

Le logiciel PHAST est utilisé pour modéliser les scénarios des accidents, simuler et représenter les zones de danger et ses limites. Il joue un rôle important pour faire l'employeur dans la vraie image du risque analysé et il l'aide en prenant tous les nécessaires pour réduire leur danger.

III.2.1. Unité de liquéfaction

L'unité de liquéfaction constitue le cœur du procédé de liquéfaction du gaz naturel. Elle est composée principalement de la Colonne d'épuration (Scrub Colum) et de l'échangeur cryogénique principal MCHE.

III.2.1.1. Analyse de l'unité de liquéfaction par la méthode HAZID

Les risques de ces principaux équipements sont représentés par la feuille HAZID suivante :

Tableau.III.1. Feuille de travail HAZID pour l'unité de liquéfaction

Danger/problème	Cause/description de l'événement	Conséquence/escalade	Protection/contrôle de la prévention/facteurs d'atténuation	Matrice des risques		
				P	G	R
Organisation						
Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci - réchauffeurs à brûleur, zones de soudage	Réchauffeur électrique 15-ML02	Risque de température élevée dans le gaz combustible	1. Conçu selon de code électrique 2. Utilisé uniquement pour le démarrage	4	3	Yellow
Principaux inventaires des substances dangereuses						
Documenter les principaux inventaires - liquides ou gaz combustibles ou inflammables, oxygène	Refroidisseurs de propane (15-MC01 / 02 / 03)	Perte de confinement	1. Détection des gaz 2. Système de détection d'incendie	3	3	Yellow
	Scrub Column 15-MD01	Rejet potentiel entraînant une inflammation	1. Détection de gaz sur place 2. Programme d'entretien et Procédures d'exploitation standard	3	4	Red
	Ballon de reflux de la Scrub column 15-MD02	Rejet potentiel entraînant une inflammation	1. Détection de gaz sur place 2. Programme d'entretien et Procédures d'exploitation standard	3	4	Red
	MCHE 15-MC05	Rejet de vapeur	1. Soupape de décharge sur la cuve 2. Détection de gaz sur place 3. Programme d'entretien et Procédures d'exploitation standard	3	4	Red
	GNL vers le stockage via 15-MJ03	Pression potentielle montée subite à l'aspiration de pompe	1. Temps de fermeture de la soupape doit être limité pour éviter un coup de pression 2. Détection de changement de la température ambiante pour indiquer un rejet de GNL	3	3	Yellow
Principaux systèmes desécurité						
Dispositifs de surveillance des incendies et des gaz toxiques, système ESD, vannes d'isolement, systèmes SIL	Détection des gaz et systèmes ESD ; Impact sur les tubes entraînant un rejet de GNL	Perte de confinement	Détection de changement de la température ambiante pour indiquer un rejet de GNL	2	4	Yellow
Entretien et inspection						
Travail autour de grands Inventaires dangereux/dans des espaces confinés	Couvercle de trou d'homme sur l'échangeur de chaleur cryogénique ; Entrée dans un espace confiné	Espace confiné risque d'asphyxie	Permis d'entrée dans les espaces confinés	3	2	Green
Problèmes d'environnement externe						
Hiver (froid, neige, glace), inondation, vent/tornade, tremblements de terre	15-MC05 est la cuve la plus grande/la plus haute sur le Complexe.	Risque de dégât à la cuve suite à l'impact du vent	Spécifications pour la résistance au vent dans la conception des vaisseaux	2	3	Yellow

Les risques de l'unité de liquéfaction qui sont identifiés par la méthode HAZID sont classés en différents niveaux selon leur probabilité d'occurrence et leur gravité comme suite :

- **Risque Inacceptable**
 - ✓ Risque de formation des vapeurs rejets potentiels inflammables au niveau de la colonne d'épuration (Scrub Column), ballon de reflux de la Scrub Column et le MCHE.
- **Risque Tolérable**
 - ✓ Risque d'augmentation de la température dans le gaz combustible au niveau de réchauffeur électrique 15-ML02 ;
 - ✓ Risque de perte de confinement ;
 - ✓ Dommages et dégâts dus aux effets des facteurs environnementaux.
- **Risque Acceptable**
 - ✓ Risque d'asphyxie dans les espaces confinés.

Pour limiter la gravité et la sévérité de ces scénarios on a proposé quelques mesures de protection comme il est illustré dans la feuille HAZID(Tableau.III.1). Ces précautions sont illustrées dans le Tableau.III.2:

Tableau.III.2. Les mesures de prévention et les précautions proposées pour l'unité de liquéfaction

Catégories des mots clés	Mesures de prévention et de protection
Organisation	-L'utilisation de réchauffeur électrique pendant le démarrage de l'opération
Principaux inventaires des substances dangereuses	- Utilisation des systèmes de détection des gaz et système de détection d'incendie -Respecter le programme d'entretien et Procédures d'exploitation standard -Temps de fermeture de la soupape doit être limité pour éviter un coup de pression - Détection de changement de la température ambiante pour indiquer un rejet de GNL
Principaux systèmes de sécurité	- Détection de changement de la température ambiante pour indiquer un rejet de GNL
Maintenance et Inspection	- Utiliser et respecter les permis d'entrée dans les espaces confinés
Environnement Externe	- Spécifications pour la résistance au vent dans la conception des vaisseaux

III.2.1.2. Prédiction et quantification des risques Incendie/ Explosion de l'unité de liquéfaction par DOW's F&EI

Tableau.III.3. Feuille de travail DOW F&EI pour l'unité de liquéfaction

Unité De processus		Scrub Column	MCHE
Facteur Matériel		21	21
1.Risques de processus généraux	<i>Gamme De Facteur De Pénalité</i>	<i>Facteur de pénalité utilisé</i>	<i>Facteur de pénalité utilisé</i>
Facteur de base	1	1	1
A.Réaction Chimique Exothermique	0,30 - 1,25		
B.Processus Endothermiques	0,20 - 0,40		
C. Matérielles de manipulation et de transfert	0,25 - 1,05	0,50	0,50
D.Unités de processus incluses ou d'intérieur	0,25 - 0,90	0,60	0,60
E.Accès	0,20 - 0,35	0,20	0,35
F.Drainage et lutte contre les déversements	0,25 - 0,50		
Facteur général de processus de risque (F1)		2,30	2,45
2.Risques spéciaux de processus			
Facteur de base	1	1	1
A.Matériels toxiques	0,20 - 0,80		
B. Pression Sous-atmosphérique (<500mm Hg)	0,50		
C.Opération proche d'une gamme inflammable			
1. Réservoirs de stockage des liquides inflammables	0,50		
2. Renversement de processus ou échec de purge	0,30		
3. Toujours dans une gamme inflammable	0,80	0,80	0,80
D. Explosion de poussière	0,25 - 2,00		
E. Pression		0,68	1,00
F. Basse Température	0,20 - 0,30		
G. Quantité de matériel inflammable/instable			
1. Liquides/gaz dans le processus		1,30	1,28
2. Liquides/gaz de stockage			
3. Solides combustibles dans le stockage, poussière dans le processus			
H. Corrosion et Erosion	0,10 - 0,75	0,20	0,10
I.Fuite-Joints et emballage	0,10 - 1,50	0,30	0,30
J. Utilisation des équipements d'incendie			
K. Système d'échange thermique d'huile chaude	0,15 - 1,15		
L. Equipement Tournant	0,50		
Facteur spécial de risque de processus (F2)		4,28	4,48
Facteur de risque de l'unité de processus (F1x F2)=F3		9,844	10,976
Indice d'incendie et d'explosion (F3x MF)= F&EI		206,724	230,496

CHAPITRE III : Identification, Quantification et Modélisation des accidents Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

Tableau.III.4.Résumé de l'analyse de risque Incendie /Explosion de l'unité de liquéfaction par DOW F&EI

	Scrub Column	MCHE	Loi de calcul
1. Indice d'incendie et d'explosion (F&EI)	206,724	230,496	F3 x MF
2. Rayon d'exposition	55,40 m	59,01 m	R = F&EI x 0,84
3. Surface d'exposition	9637,16 m ²	10934,04 m ²	Area = πR^2

La Prédiction et la quantification des risques de la colonne d'épuration (Scrub Column) et de l'échangeur cryogénique principal (MCHE) par DOW'smontre que les principaux systèmes de l'unité de liquéfaction présentent un risque important, avec un indice d'incendie/explosion (F&EI)égal à 206,724 pour l'unité d'épuration(Scrub Column) et 230,496 pour l'échangeur (MCHE).

Concernant la zone d'exposition en cas d'accident d'incendie ou bien d'explosion, les résultats de l'exploitation de l'indice de DOW indiquent que cette zone est égale à 10934,04 m² pour le MCHE, c'est une valeur supérieure à la zone d'exposition de la colonne d'épuration, qui correspond à 9637,16 m². Par conséquent, les dommages d'incendie/explosion résultant au niveau de MCHE sont plus importants que ceux résultant au niveau de la colonne d'épuration. Ces résultats présentent des idées relatives à la gravité des risques d'incendie/ explosion dans l'unité étudiée ; ils aident également à prendre toutes les précautions nécessaires pour les réduire.

III.2.1.3. Modélisation des accidents Incendie/Explosion de l'unité de liquéfaction par PHAST

Les scénarios modélisés et simulés pour cette unité sont : Fireball (Boule de feu), Flash Fire (feu instantané) , Early and Late Explosion (Explosion précoce et tardive).

Les catégories atmosphériques choisies pour la simulation de ces scénarios:

- ✓ Catégorie 1,5/F : présente des vents de 1,5 m/s avec une température de 20 °C, et une humidité de 70%.
- ✓ Catégorie 5/D : présente une vitesse de vent de 5m/s avec une température de 22 °C, et une humidité de 72%.
- ✓ Catégorie 1,5/D : présente une vitesse des vents de 1,5 m/s, température de 21 °C, et une humidité de 72%.

1. Fireball (Boule de feu)

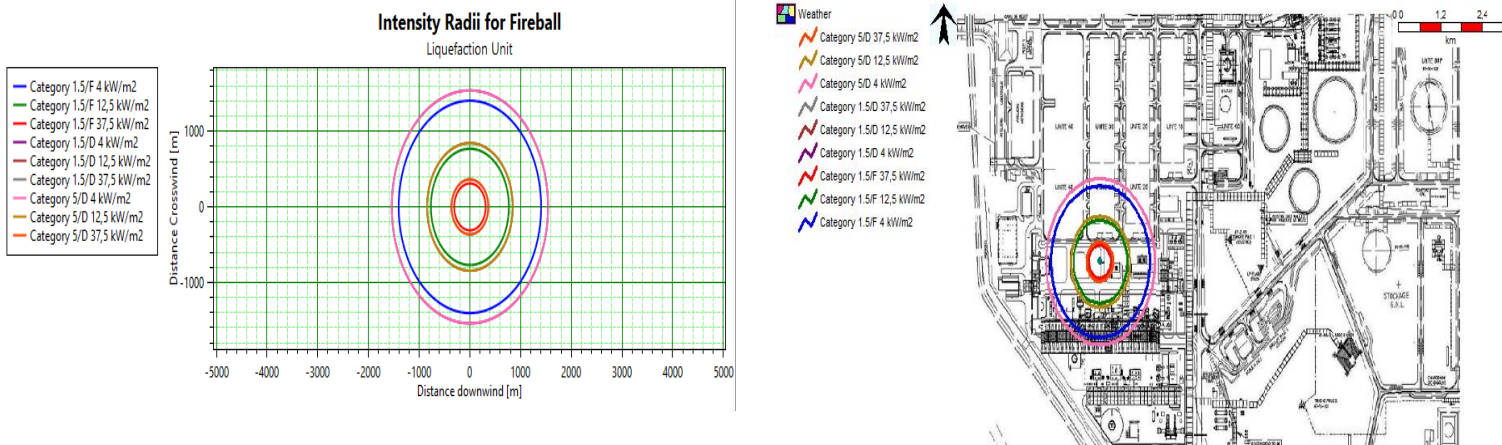


Figure.III.4.Intensité de radiation de Fireball pour l’unité de liquéfaction

Tous les rejets à allumage immédiat sont modélisés sous forme de (Fireball) boule de feu si le rejet est instantané ou très rapide (moins de 20 secondes). Dans ce contexte et selon les résultats de l’analyse par PHAST, le diamètre de la boule de feu est de 455,831 m. C'est une distance importante qui entraîne des conséquences graves pour la vie humaine, l'environnement et la structure.

L'intensité de la boule de feu est l'un des événements essentiels du rayonnement d'évaluation [1] tant que le degré de dommage dépend du niveau de rayonnement. Selon la Figure. III.4 qui montre les différents niveaux d'intensité de rayonnement, nous remarquons que la radiation ne dépend pas seulement du niveau d'intensité, mais dépend également des conditions atmosphériques présentées par les paramètres des catégories 1.5/F, 1.5/D et 5/D.

La première catégorie présente une atmosphère stable avec des vents faibles, un nuage moyen et des turbulences limitées, cette radiation peut atteindre une distance de 1404,33m (contour bleu) pour 4KW / m² tant que la catégorie 5 / D présente une atmosphère stable et neutre avec des vents et couverture nuageuse forte qui fournissent des turbulences moyennes jouent un rôle important dans la distribution des radiations. Dans cette catégorie, la distance pour 4KW / m² est de 1540, 73m (contour rose).

Selon ces résultats, nous notons que les boules de feu peuvent émettre de grandes quantités de chaleur, causant des dommages matériels, des blessures ou bien des morts [2].

2. Flash Fire

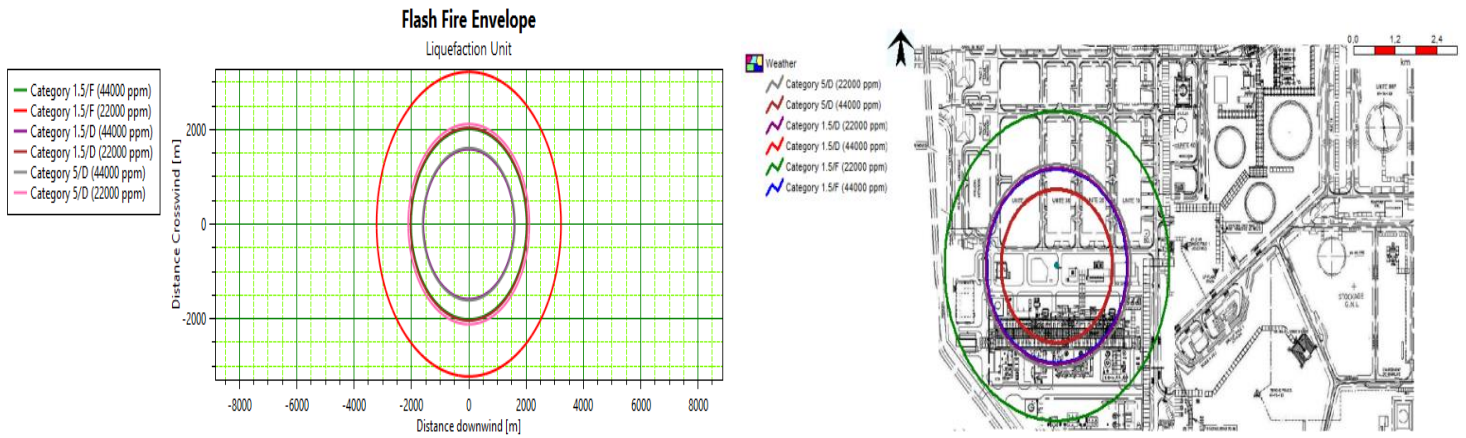


Figure.III.5. Enveloppe de Flash Fire pour l'unité de liquéfaction

Les dommages causés par le Flash Fire doivent être limités à l'inflammation des matériaux, qui s'enflamment facilement. Ces dommages sont limités aux impacts thermiques.

Les résultats des événements potentiels de Flash Fire sont présentés dans la Figure.III.5 Ils indiquent que la vitesse du vent et la stabilité atmosphérique peuvent avoir un effet significatif sur la dispersion de l'enveloppe du Flash Fire, ce qui détermine la distance finale par rapport aux concentrations de la limite inférieure d'inflammabilité (LII). Pour une concentration de 22 000 ppm, la distance vers la LII est représentée par le contour rouge qui correspond à la catégorie 1.5 / F.

Pour une concentration de 44 000 ppm, la distance vers la LII est représentée par le contour vert qui correspond à la catégorie 1.5 / F.

Le Flash Fire dépend de la progression d'un nuage de vapeur enflammé dont la surface de la flamme est semblable à un plan vertical se déplaçant à travers le nuage. Bien que cela présente des dangers importants surtout à l'intérieur du contour de la flamme, alors qu'elles sont moins grave et souvent négligeable à l'extérieures [3].

3. Early Explosion (explosion précoce)

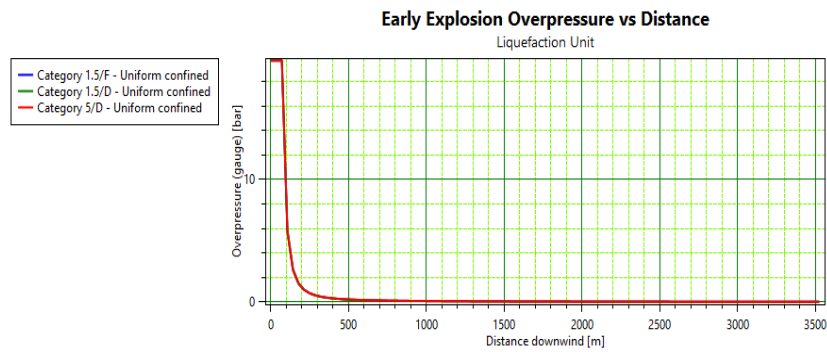


Figure.III.6.Surpression de la première explosion en fonction de la distance pour l'unité de liquéfaction

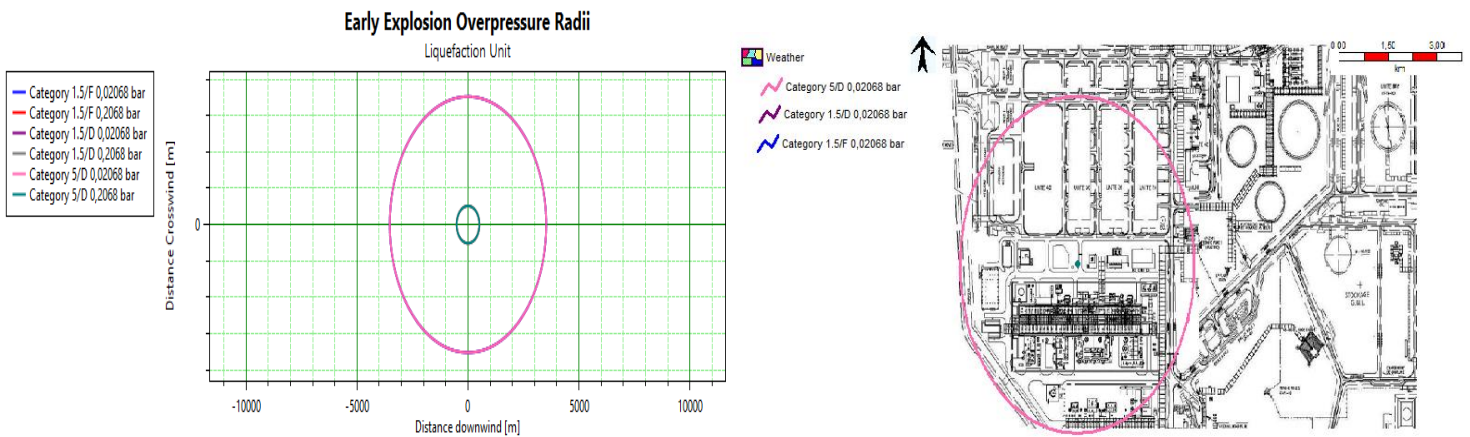


Figure.III.7. Radiations de surpression de la première explosion pour l'unité de liquéfaction

Selon la Figure.III.6, qui montre la relation entre la surpression et la distance au vent, l'onde de choc décline en fonction de la distance parcourue, tandis que la valeur de la surpression devient nulle à 500 m.

La Figure.III.7 présente différents niveaux de surpressions illustrées par différents contours à divers degrés de dommages lors d'une explosion de gaz naturel [4].

Pour une pression de 0,02068 Bar, les effets sont limités par rapport à la deuxième valeur (0,2068 Bar) qui est capable de causer des dégâts catastrophiques pour l'homme, l'environnement et la structure. A partir de ces résultats on peut dire que les conditions atmosphériques n'ont aucune influence sur les effets de l'explosion due à la surpression, par conséquent cela dépend de la quantité de la matière inflammable exploitée.

4. Late Explosion (Explosion tardive)

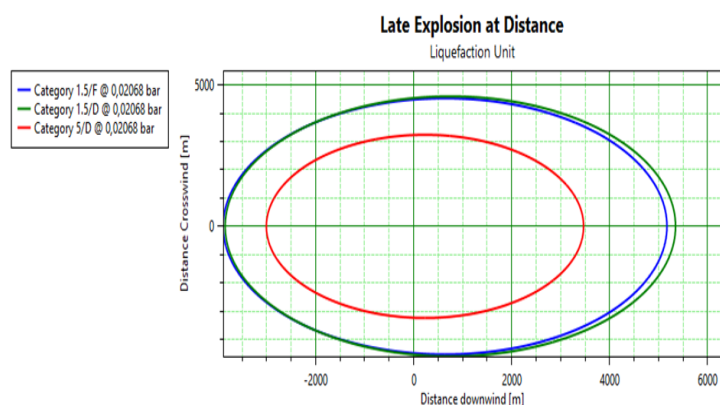


Figure.III.8.Explosion tardive en fonction de la distance pour l'unité de liquéfaction

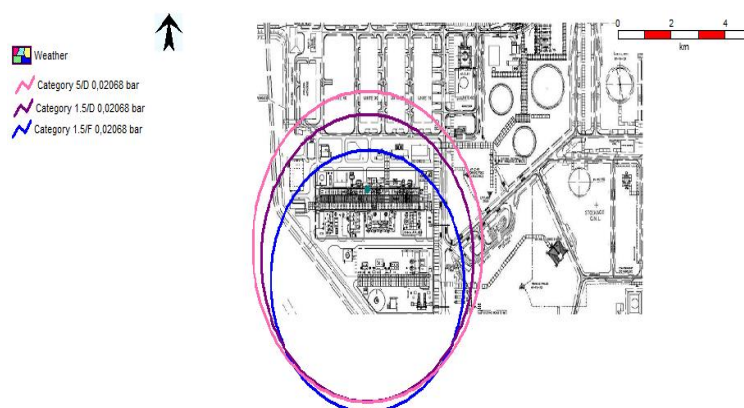


Figure.III.9. Effets des radiations de l'explosion tardive pour l'unité de liquéfaction

La Figure.III.8 présente la distance, dans différentes conditions météorologiques, d'une surpression de 0,02068 bar.

- Pour la catégorie 1.5 / F, le rayon depuis le centre de l'explosion est de 2490 m (contour bleu).
- Pour la catégorie 1.5 / D, le rayon depuis le centre de l'explosion est de 1860m.
- Pour la catégorie 5 / D, le rayon depuis le centre de l'explosion est de 1550 m.

La Figure.III.9 consiste à présenter les effets des radiations dues d'une explosion tardive, elle indique que la zone fatale était représentée par un contour bleu, qui correspond la catégorie 1.5/F avec une surpression de 0,02068 bar. Cette zone est considérée comme une zone de mort à 100%.

0,02068 bar est une pression faible, mais elle peut avoir des conséquences catastrophiques pouvant aller à l'extérieur de l'unité de liquéfaction et se répercuter sur les complexes environnants. Ces effets entraînent des dégâts graves pour la vie humaine, les pertes environnementales, structurelles et financières.

III.2.2.L'unité de fractionnement

L'unité de fractionnement comprend les colonnes de distillation ci-après :

- **Déméthaniseur** : c'est la première colonne dans l'unité de fractionnement. Son but primaire est de limiter le contenu de méthane dans le produit de Déméthaniseur [5].
- **Dééthaniseur** : C'est la deuxième colonne dans l'unité de fractionnement. Son but primaire est de produire l'éthane [6].
- **Dépropaniseur** : consiste à limiter le contenu de propane dans le produit de fond de Dépropaniseur afin de répondre à des caractéristiques de qualité pour la production de butane dans le Débutaniseur [7].
- **Débutaniseur** : C'est la quatrième colonne dans l'unité de fractionnement. Son but primaire est de produire le butane qui convient à la réinjection de GPL, et de limiter le

contenu de butane dans le produit de fond afin de répondre à des caractéristiques de qualité lors de la production d'isopentane dans le Désisopentaniseur [8].

- **Désisopentaniseur** : C'est la dernière colonne dans l'unité de fractionnement. Son but primaire est de produire l'isopentane [9].

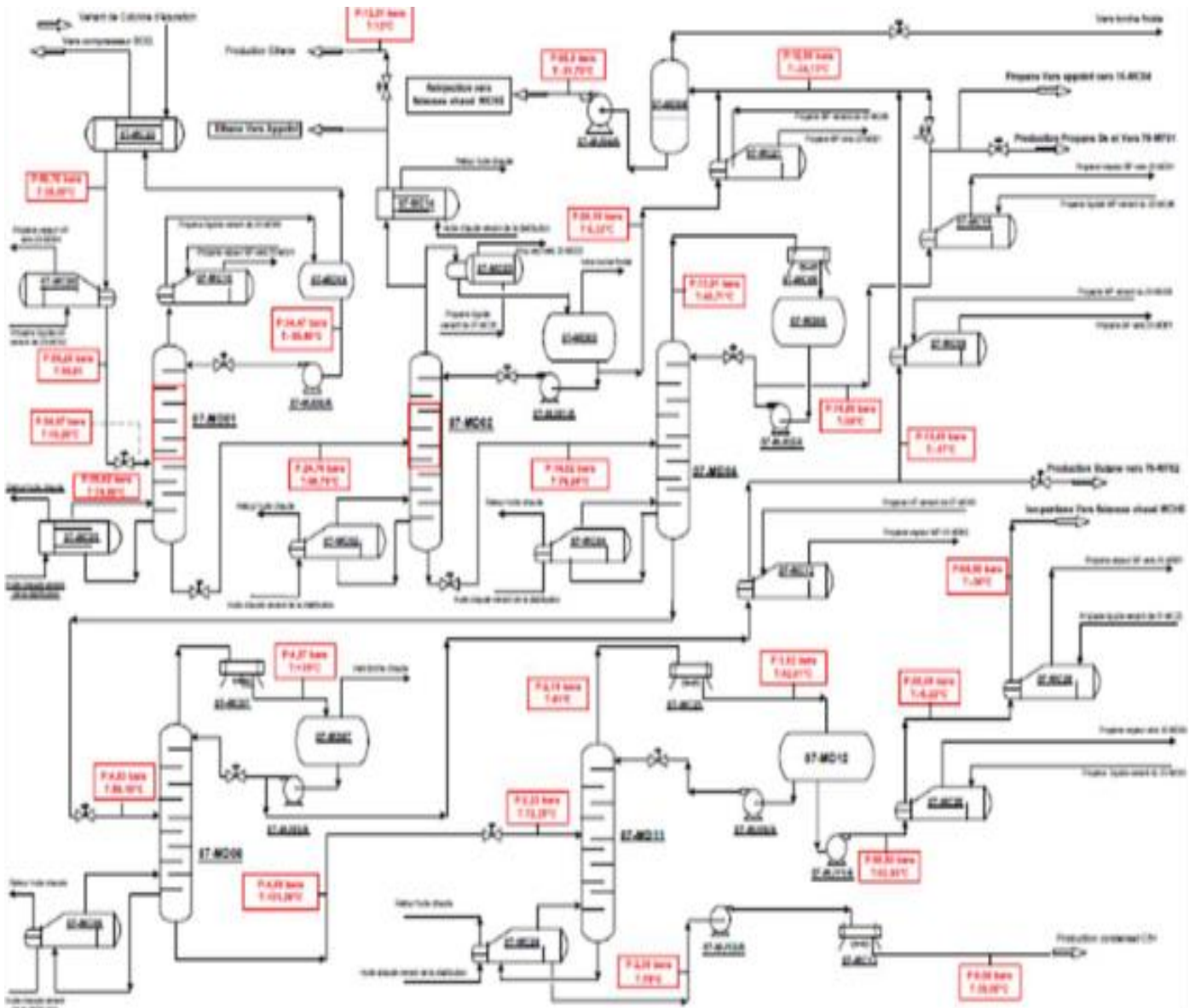


Figure.III.10. Unité de fractionnement [5]

III.2.2.1. Analyse de l'unité de fractionnement par la méthode HAZID

1. Le Démethaniseur

Tableau.III.5. Feuille de travail de HAZID pour le Démethaniseur

Danger/problème	Cause/description de l'événement	Conséquence/ escalade	Protection/contrôle de la prévention/facteurs d'atténuation	Matrice des risques		
				P	G	R
Organisation						
Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci – réchauffeurs à brûleur, zones de soudage	Fourneau à huile chaud (distance de 60 m)	Inflammation des vapeurs parasites	Spécifications pour une zone stérile autour du fourneau.	2	4	
Principaux inventaires des substances dangereuses	Hydrocarbure liquide dans la tour du Déméthaniseur 07-MD01	Perforation en bas de la tour	1. Alarmes de détection de gaz dans la zone 2. Programme d'entretien et Procédure d'exploitation standard	2	4	
	Refroidisseur d'alimentation 07-MC20, inventaire d'hydrocarbure liquide	Perte de propane au niveau du refroidisseur	1. Alarmes de détection de gaz dans la zone 2. Programme d'entretien et Procédure d'exploitation standard	2	4	
	Condenseur 07-MC16, le propane liquide utilisé en tant que réfrigérant s'évapore sur la coquille ; mélange de méthane partiellement condensé	Perte de propane au niveau du refroidisseur	1. Alarmes de détection de gaz dans la zone 2. Programme d'entretien et Procédure d'exploitation standard	2	4	
	Ballon de reflux 07-MD10, inventaire d'hydrocarbure liquide	Perte de propane au niveau du refroidisseur	1. Alarmes de détection de gaz dans la zone 2. Programme d'entretien et Procédure d'exploitation standard	2	4	

2. Le Déethaniseur

Tableau.III.6. Feuille de travail de HAZID pour le Déethaniseur

Danger/problème	Cause/description de l'événement	Conséquence/escalade	Protection/contrôle de la prévention/facteurs d'atténuation	Matrice des risques		
				P	G	R
Organisation						
Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci - réchauffeurs à brûleur, zones de soudage	Fourneau à huile chaud (distance de 60 m)	Inflammation des vapeurs parasites	Spécifications pour une zone stérile autour du fourneau.	2	4	Orange
Principaux inventaires des substances dangereuses						
Documenter les principaux inventaires - liquides ou gaz combustibles ou inflammables, oxygène	07-MD02 Hydrocarbure liquide dans la tour (25 bar)	Perforation en bas de la tour	1. Alarmes de détection de gaz dans la zone 2. Programme d'entretien et Procédure d'exploitation standard	2	4	Orange
	Rebouilleur 07-MC02, inventaire d'hydrocarbure liquide et pétrole lourd côté tube	Perte de propane au niveau du rebouilleur	1. Alarmes de détection de gaz dans la zone 2. Programme d'entretien et Procédure d'exploitation standard	2	4	Orange
Principaux systèmes de sécurité						
Dispositifs de surveillance des incendies et des gaz toxique, système ESD, vannes d'isolement, systèmes SIL	Ethane ou méthane dans le système de réfrigération de propane suite à une rupture de conduite	Risque de surpression	Ventilation de l'accumulateur de propane 20-MD05 vers la torche	2	4	Orange
Entretien et inspection						
Travail autour de grands Inventaires dangereux/dans des espaces confinés	Entrée dans la tour ; Echafaudage requis éventuellement en fonction du premier palier	Risque de chute et de blessure	1. Permis d'entrée dans les espaces confinés 2. Procédures de sécurité sur échafaudage : inspection 3. Exigences applicables au harnais pour l'entretien et la construction	3	2	Vert
Problèmes d'environnement externe						
Hiver (froid, neige, glace), inondation, vent/tornado ,tremblements de terre	Activité sismique dans la zone (spécifications sismiques pour la zone)	Rupture complète de l'orifice en raison des mouvements du sol	Conception respectant les spécifications sismiques (législation)	2	3	Orange
Dangers liés à la construction						
Dangers liés au soulèvement, haute température, congestion, contrôle du trafic	Soulèvements à l'aide d'une grue pour l'entretien de l'échangeur	Dégât provoqué par une chute d'objet ou un mouvement	Révisions du modèle 3D pour évaluer l'accès et l'espace disponible	2	3	Orange
Entretien et inspection						
Travail autour des grands inventaires dangereux/dans des espaces confinés	Couvercles de trou d'homme sur les cuves (tours, ballon de reflux, refroidisseur) ; Entrées dans les espaces confinés	Espace confiné – risque d'asphyxie	Permis d'entrée dans les espaces confinés	3	2	Vert

3. Le Dépropaniseur

Tableau.III.7. Feuille de travail de HAZID pour le Dépropaniseur

Danger/problème	Cause/description de l'événement	Conséquence/escalade	Protection/contrôle de la prévention/facteurs d'atténuation	Matrice des risques		
				P	G	R
Organisation						
Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci - réchauffeurs à brûleur, zones de soudage	Fourneau à huile chaud (distance de 45 m)	Inflammation de vapeurs parasite	Spécifications pour une zone stérile autour du fourneau.	2	4	
Principaux inventaires des substances dangereuses	Rebouilleur 07-MC04, inventaire d'hydrocarbure liquide et pétrole lourd côté tube	Surpression provoquée par pétrole lourd côté tube	Programme d'entretien et Procédures d'exploitation standard	2	4	
	Refroidisseur de produit de propane 07-MC15	Surpression dans le refroidisseur	1. Alarmes de détection de gaz dans la zone 2. Programme d'entretien et Procédure d'exploitation standard	2	4	
Entretien et inspection						
Plateformes élevées	Plate-forme sur les tours au niveau de l'entrée	Chute potentielle d'un point surélevé	Echelle à garde-corps verticale sur la tour avec rail de sécurité	3	3	
Problèmes d'environnement externe						
Hiver (froid, neige, glace), inondation, vent/tornade, tremblements de terre	Activité sismique dans la zone (spécifications sismiques pour la zone)	Rupture complète de l'orifice en raison des mouvements du sol	Conception respectant les spécifications sismiques (législation)	2	3	

4. Le Débutaniseur

Tableau.III.8. Feuille de travail de HAZID pour le Débutaniseur

Danger/problème	Cause/description de l'événement	Conséquence/escalade	Protection/contrôle de la prévention/facteurs d'atténuation	Matrice des risques		
				P	G	R
Organisation						
Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci - réchauffeurs à brûleur, zones de soudage	Fourneau à huile chaud (distance de 50 m)	Inflammation des vapeurs parasites	Spécifications pour une zone stérile autour du fourneau.	2	4	8
Principaux inventaires des substances dangereuses	07-MD06 Hydrocarbure liquide dans la tour (haut 40C, 4 bar ; bas 101C°)	Perte de confinement Feu de nappe	1. Alarmes de détection de gaz dans la zone 2. Programme d'entretien et Procédure d'exploitation standard	2	4	8
	Ballon de reflux 07-MD07, inventaire d'hydrocarbure liquide	Perte de confinement d'hydrocarbure lourd	1. Alarmes de détection de gaz dans la zone 2. Programme d'entretien et Procédure d'exploitation standard	2	4	8
Entretien et inspection						
Plateformes élevées	Plate-forme sur les tours au niveau de l'entrée	Chute potentielle d'un point surélevé	Echelle à garde-corps verticale sur la tour avec rail de sécurité	3	3	9
Travail autour de grands inventaires dangereux/dans des espaces confinés	Couvercles de trou d'homme sur les cuves (tours, ballon de reflux, refroidisseurs) ; entrées dans les espaces confinés	Espace confiné – risque d'asphyxie	Permis d'entrée dans les espaces confinés	3	2	6
Problèmes d'environnement externe						
Hiver (froid, neige, glace), inondation, vent/tornade, tremblements de terre	Activité sismique dans la zone (spécifications sismiques pour la zone)	Rupture complète de l'orifice en raison des mouvements du sol	Conception respectant les spécifications sismiques (législation)	2	3	6
Dangers liés à la construction						
Dangers liés au soulèvement, haute température, congestion, contrôle du trafic	Soulèvements à l'aide d'une grue pour l'entretien de l'échangeur	Dégât provoqué par une chute d'objet ou un mouvement	Révisions du modèle 3D pour évaluer l'accès et l'espace disponible	2	3	6

5.Le Déisopentaniseur

Tableau.III.9. Feuille de travail de HAZID pour le Déisopentaniseur

Danger/problème	Cause/description de l'événement	Conséquence/escalade	Protection/contrôle de la prévention/facteurs d'atténuation	Matrice des risques		
				P	G	R
Organisation						
Principaux inventaires des substances dangereuses	07-MD11 Hydrocarbure liquide dans la tour (haut 51C°, 2 bar ; bas 71C°)	Feu de nappe	1. Alarmes de détection de gaz dans la zone 2. Programme d'entretien et Procédure d'exploitation standard	2	4	
	Ballon de reflux 07-MD12, inventaire d'hydrocarbure liquide	Perte de confinement d'hydrocarbure lourd	1. Alarmes de détection de gaz dans la zone 2. Programme d'entretien et Procédure d'exploitation standard	2	4	
Entretien et inspection						
Travail autour de grands inventaires dangereux/dans des espaces confinés	Couvercles de trou d'homme sur les cuves (tours, ballon de reflux, refroidisseurs) ; entrées dans les espaces confinés	Espace confiné – risque d'asphyxie	Permis d'entrée dans les espaces confinés	3	2	
Problèmes d'environnement externe						
Hiver (froid, neige, glace), inondation, vent/tornade, tremblements de terre	Activité sismique dans la zone (spécifications sismiques pour la zone)	Rupture complète de l'orifice en raison des mouvements du sol	Conception respectant les spécifications sismiques (législation)	2	3	
Dangers liés à la construction						
Dangers liés au soulèvement, haute température, congestion, contrôle du trafic	Soulèvements à l'aide d'une grue pour l'entretien de l'échangeur	Dégât provoqué par une chute d'objet ou un mouvement	Révisions du modèle 3D pour évaluer l'accès et l'espace disponible	2	3	

Les résultats de HAZID indiquent que les cinq colonnes de l'unité de fractionnement présentent presque les mêmes scénarios avec des niveaux différents pour chaque risque, dont :

- ✓ Le risque d'inflammation des vapeurs parasites est présenté par le Démethaniseur, le Déethaniseur, le Dépropaniseur, et le Débutaniseur avec un niveau moyen (tolérable) dont la probabilité d'occurrence est égale à 2 et la gravité est égale à 4.
- ✓ Le risque de feu de nappe et de perte de confinement des hydrocarbures lourds est présenté par le Débutaniseur et le Déisopentaniseur. C'est un risque tolérable avec une probabilité égale à 2 et une gravité égale à 4.
- ✓ Le Démethaniseur présente un risque moyen constitué par la perte de propane au niveau de refroidisseur tant que le Déethaniseur présente un risque de perte de propane au niveau de rebouilleur avec le même degré.
- ✓ Pendant les opérations d'entretien et d'inspection, le Démethaniseur, le Débutaniseur et le Déisopentaniseur présentent un risque acceptable présenté par l'asphyxie dans les espaces confinés.
- ✓ Les dégâts provoqués par une chute d'objet ou un mouvement lors la construction est un risque moyen pour le Déethaniseur, le Débutaniseur et le Déisopentaniseur avec une probabilité d'occurrence égale à 2 et une gravité égale à 3.
- ✓ Le Déethaniseur et le Dépropaniseur présentent un risque de surpression moyen provoqué par le pétrole lourd.
- ✓ La chute potentielle d'un point surélevé est un risque moyen présenté par le Dépropaniseur, et le Débutaniseur.

Le Tableau.III.10 résume les scénarios des risques et ses niveaux pour l'unité de fractionnement :

Tableau.III.10. Scénarios des risques de l'unité de fractionnement

Scénario d'accident	Niveau	Démethaniseur	Dééthaniseur	Dépropaniseur	Débutaniseur	Déisopentaniseur
Inflammations des vapeurs parasites	Moyen	X	X	X	X	
Risque d'asphyxie dans les espaces confinés	Bas	X			X	X
Risque de chute et de blessure pendant les opérations d'entretien et d'inspection	Bas		X			
Perte de propane au niveau de refroidisseur	Moyen	X				
Perte de propane au niveau de rebouilleur	Moyen		X			
Risque de surpression	Moyen		X	X		
Dégâts provoqués par une chute d'objet ou un mouvement pendant les opérations de construction	Moyen		X		X	X
Chute potentielle d'un point surélevé pendant les opérations d'entretien et d'inspection	Moyen			X	X	
Perte de confinement des hydrocarbures lourds	Moyen				X	X
Feu de nappe	Moyen				X	X

D'après cette analyse on constate que toutes les colonnes présentent en général un risque moyen. Les scénarios qui peuvent être des risques majeurs sont présentés par le feu de nappe et la perte de confinement qui sont considérés comme une source ou bien un événement de base qui cause l'incendie ou bien l'explosion. Ces accidents majeurs peuvent survenir dans le Débutaniseur et le Déisopentaniseur. Pour atténuer la gravité de ces risques, on propose quelques mesures préventives résumées dans le Tableau.III.11.

Tableau.III.11. Mesures de prévention pour l'unité de fractionnement

Mot guide	Risque	Mesure de prévention
Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci - réchauffeurs à brûleur, zones de soudage...etc.	Inflammation de vapeurs parasites	Spécifications pour une zone stérile autour du fourneau.
Principaux inventaires des substances dangereuses	Perte de propane au niveau du refroidisseur	<ul style="list-style-type: none"> • Alarmes de détection de gaz dans la zone • Programme d'entretien et Procédure d'exploitation standard
	Perte de propane au niveau du rebouilleur	
	Feu de nappe	
	Perte de confinement d'hydrocarbure lourd	
Travail autour de grands inventaires dangereux/dans des espaces confinés	Risque d'asphyxie dans les espaces confinés	Permis d'entrée dans les espaces confinés
	Risque de chute et de blessure	<ul style="list-style-type: none"> • Permis d'entrée dans les espaces confinés • Procédures de sécurité sur échafaudage ; inspection • Exigences applicables au harnais pour l'entretien et la construction
Dispositifs de surveillance des incendies et des gaz toxique, système ESD, vannes d'isolement, systèmes SIL	Risque de surpression	Ventilation de l'accumulateur de propane 20-MD05 vers la torche
Dangers liés au soulèvement, haute température, congestion, contrôle du trafic	Dégât provoqué par une chute d'objet ou un mouvement	Révisions du modèle 3D pour évaluer l'accès et l'espace disponible
Plateformes élevées	Chute potentielle d'un point surélevé	Etablissement d'échelle à garde-corps verticale sur la tour avec rail de sécurité

III.2.2.2. Prédiction et quantification des risques Incendie/Explosion de l'unité de fractionnement par DOW's F&EI

CHAPITRE III : Identification, Quantification et Modélisation des accidents Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

Tableau.III.12. Feuille de travail DOW F&EI pour l'unité de fractionnement

Unité De processus		Démethaniseur	Dééthaniseur	Deopropaniseur	Débutaniseur	Déisopentaniseur
Facteur Matériel		21	21	21	21	21
1.Risques de processus généraux	<i>Gamme De Facteur De Pénalité</i>	<i>Facteur de pénalité utilisé</i>	<i>Facteur de pénalité utilisé</i>	<i>Facteur de pénalité utilisé</i>	<i>Facteur de pénalité utilisé</i>	<i>Facteur de pénalité utilisé</i>
Facteur de base	1	1	1	1	1	1
A.Réaction Chimique Exothermique	0,30 - 1,25					
B.Processus Endothermiques	0,20 - 0,40					
C. Matérielles de manipulation et de transfert	0,25 - 1,05	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
D.Unités de processus incluses ou d'intérieur	0,25 - 0,90					
E.Accès	0,20 - 0,35	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20
F.Drainage et lutte contre les déversements	0,25 - 0,50					
Facteur général de processus de Risque (F1)		1,70	1,70	1,70	1,70	1,70
2.Risques spéciaux de processus						
Facteur de base	1	1	1	1	1	1
A.Matériels toxiques	0,20 - 0,80					
B. Pression Sous-atmosphérique (<500mm Hg)	0,50					
C.Opération proche d'une gamme inflammable						
6. Réservoirs de stockage des liquides inflammables	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
7. Renversement de processus ou échec de purge	0,30					
8. Toujours dans une gamme inflammable	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80
D. Explosion de poussière	0,25 - 2,00					
E. Pression		0,66	0,57	0,70	1,01	1,14
F. Basse Température	0,20 - 0,30					
G. Quantité de matériel inflammable/instable						
5. Liquides/gaz dans le processus		0,37	0,36	0,35	0,34	0,32
6. Liquides/gaz de stockage						
7. Solides combustibles dans le stockage, poussière dans le processus						
H. Corrosion et Erosion	0,10 - 0,75	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10
I.Fuite-Joints et emballage	0,10 - 1,50					
J. Utilisation des équipements d'incendie		0,75	0,75	0,75	0,75	0,75
K. Système d'échange thermique d'huile chaude	0,15 - 1,15					
L. Equipement Tournant	0,50					
Facteur spécial de risque de processus (F2)		3,68	3,58	3,70	4,00	4,11
Facteur de risque de l'unité de processus (F1x F2)=F3		6,256	6,086	6,290	6,800	6,987
Indice d'incendie et d'explosion (F3x MF)= F&EI		131,376	127,806	132,090	142,800	146,73

Tableau.III.13. Résumé de l'analyse des risques Incendie/Explosion de l'unité de fractionnement par DOW F&EI	Démethaniseur	Dééthaniseur	Dépropaniseur	Débutaniseur	Déisopentaniseur	Loi de calcul
Indice d'incendie et d'explosion (F&EI)	131,376 (Lourd)	127,806 (Lourd)	132,090 (Lourd)	142,800 (Lourd)	146,73 (Lourd)	F3 x MF
Rayon d'exposition	33,64 m	32,72m	33,82m	36,56m	37,57m	R = F&EI x 0,84
Surface d'exposition	3553,38 m ²	3361,68 m ²	3591,51 m ²	4197,03 m ²	4432,12m ²	Area = πR^2

Selon l'analyse de DOW F&EI, nous notons que les cinq colonnes ont le même niveau de risque (lourd). Les valeurs de F&EI sont différentes, la valeur la plus élevée est de 146,73, et correspond au Déisopentaniseur. Même si les cinq colonnes présentent le même niveau de risque, Il correspond des valeurs différentes de F&EI. Ces valeurs jouent un rôle important dans le calcul du rayon d'exposition et de la zone d'exposition.

D'après le Tableau.III.13, nous pouvons noter que les conséquences et les dommages résultant de Déisopentaniseur sont graves en comparaison avec ceux relatifs aux autres colonnes lorsqu'on basant sur la surface d'exposition.

III.3.2.3. Modélisation des accidents Incendie/Explosion de l'unité de fractionnement par PHAST

a. Le Démethaniseur

Les scénarios identifiés pour le Démethaniseur sont : La dispersion atmosphérique, Fireball (boule de feu) et l'explosion de type VCE.

Les catégories atmosphériques choisies pour la simulation de ces scénarios:

- ✓ Catégorie 1,5/F : présente des vents de 1,5 m/s avec une température de 20 °C, et une humidité de 70%.
- ✓ Catégorie 5/D : présente une vitesse de vent de 5m/s avec une température de 22 °C, et une humidité de 72%.
- ✓ Catégorie 1,5/D : présente une vitesse des vents de 1,5 m/s, température de 21 °C, et une humidité de 72%.

1. Dispersion atmosphérique

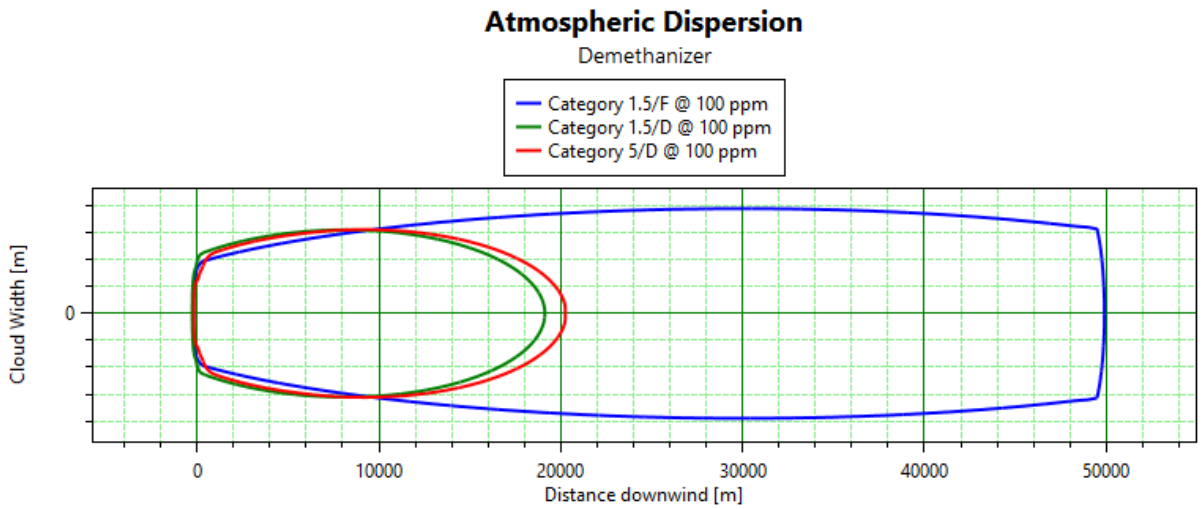


Figure.III.11. Dispersion atmosphérique de Déméthaniseur

La dispersion atmosphérique caractérise le devenir, dans le temps et dans l'espace d'un ensemble des particules (aérosols, gaz, poussières) rejetées dans l'atmosphère. Elle caractérise donc la façon dont le nuage est transporté et dilué (effets de turbulence, gravité, ...). La Figure.III.11 présente la largeur de la dispersion atmosphérique en fonction de distance pour une concentration de 100 ppm de méthane.

La modélisation se fait pour trois catégories atmosphériques :

- ✓ Pour la catégorie 1,5/F, la dispersion peut atteindre une largeur maximal de 1401,62 m c'est une importante distance qui peut être une source des accidents majeurs dus aux effets environnementaux.
- ✓ pour la catégorie 5/D, on remarque que la largeur de la dispersion atteint une distance de 1200,24m.
- ✓ La largeur maximale pour la catégorie 1,5/D est 1244,13 m.

D'après ces résultats on note que la dispersion atmosphérique dépend des caractéristiques météorologiques. La dispersion du nuage gazeuse est limitée par la stabilité atmosphérique, la

vitesse de vent, type de gaz et conditions environnementales : obstacles, rugosité, relief.

Malgré que la concentration de la matière rejetée dans l'atmosphère soit très petite, elle a des effets importants influant sur l'homme et l'environnement.

2. Fireball (Boule de feu)

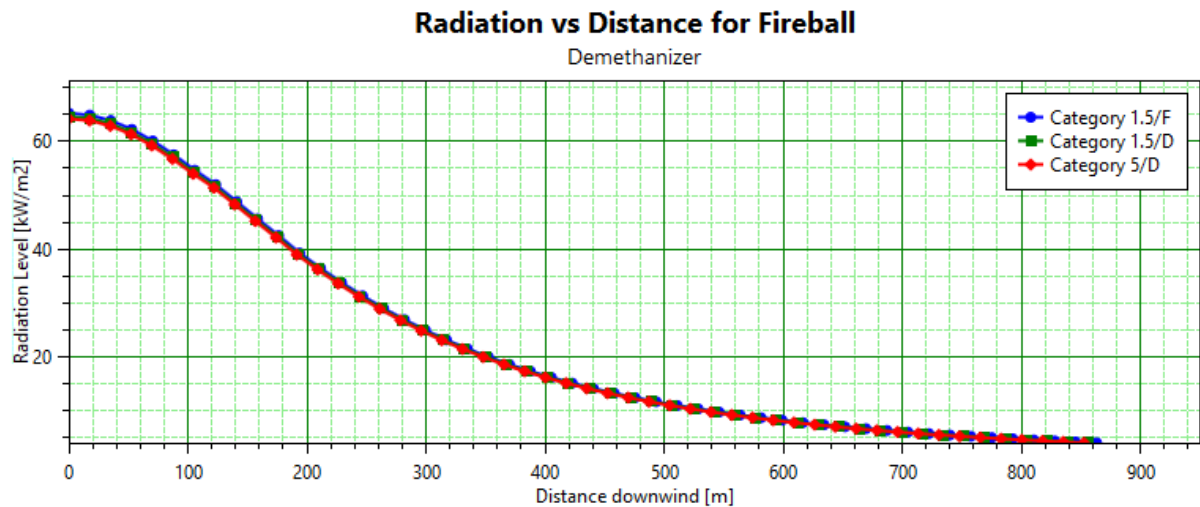


Figure.III.12. Radiation de Fireball en fonction de la distance pour le Déméthanisiseur

La Figure.III.12 présente la radiation de Fireball (La boule de feu) en fonction de la distance. Au début du feu les radiations atteignent une valeur maximale, après elle diminue en fonction de distance jusqu'à une valeur zéro pour une distance de 862 m.

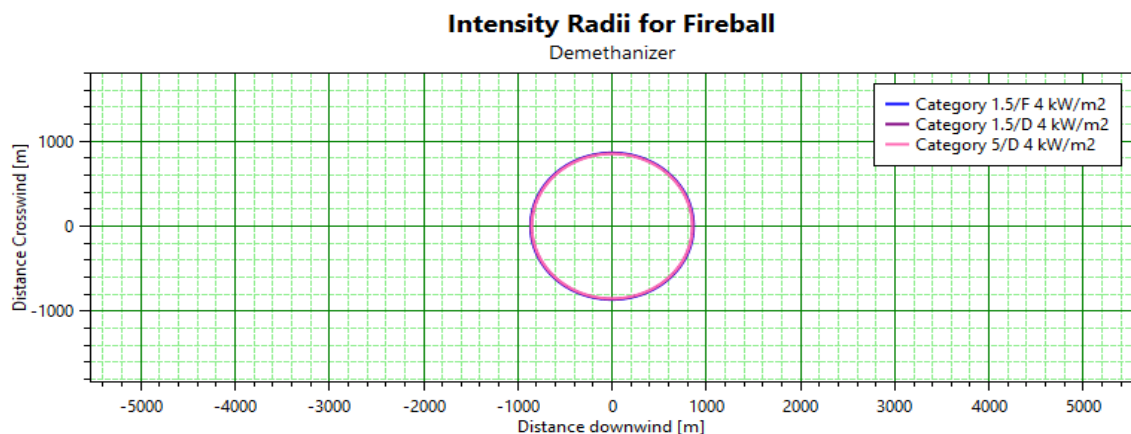


Figure.III.13. Intensité de radiation de Fireball (boule de feu) pour le Déméthanisiseur

Le degré des dommages et la gravité des effets de la boule de feu sont présentés sous forme des radiations selon les conditions atmosphériques citées dans la Figure.III.13. D'après les résultats de la modélisation par PHAST, le diamètre de la boule de feu est égal à 254,522 m, et pour un niveau de radiation de 4 kW/m², la condition météorologique 1,5/F présente une distance de 863,272 m, la catégorie 1,5/D présente une distance de 856,891m et la catégorie 5/D présente une distance de 852,582m. Dans ce cas on peut dire que la zone de danger est limitée entre 852,582 m et 863,272m.

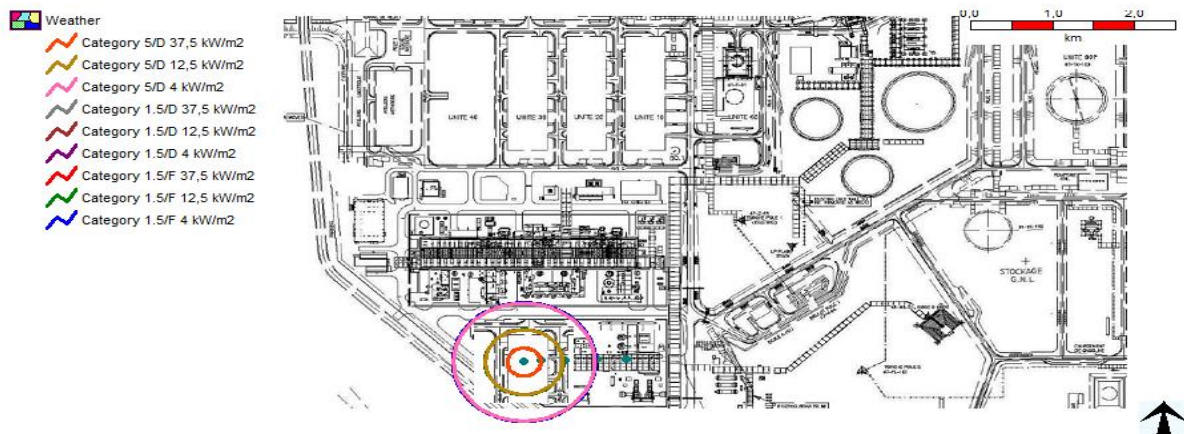


Figure.III.14. Zones de dangers lors d'un accident de Fireball (boule de feu) pour le Démethaniseur

La Figure.III.14 présente les zones de danger de la boule de feu pour des différents niveaux de radiation. La zone de danger est limitée entre 852,582 m et 863,272m pour l'intensité 4 Kw/m² ; et pour une intensité de 12,5 Kw/m², cette zone est limitée entre 467,576 m et 473,469 m, elle est bordée entre 200,569m et 204,784m pour l'intensité de 37,5 Kw/m². Cette distance est diminuée quand l'intensité de radiation augmente.

3. Explosion Type VCE

Si le nuage de gaz se formait en dehors de la gamme inflammable de concentration (c.-à-d. l'intervalle entre la LII et la LSI), et en cas d'absence d'une source d'allumage, alors la combustion ne se produira pas et le nuage de gaz va diluer et disparaître [10]. Dans le cas de la présence d'une source d'énergie le déclenchement d'un incendie va développer. La situation la plus dangereuse se produira si un grand nuage de vapeur inflammable est mélangé avec l'air, c'est l'explosion du nuage de vapeur VCE.

b. Le Déethaniseur

Les scénarios identifiés pour le Déethaniseur sont : La dispersion atmosphérique, fireball, flash fire, explosion type VCE.

Les catégories atmosphériques choisies pour la simulation de ces scénarios:

- ✓ Catégorie 1,5/F : présente des vents de 1,5 m/s avec une température de 20 °C, et une humidité de 70%.
- ✓ Catégorie 5/D : présente une vitesse de vent de 5m/s avec une température de 22 °C, et une humidité de 72%.
- ✓ Catégorie 1,5/D : présente une vitesse des vents de 1,5 m/s, température de 21 °C, et une humidité de 72%.

1. *Dispersion atmosphérique*

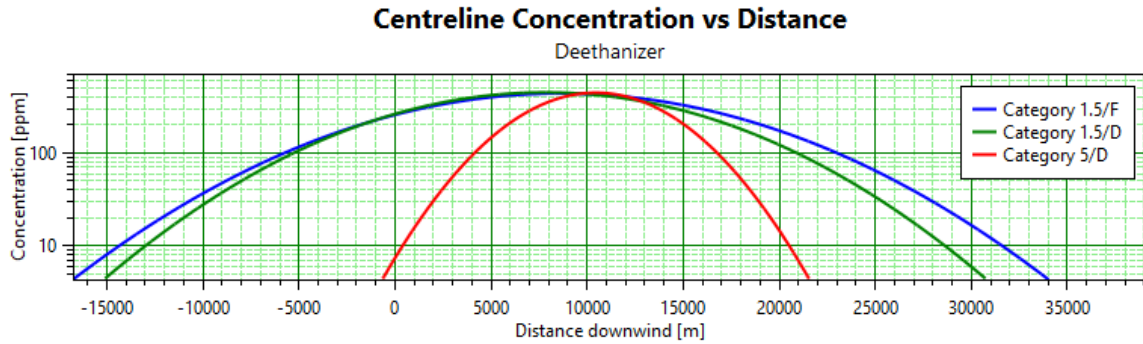


Figure.III.15. Concentration de la vapeur d'éthane rejeté par le Déethaniseur dans l'atmosphère en fonction de la distance

La Figure.III.15 présente la concentration de la vapeur d'éthane rejeté par le Déethaniseur dans l'atmosphère en fonction de la distance. D'après les résultats obtenus, on note que la concentration de vapeur inflammable augmente en fonction de la distance jusqu'à une concentration maximale. Par la suite, cette concentration va diminuer jusqu'à atteindre la valeur zéro (La disparition). La concentration maximale pour les trois conditions atmosphériques est :

- ✓ Pour la catégorie 1,5/F (Stable) la concentration va atteindre 400,47 ppm à une distance 12145,4m.
- ✓ Pour la catégorie 1,5/D (Neutre) la concentration va atteindre une valeur de 448,63 ppm à 7857,62 m.
- ✓ Pour la catégorie 5/D (Vents forts) la concentration va atteindre une valeur de 445,01 ppm à une distance de 10455m.

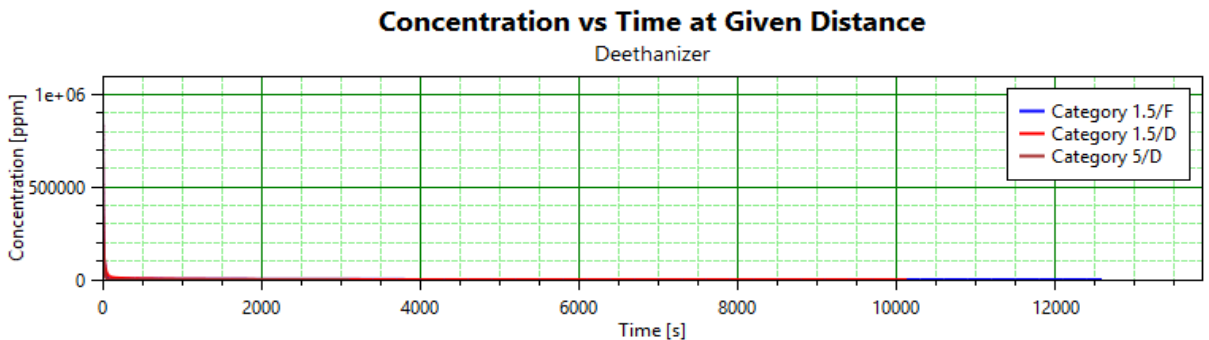


Figure.III.16. Concentration de la vapeur d'éthane rejeté par le Déethaniseur dans l'atmosphère en fonction du temps

La courbe de la Figure.III.16 présente la concentration des vapeurs inflammables de l'éthane qui sont rejetés dans l'atmosphère en fonction du temps. Cette concentration va diminuer en fonction du temps jusqu'à la disparition, pour les trois conditions météorologiques.

Cela est dû à cause de plusieurs facteurs :

- ✓ Types de gaz : lourd, léger...
- ✓ Conditions météorologiques : vitesse du vent, stabilité atmosphérique
- ✓ Conditions environnementales : obstacles, rugosité, relief, occupation du sol.

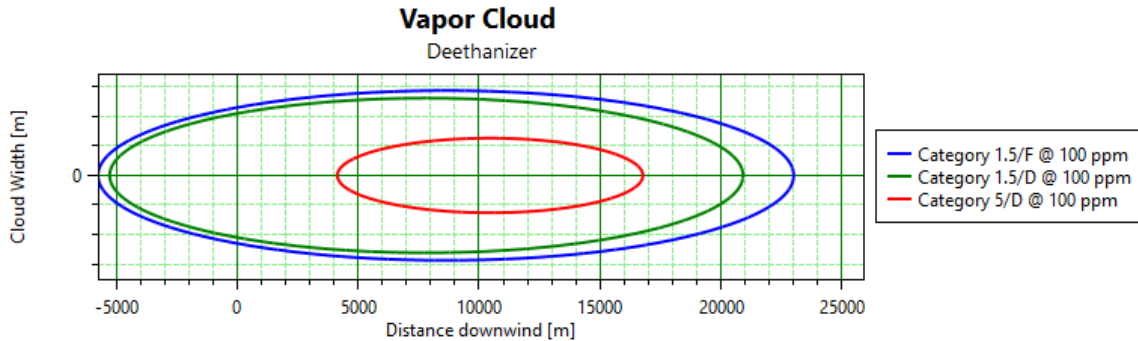


Figure.III.17. Nuage de vapeur de l'éthane

La Figure.III.17 présente le nuage de vapeur de l'éthane pour les trois catégories atmosphériques.

- ✓ Le nuage atteint une largeur de 25504,2 m pour une concentration de 100 ppm à une atmosphère stable (Catégorie 1,5/F).
- ✓ Le nuage atteint une largeur de 23614,3 m pour une concentration de 100 ppm à une atmosphère neutre (Catégorie 1,5/D).
- ✓ Le nuage atteint une largeur de 21824,8 m pour une concentration de 100 ppm à une atmosphère présentant des fortes turbulences (Catégorie 5/D).

Ces résultats confirment le rôle important des conditions atmosphériques dans le déplacement et la dilution de nuage.

2. Fireball (Boule de feu)

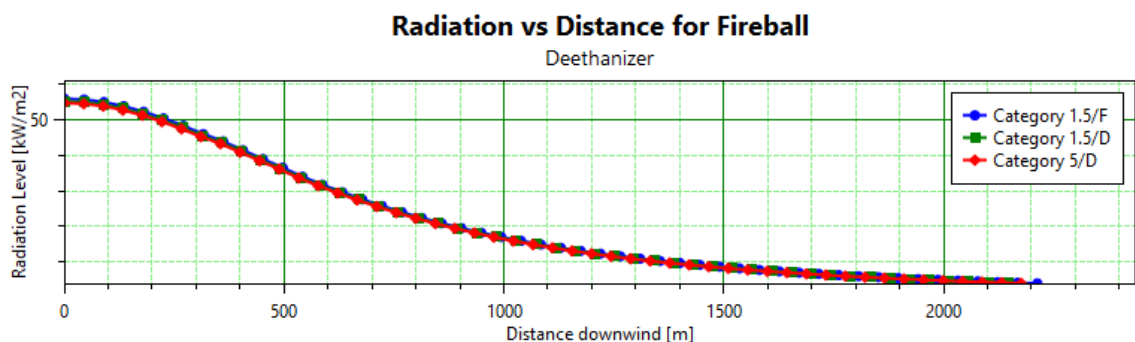


Figure.III.18. Radiations de la boule du feu en fonction de la distance pour le Déethaniseur

Si le nuage de vapeur inflammable (Ethane) contacte une source d'allumage un feu de nuage sous forme de boule de feu peut résulter. Dans ce cas le risque de distribution des rayonnements thermiques est certain. D'après les résultats obtenus par l'outil PHAST, la boule de feu a un diamètre de 733,311m. C'est une distance importante qui décrit la gravité des dommages dues de cet accident. La stabilité atmosphérique joue un rôle important dans le

déplacement et la distribution de ces rayonnements dans l'atmosphère. Au début le niveau des rayonnements est élevé mais il diminue en fonction de distance jusqu'à sa disparition.

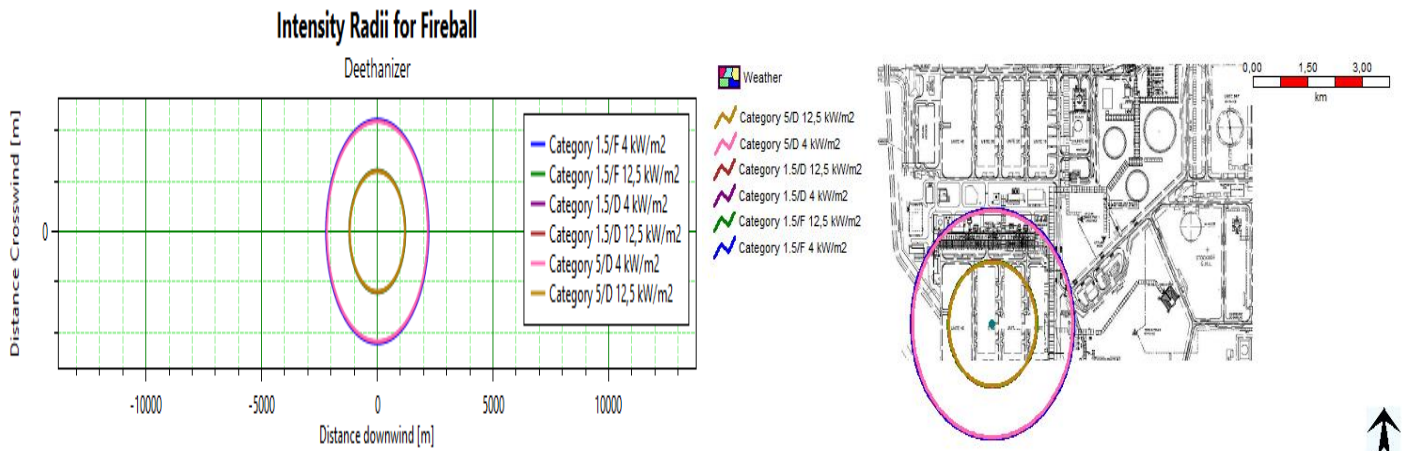


Figure.III.19. Intensité des radiations de Fireball pour le Déethaniseur

L'intensité des rayonnements thermiques résultant de la boule de feu dépend de la masse et le volume de la matière inflammable et des conditions atmosphériques. Mais la surface exposée par ces rayonnements dépend de l'intensité et la stabilité atmosphérique.

- **Catégorie 1,5/F**
 - ✓ Pour une intensité de 4KW/m² les radiations thermiques peuvent atteindre jusqu'à une distance de 2213,12 m.
 - ✓ Pour une intensité de 12,5 KW/m² les radiations peuvent influencer jusqu'à une distance de 1210,71m.
- **Catégorie 1,5/D**
 - ✓ Pour une intensité de 4KW/m² les radiations peuvent influencer jusqu'à une distance de 2191,22 m.
 - ✓ Pour une intensité de 12,5 KW/m² les radiations peuvent influencer jusqu'à une distance de 1198,48 m.
- **Catégorie 5/D**
 - ✓ Pour une intensité de 4KW/m² les radiations peuvent influencer jusqu'à une distance de 2176,43m.
 - ✓ Pour une intensité de 12,5 KW/m² les radiations peuvent influencer jusqu'à une distance de 1190,21m.

3. Flash Fire

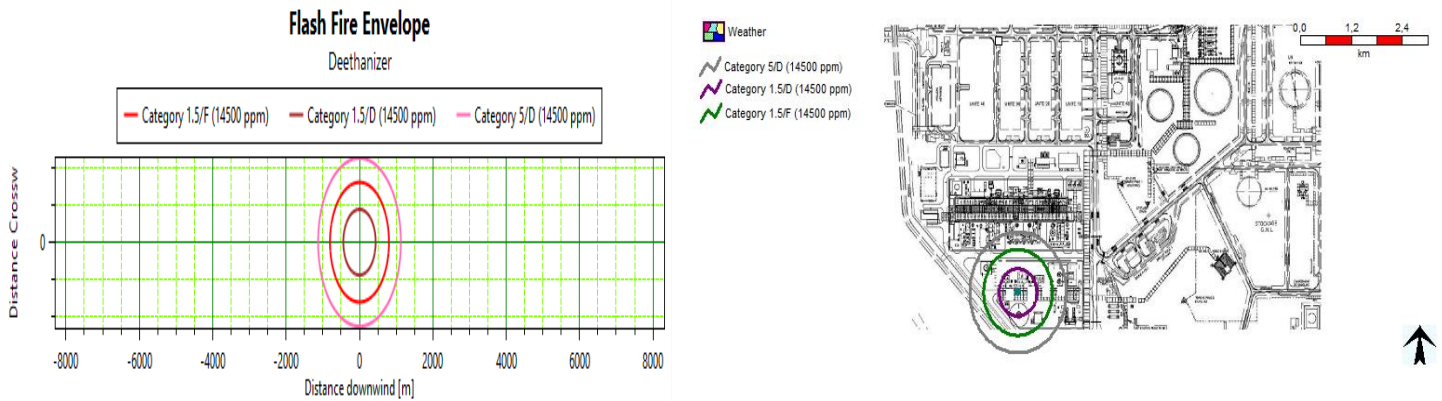


Figure.III.20. Enveloppe de Flash Fire pour le Déethaniseur

Le Flash fire est un feu instantané qui résulte dans le cas où le gaz combustible dégagé n'allume pas immédiatement et il forme une plume de vapeur qui s'allume sans éclatement. Le flash fire est représenté par son enveloppe limiteur, puisqu'aucun dommage n'est causé au-delà de lui. Cette enveloppe est habituellement prise comme la limite inférieure d'inflammabilité (LII) du nuage de gaz [10].

La Figure.III.20 présente l'enveloppe de flash fire pour trois catégories atmosphériques différentes pour une concentration de 14500 ppm d'éthane dégagé par le Déethaniseur. Ces catégories sont les suivantes :

- Catégorie 1,5/D : considérée comme une zone de mort (La zone la plus dangereuse), les dommages dans cette zone sont graves, car la distance à la limite LII est équivalente à 261,801 m.
- Catégorie 1,5/F : présente une distance de 412,743 m à la limite LII. Cette zone est considérée aussi comme une zone de danger.
- Catégorie 5/D : présente une distance de 584,929 m, les dommages et les conséquences pour cette zone sont moins graves.

D'après ces résultats on constate que les conditions météorologiques, spécialement les vents ont une influence importante sur le flash fire.

4. Explosion VCE

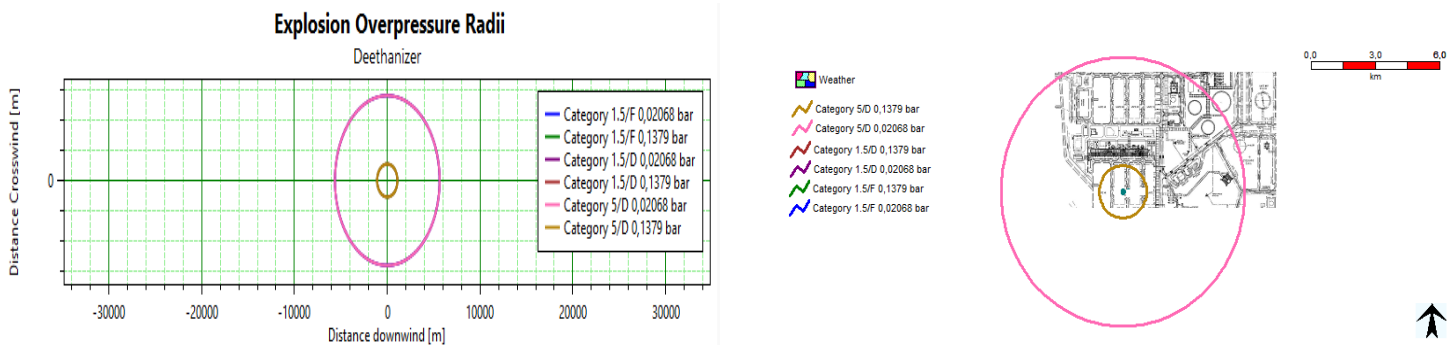


Figure.III.21. Radiations de surpression d'une explosion VCE au niveau de Déethaniseur

Les effets de l'explosion de nuage de vapeur sont déterminés par la vitesse de propagation des flammes. Plus la flamme de nuage se propage rapidement, plus la surpression et les effets en dehors du nuage seront importants [11].

La propagation de la flamme et de la surpression dépend des conditions atmosphériques et de la pression de la matière libérée :

- ✓ Pour une pression de 0,02068 Bar, la surface exposée par la surpression d'une explosion VCE peut atteindre une distance de 5639,58 m pour toutes les conditions atmosphériques.
- ✓ Pour une pression de 0,1379 Bar, la distance de la surpression peut atteindre 1096,09 m pour les trois catégories météorologiques.

D'après ces résultats on peut dire que la surface exposée pour une pression de 0,1379 Bar c'est la zone la plus dangereuse par rapport à celle pour une pression de 0,02068 Bar.

c. Dépropaniseur

Les scénarios identifiés pour le Dépropaniseur sont : le nuage de vapeur, Fireball (Boule de feu), Flash fire, et l'explosion de type VCE.

Les catégories atmosphériques choisies pour la simulation de ces scénarios:

- ✓ Catégorie 1,5/F : présente des vents de 1,5 m/s avec une température de 20 °C, et une humidité de 70%.
- ✓ Catégorie 5/D : présente une vitesse de vent de 5m/s avec une température de 22 °C, et une humidité de 72%.
- ✓ Catégorie 1,5/D : présente une vitesse des vents de 1,5 m/s, température de 21 °C, et une humidité de 72%.

1. Dispersion atmosphérique

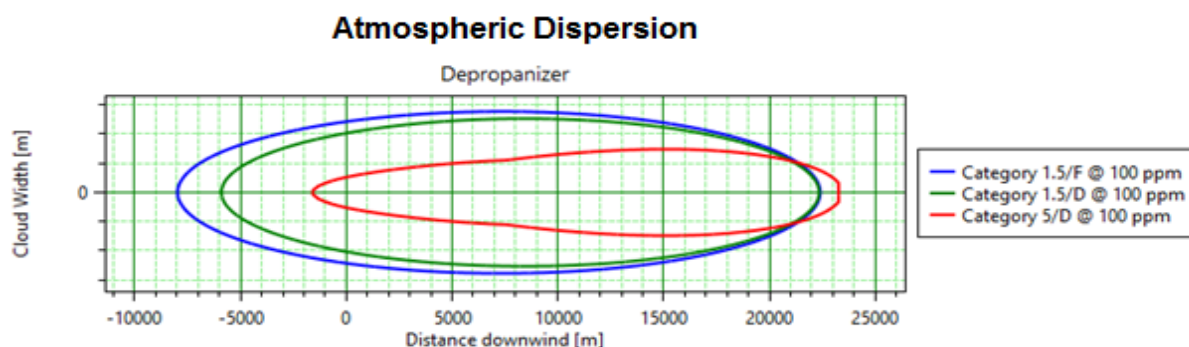


Figure.III.22. Dispersion atmosphérique de propane à une concentration de 100 ppm pour le Dépropaniseur

La Figure.III.22 illustre la dispersion atmosphérique de nuage de vapeur de propane à une concentration de 100 ppm en fonction de différentes conditions météorologiques.

D'après ces résultats on constate que les conditions atmosphériques et surtout les vents ont des influences importantes sur le transfert et la distribution de nuage de propane. Cette

influence est interprétée par la distance à la limite inférieure et supérieure d'inflammabilité pour chaque condition atmosphérique comme il est illustré dans le tableau suivant (Tableau.III.14) :

Tableau.III.14. LII et LSI en fonction des conditions atmosphériques (Dépropaniseur)

Condition Atmosphérique	Distance à LII (m)	Distance à LSI (m)
1,5/F (Atmosphère stable et vents moyens)	2510,65 m	1082,37 m
1,5/D (Atmosphère neutre et vents moyens)	2513,15 m	1030,91 m
5/D (Atmosphère neutre et vents forts)	1759,84 m	911,804 m

2. Fireball (Boule de feu)

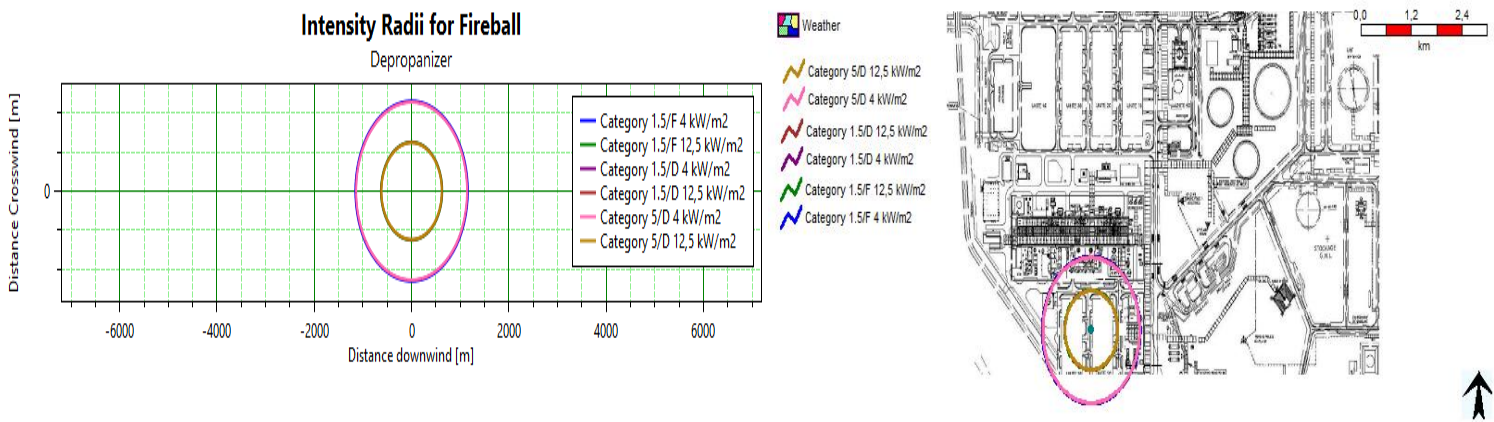


Figure.III.23. Intensité des radiations de Fireball pour le Dépropaniseur

Les boules de feu peuvent rayonner très grandes quantités de chaleur causant des dommages matériels, environnementaux et des décès dans un secteur beaucoup plus grand que le rayon du feu [2]. Les résultats de la modélisation indiquent que la boule de feu a un diamètre de 363,587m, c'est une distance importante qui illustre la gravité des dommages issus dans ce cas.

La distance exposée par les radiations de la boule de feu pour les différentes catégories atmosphériques est illustrée par le Tableau.III.15.

Tableau.III.15. La distance exposée par les radiations de la boule de feu pour les différentes catégories atmosphériques (Dépropaniseur)

Condition Atmosphérique	Intensité 4KW/m ²	Intensité 12,5 KW/m ²
1,5/F	1155,28m	629,24 m
1,5/D	1145,93 m	624,038 m
5/D	1139,61 m	620,526 m

3. Flash Fire

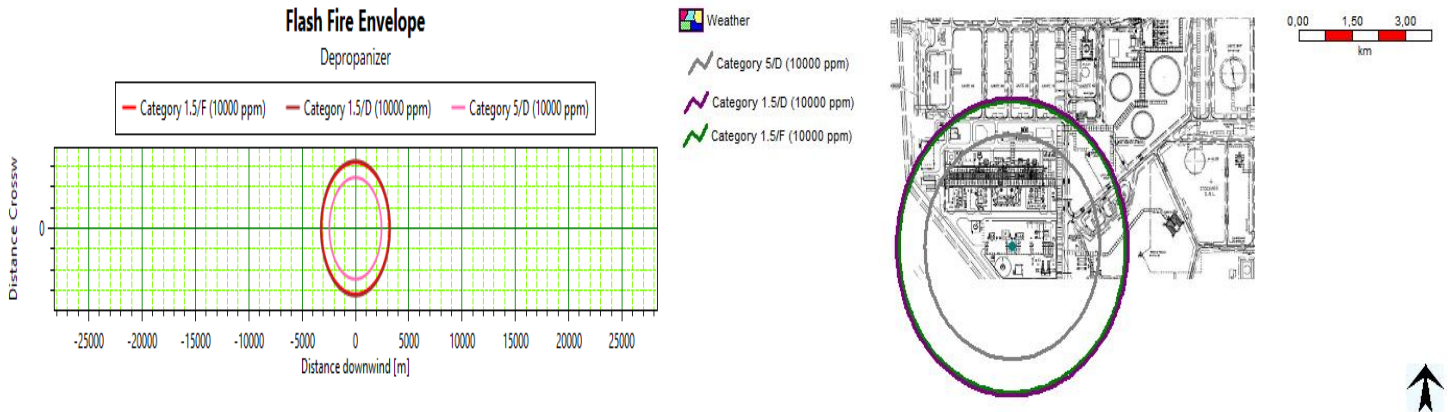


Figure.III.24. Enveloppe de Flash fire pour le Dépropaniseur

Les impacts du flash fire dépendent de la matière dispersée et sa probabilité d'allumage, ils dépendent aussi de la vitesse des vents qui joue un rôle important dans la propagation de la flamme, ce qui résulte une enveloppe de flash fire représenté par la distance à la limite inférieur de l'inflammabilité comme il est représenté dans la Figure.III.24.

- ✓ Pour la catégorie 1,5/F, la distance à la LII est 2510,65 m
- ✓ Pour la catégorie 1,5/D, la distance à la LII est 2513,15 m
- ✓ Pour la catégorie 5/D, la distance à la LII est 1759,84 m, les conséquences pour cette zone sont plus graves par rapport aux autres zones.

4. Explosion VCE

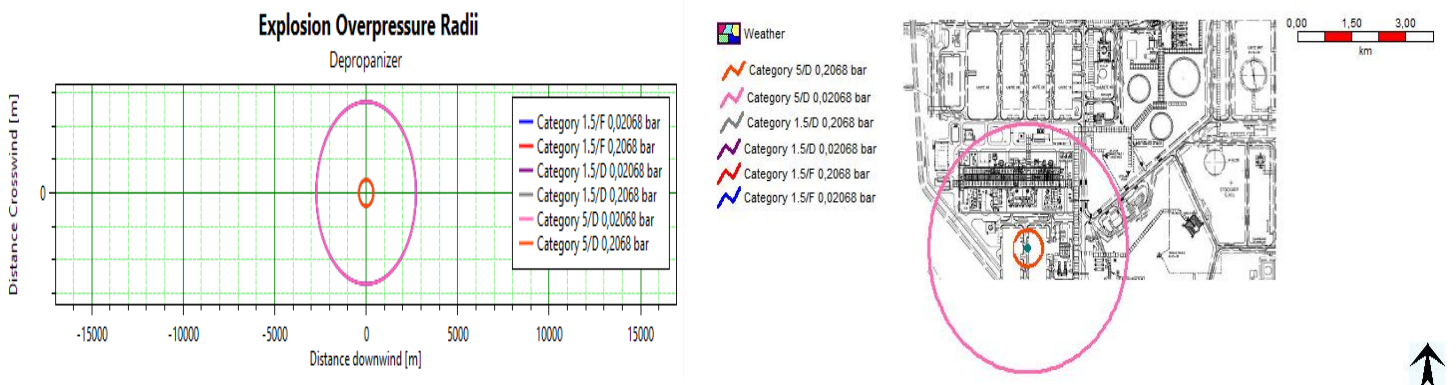


Figure.III.25. Surpression de l'explosion VCE pour le Dépropaniseur

Les effets préjudiciables d'une explosion de nuage de vapeur sont la plupart du temps dus à la surpression (onde de choc) qui est créée à partir de l'expansion rapide des produits de combustion. Cette onde de choc est la cause la plus importante des dommages graves pour l'être humain, l'environnement et les équipements.

d. Débutaniseur

Le Débutaniseur présente les scénarios suivants : Dispersion atmosphérique, Flash fire, Pool fire, et une explosion de type VCE.

Les catégories atmosphériques choisies pour la simulation de ces scénarios:

- ✓ Catégorie 1,5/F : présente des vents de 1,5 m/s avec une température de 20 °C, et une humidité de 70%.
- ✓ Catégorie 5/D : présente une vitesse de vent de 5m/s avec une température de 22 °C, et une humidité de 72%.
- ✓ Catégorie 1,5/D : présente une vitesse des vents de 1,5 m/s, température de 21 °C, et une humidité de 72%.

1. Dispersion atmosphérique

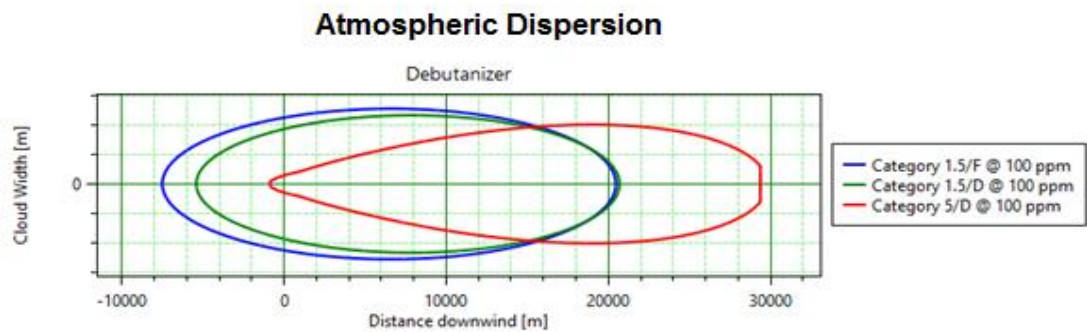


Figure.III.26. Dispersion atmosphérique de Butane

La Figure.III.26 présente la dispersion de nuage de vapeur de Butane à une concentration de 100 ppm pour trois conditions météorologiques (1,5/F ; 1,5/D et 5/D).

Comme nous avons dit précédemment les conditions atmosphériques représentent un facteur important influençant le transfert et la distribution de nuage de vapeur.

Le Tableau.III.16 expose l'influence des facteurs météorologiques sur la dispersion de nuage de Butane en fonction de la distance à la limite inférieure et supérieure d'inflammabilité.

Tableau.III.16. Influence des facteurs météorologiques sur la dispersion de nuage de butane

Condition Atmosphérique	Distance à LII (m)	Distance à LSI (m)
1,5/F (Atmosphère stable et vents moyens)	2597,05 m	778,482 m
1,5/D (Atmosphère neutre et vents moyens)	2691,35 m	551,496 m
5/D (Atmosphère neutre et vents forts)	1076,74 m	390,076 m

2. Flash Fire

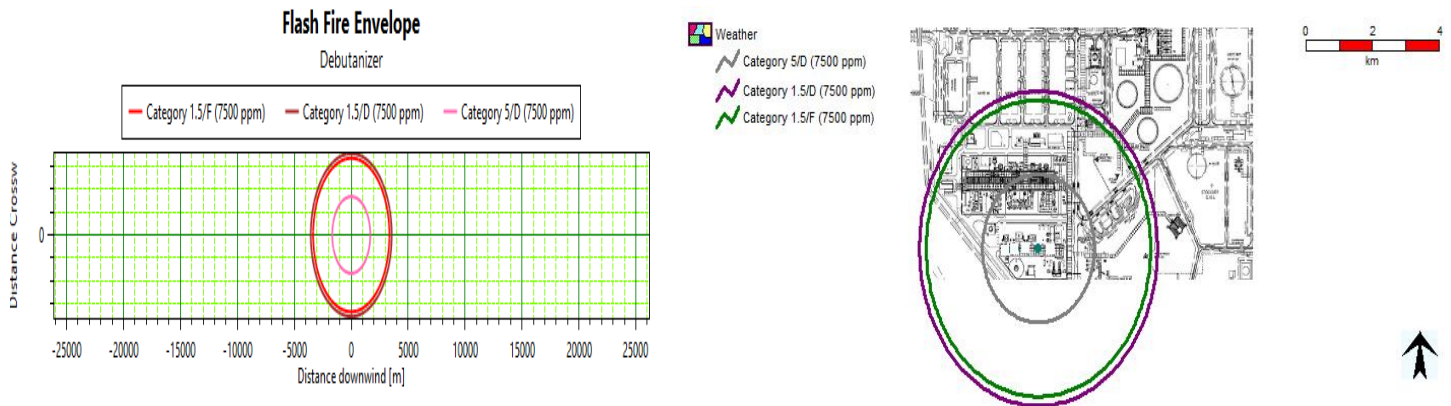


Figure.III.27. Enveloppe de Flash fire pour le Débutaniseur

Le Flash fire se produit lorsqu'il y'a une source d'ignition dans n'importe quel point du nuage de vapeur inflammable. Les effets du Flash fire sont limités aux dommages issus des flux et des impacts thermiques qui sont déterminés en fonction de la distance à la limite inférieure d'inflammabilité (LII). Les facteurs environnementaux et les conditions atmosphériques jouent un rôle essentiel à la dispersion des rayons et flux thermiques.

- ✓ Pour la catégorie 5/D la distance à la LII est égale à 1076,74 m, cette zone présente des rayons fortes qui résultent des dommages graves pour l'homme, l'environnement et bien sûr ils provoquent des dommages pour les structures car ces rayonnement peuvent prolonger jusqu'aux unités voisins.
- ✓ Pour la catégorie 1,5/F la distance à la LII est égale à 2597,05 m, les dommages pour cette zone sont moins graves à ceux de la première zone.
- ✓ Pour la catégorie 1,5/D la distance à la LII est égale à 2691,35 m, les conséquences pour cette zone sont limités aux effets sur l'environnement et la structure.

3. Pool Fire (feu de nappe)

Si le nuage de vapeur de butane est allumé, il provoque un Flash fire ou bien une explosion VCE. La vaporisation et l'ignition du reste de la matière inflammable à un état de liquide provoque une feu de nappe (Pool fire) [2,3].

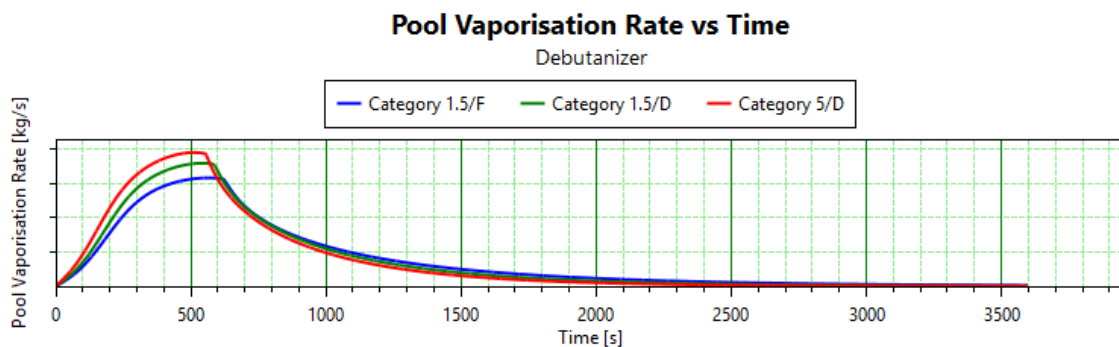


Figure.III.28. Vaporisation de Pool Fire (feu de nappe) en fonction du temps pour le Débutaniseur

La Figure.III.28 présente le débit massique (taux) de vaporisation de feu de nappe en fonction du temps pour le Débutaniseur. Les résultats indiquent que le taux de vaporisation augmente pour les trois classes atmosphériques après certain temps (580s pour la classe 5/D, 600s pour la classe 1,5/D et 620s pour la classe 1,5/F), puis il diminue jusqu'à la disparition. On note que la durée de feu de nappe (pool fire) dépend de la quantité de la matière inflammable vaporisée et des facteurs météorologiques, particulièrement la vitesse des vents.

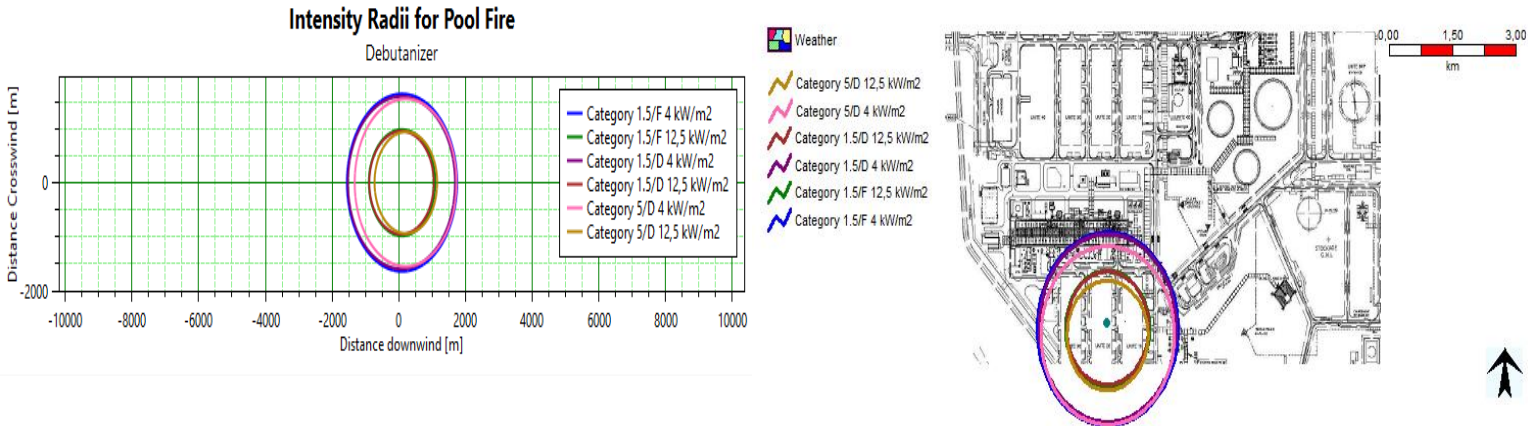


Figure.III.29. Intensité des radiations de Pool Fire pour le Débutaniseur

La Figure.III.29 présente l'intensité des radiations de feu de nappe (Pool fire) pour des différentes classes atmosphériques.

Le diamètre de feu de nappe varie d'une classe atmosphérique à une autre.

- ✓ Classe 1,5/F : le diamètre est égal à 765,727 m.
- ✓ Classe 1,5/D : le diamètre est égal à 745,208 m.
- ✓ Classe 5/D : le diamètre est égal à 724,203 m.

La quantité, le taux de la matière inflammable vaporisé, et les conditions atmosphériques influent sur la diffusion et la taille de (Pool Fire), ainsi sur la surface exposée par l'intensité de ses radiations. Le Tableau.III.17 expose l'influence des conditions atmosphériques sur le feu de nappe pour le Débutaniseur.

Tableau.III.17. Influence des conditions atmosphériques sur le feu de nappe pour le Débutaniseur en fonction de l'intensité des radiations

Catégorie Atmosphérique	Distance pour une intensité de 4KW/m ²	Distance pour une intensité de 12,5KW/m ²
1,5/F	1749,79 m	1091,99 m
1,5/D	1687,04 m	1046,91 m
5/D	1734,82 m	1149 m

La zone de mort (la zone la plus dangereuse) à 100% est présentée par la distance à l'intensité de 12,5 KW/m² pour les trois classes atmosphériques. La zone exposée pour une intensité de 4KW/m² présente des dommages moins graves par rapport à celle relative à une intensité de 12,5 KW/m², mais les conséquences restent importantes pour l'être humain, l'environnement et les biens.

4. Explosion VCE

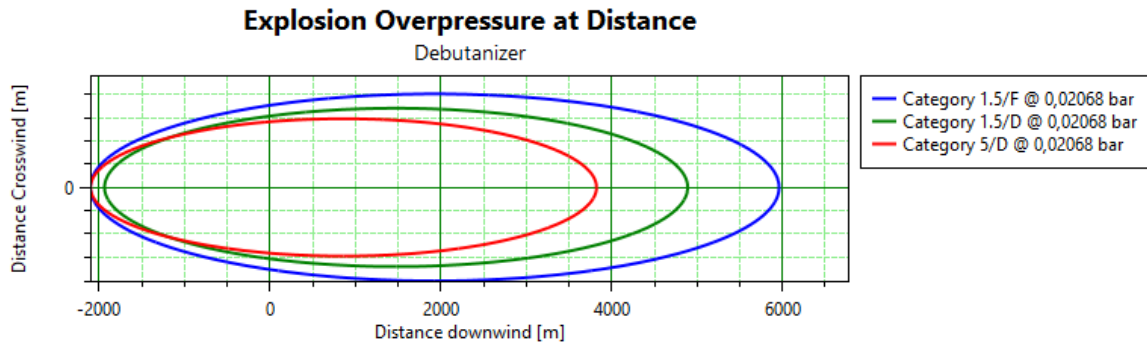


Figure.III.30. Surpression de l'explosion VCE en fonction de distance pour le Débutaniseur

L'explosion VCE génère des ondes de choc causant des surpressions peuvent provoquer plusieurs dommages graves. Pour une surpression de 0,02068 bar, la distance exposée peut atteindre 3874,41 m pour une atmosphère de classe 5/D, les dommages dans cette zone sont trop graves. Il s'agit de décès des personnes soit directement ou indirectement causé par les fragments ou les débris rejetés par le souffle de l'explosion. Il s'agit aussi de plusieurs dommages pour l'environnement à cause des gaz et vapeur émis, et bien sûr la destruction des structures. Pour la classe 1,5/D la distance est égale à 7589,58 m, les dommages sont : blessures pour l'homme, pollution et destruction des plantes pour l'environnement et destruction des structures et équipements. La classe 1,5/F expose une distance équivalente à 7808,96 m, où les radiations et ses impacts sont limités à l'influence sur l'environnement (pollution, intoxication) et éventuellement l'asphyxie pour l'homme.

e. Désopentaniseur

Les catégories atmosphériques choisies pour la simulation de ces scénarios:

- ✓ Catégorie 1,5/F : présente des vents de 1,5 m/s avec une température de 20 °C, et une humidité de 70%.
- ✓ Catégorie 5/D : présente une vitesse de vent de 5m/s avec une température de 22 °C, et une humidité de 72%.
- ✓ Catégorie 1,5/D : présente une vitesse des vents de 1,5 m/s, température de 21 °C, radiation solaire de 1Kw/m² et une humidité de 72%.

1. Dispersion atmosphérique

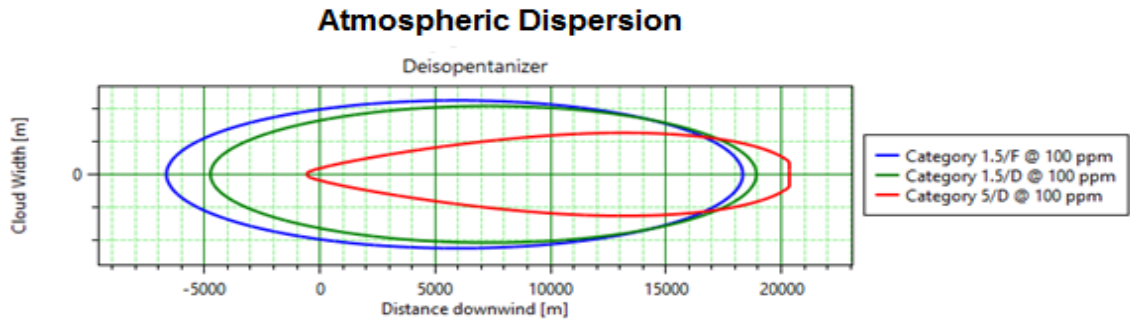


Figure.III.31. Dispersion atmosphérique de Pentane

La Figure.III.31 présente la dispersion de nuage de vapeur inflammable de pentane pour des différentes catégories atmosphériques, et pour une concentration de 100 ppm. La diffusion et la dispersion du nuage inflammable de pentane est limité par la distance à la limite inférieur d’inflammabilité (LII) et la limite supérieure d’inflammabilité (LSI) en fonction des facteurs météorologiques comme il est illustré dans le Tableau.III.18:

Tableau.III.18. La dispersion atmosphérique du pentane en fonction des conditions météorologiques (Déisopentaniseur)

Condition Atmosphérique	Distance à LII (m)	Distance à LSI (m)
1,5/F (Atmosphère stable et vents moyens)	2163,02 m	369,835 m
1,5/D (Atmosphère neutre et vents moyens)	2347,48 m	371,992 m
5/D (Atmosphère neutre et vents forts)	754,232 m	281,046 m

2. Flash Fire

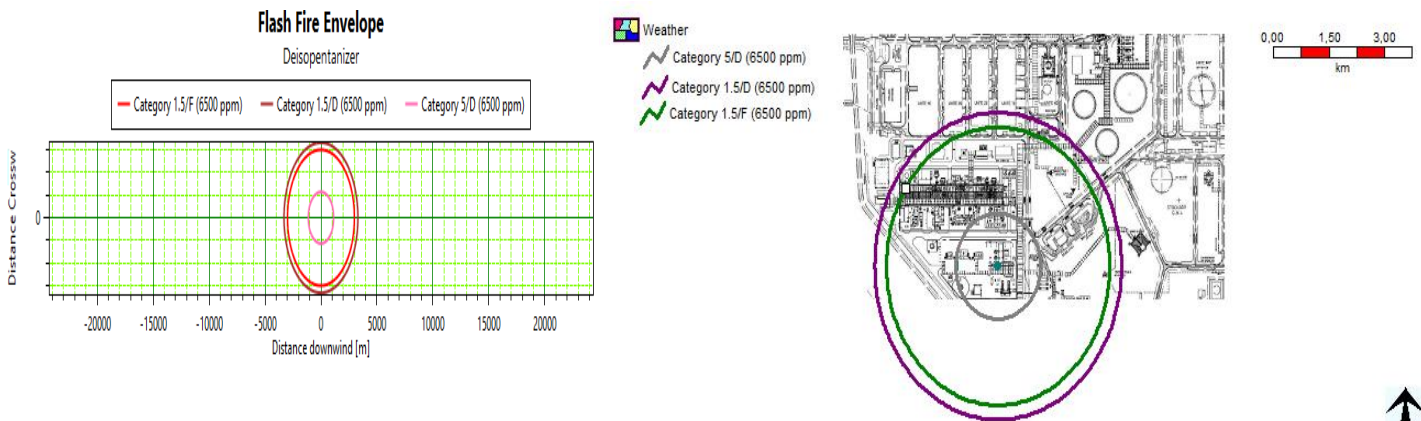


Figure.III.32. Enveloppe de Flash Fire pour le Déisopentaniseur

La Figure.III.32 montre la distance de l'enveloppe thermique de flash fire pour une concentration de pentane de 6 500 ppm. Cette distance est déterminée par rapport à la limite inférieure d'inflammabilité à différentes conditions météorologiques.

- ✓ Pour la catégorie 5/D la distance à la LII est 754,232 m, les effets de rayonnement dans cette zones sont fortes et très dangereuses, ils ont une grande influence soit sur la vie humaine ou bien l'environnement et la structure.
- ✓ Pour la catégorie 1,5/F la distance à la LII est 2163,02 m, les dommages pour cette zone sont limités à des blessures pour l'homme, et des impacts pour l'environnement.
- ✓ Pour la catégorie 1,5/D la distance à LII est 2347,48m, cette zone présente des effets faibles.

Les résultats indiquent que les conditions météorologiques ont une grande efficacité dans le transfert des rayonnements et flux thermiques de Flash Fire.

3. Pool Fire (Feu de nappe)

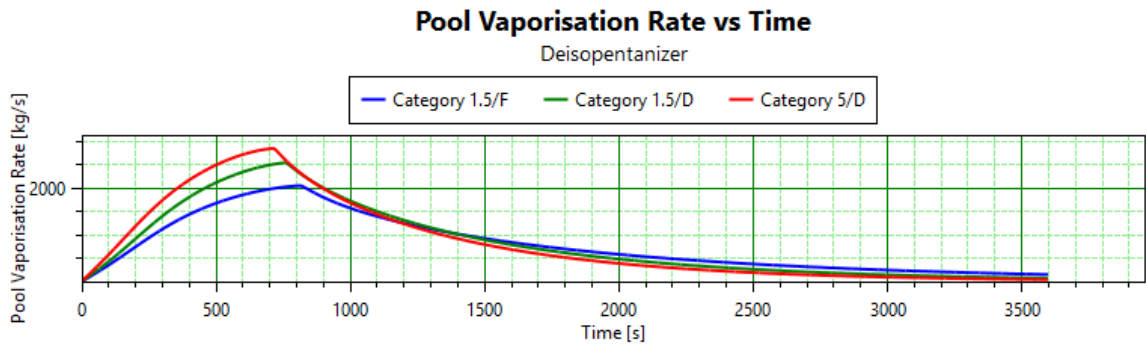


Figure.III.33. Vaporisation de pool fire (feu de nappe) en fonction du temps pour le Déisopentanisier

La Figure.III.33 présente la variation de taux de vaporisation du feu de nappe pendant le temps, pour des conditions atmosphériques différentes. Le taux de vaporisation augmente jusqu'à une valeur maximale à 720s pour la classe météorologique 5/D, 780s pour la classe 1,5/D et 820s pour la classe 1,5/F. Après le taux va diminuer jusqu'à la valeur zéro. Cette variation de taux de vaporisation dépend essentiellement de la quantité de la matière vaporisée et des facteurs atmosphériques qui jouent un rôle essentiel dans la diffusion de feu de nappe.

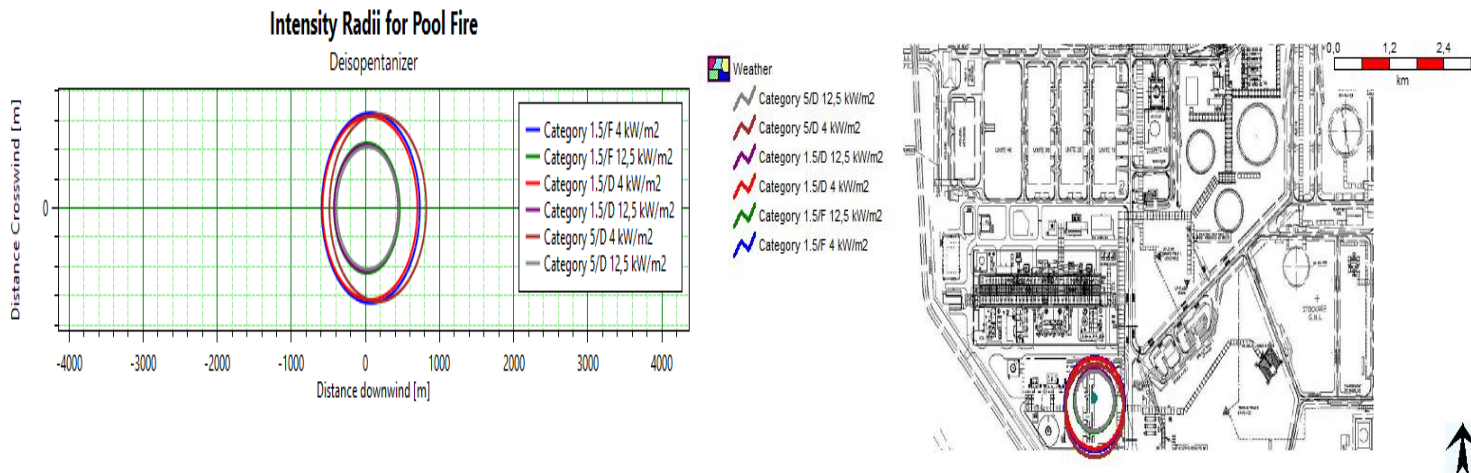


Figure.III.34. Intensité des radiations de Pool Fire (feu de nappe) pour le Déisopentaniseur

Le feu de nappe (Pool fire) est modélisé par son diamètre, mais la valeur de ce diamètre est différente pour chaque catégorie météorologique.

- ✓ Pour la catégorie 1,5/F : le diamètre de feu de nappe est 885,405m.
- ✓ Pour la catégorie 1,5/D : le diamètre de feu de nappe est 858,256m.
- ✓ Pour la catégorie 5/D : le diamètre de feu de nappe est 833,543m.

Comme le diamètre de feu de nappe est différent pour chaque condition atmosphérique, les effets thermiques différents aussi en fonction de ces conditions.

Le Tableau.III.19 résume les distances affectées par ces radiations pour des intensités de 4KW/m² et 12,5 KW/m².

Tableau.III.19. Intensité des radiations thermiques de feu de nappe en fonction des facteurs atmosphériques (Déisopentaniseur)

Catégorie Atmosphérique	Distance pour une intensité de 4KW/m ²	Distance pour une intensité de 12,5KW/m ²
1,5/F	732,42 m	462,241 m
1,5/D	700,24 m	439,78 m
5/D	819,564 m	446,98 m

Les zones les plus dangereuses sont correspondent à l'intensité 12,5KW/m². Pour cette valeur, la zone de mort est présentée par la catégorie 1,5/D ; Les zones de danger pour l'intensité 4KW/m² présentent des effets moins graves à celles d'une intensité de 12,5 KW/m².

4. Explosion VCE

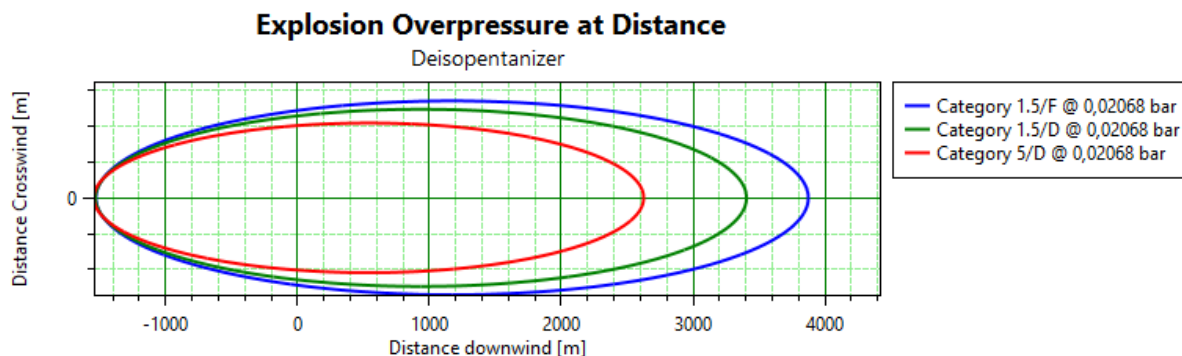


Figure.III.35. Surpression de l'explosion VCE de Déisopentaniseur en fonction de distance pour le Déisopentaniseur

Les vagues de souffle issues d'une explosion VCE provoquent des surpressions causant plusieurs effets majeurs sur la vie humaine, l'environnement et les biens.

Les vents et les facteurs atmosphériques influent directement sur les impacts des surpressions de VCE.

- ✓ Si la pression est égale à 0,02068 Bar et l'atmosphère est stable (1,5/F), la distance exposée peut atteindre 6437,7 m. Dans cette zone les impacts sont limités à des effets environnementaux, et la probabilité d'asphyxie pour l'homme.
- ✓ Si la pression est égale à 0,02068 Bar et l'atmosphère est neutre (1,5/D), la distance exposée peut atteindre 6304,57 m. les impacts dans cette zone sont des blessures pour l'homme, et des impacts environnementaux importants.
- ✓ Si la pression est égale à 0,02068 Bar et les vents sont forts (5/D), la distance exposée peut atteindre 2695,63m. Cette zone présente un danger trop grave, la mort dans cette zone est certaine.

III.2.3. L'unité de stockage

III.2.3.1. Analyse de l'unité de stockage par la méthode HAZID

L'unité de stockage comprend le stockage de GNL, Propane, Butane, et Gazoline.

a. Stockage du Gaz Naturel Liquéfié (GNL)

Tableau.III.20. Feuille de travail de HAZID pour le stockage de GNL

Danger/problème	Cause/description de l'événement	Conséquence/escalade	Protection/contrôle de la prévention/facteurs d'atténuation	Matrice des risques		
				P	G	R
Organisation						
Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci - réchauffeurs à brûleur, zones de soudage	Problèmes sur les résistances de chauffage qui sont situées sous le bac autour de la virole.	Fuite au niveau de l'inter proie.	24 transmetteurs sont déplacés sur le sol et le mur externe de bac	2	3	Yellow
Principaux inventaires des substances dangereuses						
Documenter les principaux inventaires - liquides ou gaz combustibles ou inflammables, oxygène	Réservoir de stockage de GNL, 71-MF01 (150000 m³)	Perte de confinement	1. Conception de réservoir à confinement complet 2. Ventilation vers la liquéfaction	3	3	Yellow
	Fuite au niveau de bac	Incendie et explosion	1. Détection de gaz sur place 2. Programme d'entretien et Procédures d'exploitation standard	1	5	Red
	Perte de gaz d'alimentation	1. Cavitation des pompes de chargement plus des risques inconnus 2. Problème d'alimentation du système fuel-gaz HP	1. Arrêter Le retour de GNL vers les bacs de stockage. 2. Isolement du bac de stockage de GNL 71-MF-01.	1	3	Green
Documenter les principaux inventaires – haute pression et température	Augmentation ou chute de pression	Risque d'explosion	1. Placement des soupapes de sécurité et des détecteurs de gaz. 2. Dégazage de l'excès de gaz vers torche. 3. Protection sous vide et protection contre la surpression	1	5	Red
	Problèmes au niveau des résistances de chauffage qui sont situés sous le bac	Chute de température qui implique une fuite au niveau de l'inter paroi, ou augmentation de	Placement des transmetteurs de température sur le sol et le mur externe de bac (04 zones de chauffage)	2	4	Yellow

CHAPITRE III : Identification, Quantification et Modélisation des accidents Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

		débit de GNL				
	Problème au niveau de compresseur BOG 71-MD01	1. Problème de chargement des méthaniers. 2. Pas d'alimentation des bacs de GNL.	Envoyer l'excès de BOG vers la torche BP 71-MB01	2	4	
Principaux systèmes de sécurité						
Dispositifs de surveillance des incendies et des gaz toxique, système ESD, vannes d'isolement, systèmes SIL	Détection des gaz et systèmes ESD	Perte de confinement	1. Détection de changement de la Température, pression, et débit 2. La détection de gaz	2	4	
Entretien et inspection						
Travail autour de grands Inventaires dangereux/dans des espaces confinés	Entrée dans un espace confiné	Espace confiné risque d'asphyxie	Permis d'entrée dans les espaces confinés	3	2	
Problèmes d'environnement externe						
Hiver (froid, neige, glace), inondation, vent/tornade, tremblements de terre	1. Eclairs périodiques 2. RV en haut du réservoir en feu (foudre)	Arc électrique pouvant enflammer la source de carburant	1. Contrôlé par la conception 2. Cuves mises à la masse 3. Azote vers soupapes de décharge	1	4	

D'après les résultats, on distingue trois classes de risque : bas, moyen, et élevé.

- **Risque Acceptable (Bas)** correspond à :
 - ✓ Des problèmes sur le système fuel-gaz haute pression lors d'opération de chargement ou bien remplissage de bac ;
 - ✓ Un risque d'asphyxie pendant l'entrée de l'opérateur dans un espace confiné pour les travaux d'entretien et d'inspection de bac ;
- **Le risque Moyen (Tolérable)** correspond à :
 - ✓ La fuite au niveau de l'inter paroi à cause des problèmes sur les résistances de chauffage existant sous le bac ;
 - ✓ La perte de confinement ;
 - ✓ La chute de température qui peut provoquer une fuite au niveau de bac ou bien une augmentation de débit de GNL ;
- **Le risque élevé (Inacceptable)** correspond à :
 - ✓ L'incendie et l'explosion à cause de présence d'une fuite au niveau de bac, ou bien d'une augmentation/chute de pression.

Après la discussion des scénarios des risques présentés sur le bac de stockage de GNL, leurs causes et conséquences possibles, leurs niveaux et classement, il est nécessaire de proposer et établir quelques précautions de prévention et protection pour limiter la gravité de ces risques et les ramener à un niveau acceptable (niveau bas).

Pour cette analyse on préconise les mesures de prévention classées dans le Tableau.III.21:

Tableau.III.21. Mesures de prévention pour le stockage de GNL

Mot guide	Risque	Mesure de prévention
Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci - réchauffeurs à brûleur, zones de soudage...etc.	Fuite au niveau de l'inter paroi du bac	<ul style="list-style-type: none"> • Installation des transmetteurs de température sur le sol et le mur externe du bac
Principaux inventaires des substances dangereuses	Perte de confinement	<ul style="list-style-type: none"> • Conception de réservoir à confinement complet • Ventilation vers la liquéfaction
	Incendie et Explosion	<ul style="list-style-type: none"> • Détection de gaz • Etablir un programme d'entretien et procédures d'exploitation standard • Placement des soupapes de sécurité et des détecteurs de gaz • Dégazage de l'excès de gaz vers torche • Protection sous vide et protection contre la surpression

CHAPITRE III : Identification, Quantification et Modélisation des accidents Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

	Problèmes sur le système fuel-gaz haute pression (HP)	<ul style="list-style-type: none">• Arrêter le retour de GNL vers le bac de stockage• Isolement du bac en cas d'urgence
Dispositifs de surveillance des incendies et des gaz toxique, système ESD, vannes d'isolement, systèmes SIL	Perte de confinement	<ul style="list-style-type: none">• Détection de changement de la température, la pression et le débit• Détection de gaz
Travail autour de grands Inventaires dangereux/dans des espaces confinés pendant les travaux d'entretien et d'inspection	Risque d'asphyxie	<ul style="list-style-type: none">• Etablir un permis d'entrée dans les espaces confinés

b. Stockage de Propane

Tableau.III.22. Feuille de travail de HAZID pour le stockage de Propane

Danger/problème	Cause/description de l'événement	Conséquence/escalade	Protection/contrôle de la prévention/facteurs d'atténuation	Matrice des risques		
				P	G	R
Organisation						
Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci - réchauffeurs à brûleur, zones de soudage	Problèmes sur les résistances de chauffage qui sont situées sous le bac autour de la virole.	Fuite au niveau de l'inter paroi.	24 transmetteurs sont déplacés sur le sol et le mur externe de bac	2	3	Orange
Principaux inventaires des substances dangereuses						
Documenter les principaux inventaires - liquides ou gaz combustibles ou inflammables, oxygène	Réservoir de stockage de propane, 76-MF01 (40 000 tonnes)	Perte de confinement	1. Conception de réservoir à confinement complet 2. Ventilation vers la liquéfaction	3	3	Orange
	Fuite au niveau de bac	Incendie et explosion	1. Détection de gaz sur place 2. Programme d'entretien et Procédures d'exploitation standard	1	4	Orange
	Perte de gaz d'alimentation	Cavitation des pompes de chargement plus des risques inconnus	1. Arrêter le transfert du propane à partir du bac vers appointements. 2. Isolement du bac de stockage de propane 76-MF-01.	1	3	Vert
Documenter les principaux inventaires –haute pression et température	Augmentation ou chute de pression	Risque d'explosion	1. Placement des soupapes de sécurité. 2. Contrôle de pression au niveau de package du système de réfrigération Propane/Butane 76-ML-01. 3. Protection sous vide par le régulateur 76PIC-1445A et protection contre la surpression par 76PIC-1445B 4. Evacuation du gaz vers torche	1	5	Rouge

CHAPITRE III : Identification, Quantification et Modélisation des accidents Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

	Problèmes au niveau des résistances de chauffage qui sont situés sous le bac	Chute de température qui implique une fuite au niveau de l'inter paroi	Placement des transmetteurs de température sur le sol et le mur externe de bac	2	4	
Principaux systèmes de sécurité						
Dispositifs de surveillance des incendies et des gaz toxique, système ESD, vannes d'isolement, systèmes SIL	Détection des gaz et systèmes ESD	Perte de confinement	Détection de changement de la température et pression + la détection de gaz	2	4	
Entretien et inspection						
Travail autour de grands Inventaires dangereux/dans des espaces confinés	Couvercle de trou d'homme sur le bac, entrée dans un espace confine	Espace confiné risque d'asphyxie	Permis d'entrée dans les espaces confinés	3	2	
Problèmes d'environnement externe						
Hiver (froid, neige, glace), inondation, vent/tornade, tremblements de terre	1. Eclairs périodiques 2. RV en haut du réservoir en feu (foudre)	Arc électrique pouvant enflammer la source de carburant	1. Contrôlé par la conception 2. Cuves mises à la masse 3. Azote vers soupapes de décharge	1	4	

Le stockage de propane présente les scénarios de risques qui sont classés comme suit :

- **Risque Acceptable (Niveau bas) :**
 - ✓ Des problèmes sur le système fuel-gaz haute pression lors d'opération de chargement ou bien remplissage du bac ;
 - ✓ Risque d'asphyxie dans les espaces confinés pendant les opérations d'entretien et d'inspection ;
- **Risque Moyen** correspond à :
 - ✓ Une fuite au niveau de l'inter paroi provoquée par des problèmes des résistances de chauffage existant sous le bac ;
 - ✓ Perte de confinement ;
 - ✓ Risque d'incendie et d'explosion à cause des fuites au niveau de bac ;
 - ✓ Risque de chute de température qui implique une fuite au niveau de l'inter paroi
- **Risque Inacceptable (élevé)** correspond à :
 - ✓ Des différents problèmes sur le système de chargement ;
 - ✓ Risque d'asphyxie dans les espaces confinés pendant les travaux d'entretien et d'inspection

L'identification et la classification de ces risques aide à établir des mesures de protection pour diminuer leurs impacts soit pour protéger la vie humaine, l'environnement ou bien la structure et les biens. Les mesures de sécurités sont illustrées en fonction des mots guide utilisés pour l'analyse HAZID dans le Tableau.III.23 :

Tableau.III.23. Mesures de prévention pour le stockage de Propane

Mot guide	Risque	Mesure de prévention
Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci - réchauffeurs à brûleur, zones de soudage...etc.	Fuite au niveau de l'inter paroi du bac	<ul style="list-style-type: none"> • Installation des transmetteurs de température sur le sol et le mur externe du bac
Principaux inventaires des substances dangereuses	Perte de confinement	<ul style="list-style-type: none"> • Conception de réservoir à confinement complet • Ventilation vers la liquéfaction
	Incendie et Explosion	<ul style="list-style-type: none"> • Détection de gaz en place • Etablir un programme d'entretien et procédures d'exploitation standard • Placement des soupapes de sécurité et des détecteurs de gaz • Contrôle de pression au niveau de package

CHAPITRE III : Identification, Quantification et Modélisation des accidents Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

		<p>du système de réfrigération Propane/Butane 76-ML-01</p> <ul style="list-style-type: none"> • Protection sous vide par le régulateur 76PIC-1445A et protection contre la surpression par 76PIC-1445B • Evacuation du gaz vers torche
	Chute de température qui implique une fuite au niveau de l'inter paroi	<ul style="list-style-type: none"> • Placement des transmetteurs de température sur le sol et le mur externe de bac
Dispositifs de surveillance des incendies et des gaz toxique, système ESD, vannes d'isolement, systèmes SIL	Perte de confinement	<ul style="list-style-type: none"> • Détection de changement de la température, la pression et le débit • Détection de gaz
Travail autour de grands inventaires dangereux/dans des espaces confinés pendant les travaux d'entretien et d'inspection	Risque d'asphyxie	<ul style="list-style-type: none"> • Etablir un permis d'entrée dans les espaces confinés

c. Stockage de Butane

Tableau.III.24. Feuille de travail de HAZID pour le stockage de Butane

Danger/problème	Cause/description de l'événement	Conséquence/escalade	Protection/contrôle de la prévention/facteurs d'atténuation	Matrice des risques		
				P	G	R
Organisation						
Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci - réchauffeurs à brûleur, zones de soudage	Problèmes sur les résistances de chauffage qui sont situées sous le bac autour de la virole.	Fuite au niveau de l'inter paroi.	24 transmetteurs sont déplacés sur le sol et le mur externe de bac	2	3	
Principaux inventaires des substances dangereuses						
Documenter les principaux inventaires - liquides ou gaz combustibles ou inflammables, oxygène	Réservoir de stockage de butane, 76-MF02 (40 000 tonnes)	Perte de confinement	1. Conception de réservoir à confinement complet 2. Ventilation vers la liquéfaction	3	3	
	Fuite au niveau de bac	Incendie et explosion	1. Détection de gaz sur place 2. Programme d'entretien et Procédures d'exploitation standard	1	4	
	Perte de gaz d'alimentation	Cavitation des pompes de chargement plus des risques inconnus	1. Arrêter le transfert de butane à partir du bac vers appointements. 2. Isolement du bac de stockage de butane 76-MF-02.	1	3	
Documenter les principaux inventaires –haute pression et température	Augmentation ou chute de pression	Risque d'explosion	1. Placement des soupapes de sécurité. 2. Contrôle de pression au niveau de package du système de réfrigération Propane/Butane 76-ML-01. 3. Protection sous vide par le régulateur	1	5	

CHAPITRE III : Identification, Quantification et Modélisation des accidents Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

			76PIC-1145A et protection contre la surpression par 76PIC-1145B 4. Evacuation du gaz vers torche grâce à la vanne 76PV-1145B			
	Problèmes au niveau des résistances de chauffage qui sont situés sous le bac	Chute de température qui implique une fuite au niveau de l'inter paroi	Placement des transmetteurs de température sur le sol et le mur externe de bac (04 zones de chauffage)	2	4	
Principaux systèmes de sécurité						
Dispositifs de surveillance des incendies et des gaz toxique, système ESD, vannes d'isolement, systèmes SIL	Détection des gaz et systèmes ESD	Perte de confinement	Détection de changement de la température et pression + la détection de gaz	2	4	
Entretien et inspection						
Travail autour de grands Inventaires dangereux/dans des espaces confinés	Couvercle de trou d'homme sur le bac, entrée dans un espace confine	Espace confiné risque d'asphyxie	Permis d'entrée dans les espaces confinés	3	2	
Problèmes d'environnement externe						
Hiver (froid, neige, glace), inondation, vent/tornade, tremblements de terre	1. Eclairs périodiques 2. RV en haut du réservoir en feu (foudre)	Arc électrique pouvant enflammer la source de carburant	1. Contrôlé par la conception 2. Cuves mises à la masse 3. Azote vers soupapes de décharge	1	4	

Les scénarios des risques identifiés par l'analyse HAZID pour le stockage de Butane sont présentés en fonction de leurs classements comme suit :

- **Risque Acceptable (niveau Bas)** comprend :
 - ✓ Les problèmes de chargement qui sont provoqués par la perte de gaz d'alimentation ;
 - ✓ Risque d'asphyxie dans les espaces confinés lors des travaux d'entretien et d'inspection ;
- **Risque Moyen** comprend :
 - ✓ Une fuite au niveau de l'inter paroi à cause des problèmes de chauffage sous le bac ;
 - ✓ Perte de confinement ;
 - ✓ Incendie et explosion à cause d'une fuite au niveau du bac ;
 - ✓ Chute de température qui implique une fuite au niveau de l'inter paroi du bac
- **Risque Elevé (Inacceptable)** correspond au :
 - ✓ Le risque d'explosion provoqué en cas d'une augmentation ou bien d'une chute de pression.

Les préventions et mesures de sécurités proposées pour diminuer ces risques sont présentées dans le Tableau.III.25:

Tableau.III.25. Mesures de prévention pour le stockage de Butane

Mot guide	Risque	Mesure de prévention
Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci - réchauffeurs à brûleur, zones de soudage...etc.	Fuite au niveau de l'inter paroi du bac	<ul style="list-style-type: none"> • Installation des transmetteurs de température sur le sol et le mur externe du bac
Principaux inventaires des substances dangereuses	Perte de confinement	<ul style="list-style-type: none"> • Conception de réservoir à confinement complet • Ventilation vers la liquéfaction
	Incendie et Explosion	<ul style="list-style-type: none"> • Détection de gaz en place • Etablir un programme d'entretien et procédures d'exploitation standard • Placement des soupapes de sécurité et des détecteurs de gaz • Contrôle de pression au niveau de package du système de réfrigération Propane/Butane 76-ML-01 • Protection sous vide par le régulateur

CHAPITRE III : Identification, Quantification et Modélisation des accidents Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

		<p>76PIC-1145A et protection contre la surpression par 76PIC-1145B</p> <ul style="list-style-type: none"> • Evacuation du gaz vers torche grâce à la vanne 76PV-1145B
	Chute de température qui implique une fuite au niveau de l'inter paroi	<ul style="list-style-type: none"> • Placement des transmetteurs de température sur le sol et le mur externe de bac (04 zones de chauffage)
Dispositifs de surveillance des incendies et des gaz toxique, système ESD, vannes d'isolement, systèmes SIL	Perte de confinement	<ul style="list-style-type: none"> • Détection de changement de la température, la pression et le débit • Détection de gaz
Travail autour de grands Inventaires dangereux/dans des espaces confinés pendant les travaux d'entretien et d'inspection	Risque d'asphyxie	<ul style="list-style-type: none"> • Etablir un permis d'entrée dans les espaces confinés

d. Stockage de Gazoline

Tableau.III.26. Feuille de travail de HAZID pour le stockage de Gazoline

Danger/problème	Cause/description de l'événement	Conséquence/escalade	Protection/contrôle de la prévention/facteurs d'atténuation	Matrice des risques		
				P	G	R
Organisation						
Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci - réchauffeurs à brûleur, zones de soudage	1. Augmentation de la température 2. Produit stocké est inflammable (Gazoline)	Risque d'incendie et explosion	1. Placement des transmetteurs et régulateurs de température 2. Système anti-incendie	2	4	8
Principaux inventaires des substances dangereuses						
Documenter les principaux inventaires - liquides ou gaz combustibles ou inflammables, oxygène	Sphère de stockage de Gazoline, 76-MD03 (3 000m³)	Perte de confinement	1. Conception de réservoir à confinement complet 2. Ventilation et refroidissement 3. Contrôle de débit, pression et température	3	3	9
	Fuite	Risque d'incendie et explosion	1. Programme d'entretien et Procédures d'exploitation standard	1	4	4
	Perte de gaz d'alimentation	Cavitation des pompes de chargement plus des risques inconnus	Isolement de sphère de stockage de gazoline 76-MD-03.	1	3	3
Documenter les principaux inventaires –haute pression et température	Augmentation ou chute de pression	Surpression Risque d'explosion	1. Placement des soupapes de sécurité. 2. Placement des transmetteurs et des régulateurs de pression 4. Evacuation vers torche	1	5	5
Principaux systèmes de sécurité						
Dispositifs de surveillance des incendies et des gaz toxique, système ESD, vannes d'isolement, systèmes SIL	Systèmes ESD	Perte de confinement	Détection de changement de la Température, pression et débit	2	4	8
Entretien et inspection						
Travail autour des grands Inventaires dangereux/dans des espaces confinés	Entrée dans un espace confiné	Espace confiné risque d'asphyxie	Permis d'entrée dans les espaces confinés	3	2	6
Problèmes d'environnement externe						
Hiver (froid, neige, glace), inondation, vent/tornado, tremblements de terre	1. Eclairs périodiques 2. RV en haut du réservoir en feu (foudre)	Arc électrique pouvant enflammer la source de carburant	1. Contrôlé par la conception 2. Cuves mises à la masse 3. Azote vers soupapes de décharge	1	4	4

Les scénarios des risques identifiés par le stockage de Gazoline sont :

- **Risque acceptable (Niveau Bas)** correspond à :
 - ✓ Les problèmes de chargement provoqués par la perte du gaz d'alimentation ;
 - ✓ Risque d'asphyxie ;
- **Risque Moyen** correspond à :
 - ✓ Un risque d'incendie et d'explosion provoqué grâce à la nature inflammable du produit stocké, l'augmentation de la température et la présence d'une fuite au niveau de sphère de stockage ;
 - ✓ La perte de confinement ;
- **Risque Elevé (Inacceptable)** correspond à:
 - ✓ Un risque de surpression et d'explosion en cas d'une augmentation ou bien une chute de pression dans la sphère.

Les préventions et mesures de sécurités proposées pour diminuer ces risques sont présentées dans le Tableau.III.27:

Tableau.III.27. Mesures de prévention pour le stockage de Gazoline

Mot guide	Risque	Mesure de prévention
Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci - réchauffeurs à brûleur, zones de soudage...etc.	Risque d'incendie et explosion	<ul style="list-style-type: none"> • Installation des transmetteurs et régulateurs de température • Système anti-incendie
Principaux inventaires des substances dangereuses	Perte de confinement	<ul style="list-style-type: none"> • Conception de réservoir à confinement complet • Ventilation et refroidissement • Contrôle de débit, pression et température
	Incendie et Explosion	<ul style="list-style-type: none"> • Etablir un programme d'entretien et procédures d'exploitation standard • Placement des transmetteurs et des régulateurs de pression • Evacuation vers torche
Dispositifs de surveillance des incendies et des gaz toxique, système ESD, vannes d'isolement, systèmes SIL	Perte de confinement	<ul style="list-style-type: none"> • Détection de changement de la Température, pression et débit
Travail autour de grands Inventaires dangereux/dans des espaces confinés pendant les travaux d'entretien et d'inspection	Risque d'asphyxie	<ul style="list-style-type: none"> • Etablir un permis d'entrée dans les espaces confinés

Le Tableau.III.28 résume les scénarios d'accident pour chaque bac de stockage :

Tableau.III.28. Scénarios des risques de l'unité de stockage

Scénario d'accident	Niveau	Stockage de GNL	Stockage de Propane	Stockage de Butane	Stockage de Gazoline
Fuite au niveau de l'inter paroi	Moyen	X	X	X	
Perte de confinement	Moyen	X	X	X	X
Incendie et explosion	Elevé	X	X	X	X
Problèmes de chargement provoqués par la perte du gaz d'alimentation	Bas	X	X	X	X
Problèmes sur le système Fuel- gaz HP	Bas	X			
Risque d'asphyxie	Bas	X	X	X	X
Chute de température qui implique une fuite au niveau de l'inter paroi	Moyen	X	X	X	X

III.2.3.2. Prédiction et quantification des risques Incendie/Explosion de l'unité de stockage par DOW's F&EI

Tableau.III.29. Feuille de travail Dow F&EI pour l'unité de stockage du complexe GL1K

Unité De processus		Stockage de GNL	Stockage Propane	Stockage de Butane	Stockage de Gazoline
Facteur Matériel		21	21	21	21
1.Risques de processus généraux	<i>Gamme De Facteur De Pénalité</i>	<i>Facteur de pénalité utilisé</i>	<i>Facteur de pénalité utilisé</i>	<i>Facteur de pénalité utilisé</i>	<i>Facteur de pénalité utilisé</i>
Facteur de base	1	1	1	1	1
A.Réaction Chimique Exothermique	0,30 - 1,25				
B.Processus Endothermiques	0,20 - 0,40				
C. Matérielles de manipulation et de transfert	0,25 - 1,05	0,85	0,85	0,80	0,50
D.Unités de processus incluses ou d'intérieur	0,25 - 0,90	0,40	0,45	0,30	0,45
E.Accès	0,20 - 0,35	0,30	0,30	0,30	0,25
F.Drainage et lutte contre les déversements	0,25 - 0,50				
Facteur général de processus de risque (F1)		2,55	2,60	2,40	2,20
2.Risques spéciaux de processus					
Facteur de base	1	1	1	1	1
A.Matériels toxiques	0,20 - 0,80				
B. Pression Sous-atmosphérique (<500mm Hg)	0,50				
C.Opération proche d'une gamme inflammable					
9. Réservoirs de stockage des liquides inflammables	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
10. Renversement de processus ou échec de purge	0,30				
11. Toujours dans une gamme inflammable	0,80		0,80	0,80	0,80
D. Explosion de poussière	0,25 - 2,00				
E. Pression		0,16	0,62	0,16	0,16
F. Basse Température	0,20 - 0,30				
G. Quantité de matériel inflammable/instable					
8. Liquides/gaz dans le processus					
9. Liquides/gaz de stockage		0,50	0,46	0,46	0,44
10. Solides combustibles dans le stockage, poussière dans le processus					
H. Corrosion et Erosion	0,10 - 0,75				0,20
I.Fuite-Joints et emballage	0,10 - 1,50	0,10	0,30	0,30	0,40
J. Utilisation des équipements d'incendie					
K. Système d'échange thermique d'huile chaude	0,15 - 1,15				
L. Equipement Tournant	0,50				
Facteur spécial de risque de processus (F2)		2,26	2,88	2,420	3,50
Facteur de risque de l'unité de processus (F1x F2)=F3		5,763	7,488	5,808	7,70
Indice d'incendie et d'explosion (F3x MF)= F&EI		121,023	157,248	121,968	161,70

Tableau.III.30. Résumé de l'analyse des risques de l'unité de stockage du complexe GL1K	Stockage de GNL	Stockage de Propane	Stockage de Butane	Stockage de Gazoline	Loi de calcul
Indice d'incendie et d'explosion (F&EI)	121,023 (Lourd)	157,248 (Lourd)	121,968 (Lourd)	161,700 (Sévère)	F3 x MF
Rayon d'exposition	101,659 m	132,088m	102,453m	135,828m	R = F&EI x 0,84
Surface d'exposition	32450,49 m ²	54784,33m ²	32959,37m ²	57930,63m ²	Area = πR^2

L'application de DOW's F&EI montre que l'unité de stockage de GNL, Propane, Butane et Gazoline présente un risque important grâce à la caractéristique inflammable de produit stocké. Le niveau de risque et l'indice F&EI varie d'un produit à autre comme suit :

- ✓ Le stockage de Gazoline présente le risque le plus élevé avec un F&EI équivalent à 161,700 qui désigne le risque sévère.
- ✓ Le stockage de Propane présente un risque lourd avec un indice F&EI égal à 157,248.
- ✓ Le stockage de Butane présente aussi un risque lourd avec un indice F&EI égal à 121,968.
- ✓ Le stockage de GNL a un risque lourd avec un indice F&EI égal à 121,023.

L'indice F&EI et le niveau de risque montre la surface exposée en cas d'accident d'incendie ou bien d'explosion, ce qui donne une idée sur la gravité et les dommages issues de ce type des accidents. La surface exposée lors d'un incendie ou d'une explosion au niveau de sphère de stockage de Gazoline est égale à 57930,63m², c'est une grande surface ce qui implique que les dommages dans cette zone sont trop graves, ces dommages affectent l'homme, l'environnement et les équipements. Pendant que la surface exposée lors d'une explosion de bac de stockage de Propane atteint 54784,33m².

Le stockage de Butane présente un risque d'incendie ou d'explosion qui peut couvrir une surface de 32959,37 m² tandis que le stockage de GNL peut couvrir une zone de 32450,49m². La zone exposée confirme la sévérité et la gravité des dommages résultant lors des accidents d'incendie et d'explosion.

III.2.3.3. Modélisation des accidents Incendie /Explosion de l'unité de stockage par PHAST

a. Stockage de GNL

Les catégories atmosphériques choisies pour la simulation de ces scénarios:

- ✓ Catégorie 1,5/F : présente des vents de 1,5 m/s avec une température de 20 °C, et une humidité de 70%.
- ✓ Catégorie 5/D : présente une vitesse de vent de 5m/s avec une température de 22 °C, et une humidité de 72%.
- ✓ Catégorie 1,5/D : présente une vitesse des vents de 1,5 m/s, température de 21 °C, et une humidité de 72%.

1. Dispersion atmosphérique

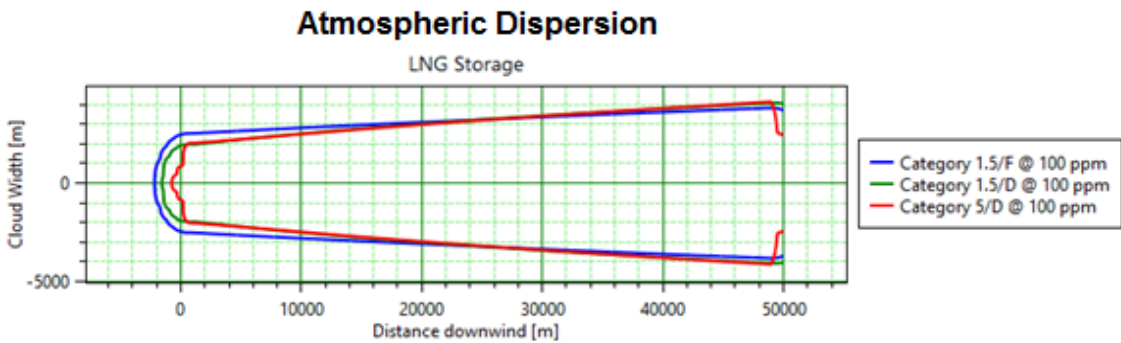


Figure.III.36.Dispersion atmosphérique au niveau du bac de stockage de GNL

La dispersion atmosphérique d'un produit rejeté accidentellement dépend essentiellement des caractéristiques de la source d'émission qui dépendent des conditions de la fuite, des conditions météorologiques comme la vitesse du vent, la stabilité de l'atmosphère, et des conditions orographiques, c'est-à-dire essentiellement l'état de « rugosité » du sol qui varie selon qu'il s'agisse d'un champ cultivé, d'une forêt, d'une zone industrielle...etc.

La dispersion de GNL en cas de fuite sur le bac est présentée par la distances à des concentrations LII et LSI pour des différentes classes météorologiques comme il est illustrés ci-dessous :

Tableau.III.31. La dispersion atmosphérique au niveau de bac de stockage de GNL en fonction des classes atmosphériques

Classe météorologique	Distance à la limite LII (m)	Distance à la limite LSI (m)
1,5/F	11093,2	1527,84
1,5/D	4321,19	1307,2
5/D	3057,56	695,612

2. Pool Fire (feu de nappe)

L'effondrement du toit du réservoir peut se produire suite à une fuite dans le confinement secondaire qui, en cas d'inflammation, peut entraîner la perte du toit du réservoir. Ce scénario peut produire une piscine de feu à l'intérieur des parois du réservoir. Les feux de nappe ont des caractéristiques d'un feu vertical de gicleur. Le transfert thermique aux objets par les feux de nappe se produit par la convection et le rayonnement sous forme des zones de flamme entourée par des enveloppes de différents niveaux thermiques de rayonnement [3,10]. Le feu de nappe est modélisé par son diamètre et sa distance à différents niveaux d'intensité en fonction de variation des conditions atmosphériques, comme il est présenté par le Tableau.III.32 :

Tableau.III.32. Diamètre et distance de Pool Fire (feu de nappe) en fonction des catégories atmosphériques pour le stockage de GNL

Catégorie Atmosphérique	Diamètre de Pool Fire	Distance à l'intensité 4KW/m ²	Distance à l'intensité 12,5KW/m ²
1,5/F	1431,05 m	3214,24 m	2020,84 m
1,5/D	1428,14 m	3209 m	2017,32 m
5/D	1398,93 m	3247,97 m	2129,94 m

3. Flash Fire

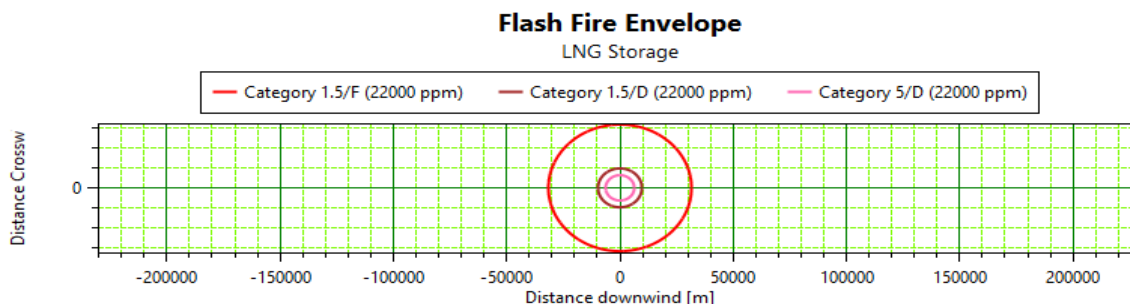


Figure.III.37. Enveloppe de Flash fire au niveau de stockage de GNL

Le Flash Fire est le front de flamme avançant d'un nuage de vapeur enflammé. Leurs dommages se limitent exclusivement à des impacts thermiques. Il présente des dangers significatifs pour le personnel (tout personnel en extérieur pris dans l'enveloppe du flash fire est considéré comme immédiatement décédée).

Les événements et les conséquences potentiels de flash fire sont présentés sous la forme des zones tels qu'indiqués dans la Figure.III.37 (les parcelles des contours LII pour trois catégories atmosphériques).

- ✓ La zone la plus dangereuse correspond à la catégorie 5/D. C'est une zone létale avec une distance à la LII égale à 3057,56 m.
- ✓ La catégorie 1,5/D présente une distance de 4321,19 m à la limite LII.

✓ La catégorie 1,5/F présente une distance de 11093,2 m à la concentration LII.
Les résultats précédents montrent que la vitesse du vent et la stabilité atmosphérique peuvent avoir un effet significatif sur l'enveloppe de flash fire et la distance à la limite inférieure d'inflammabilité LII.

4. Explosion type VCE

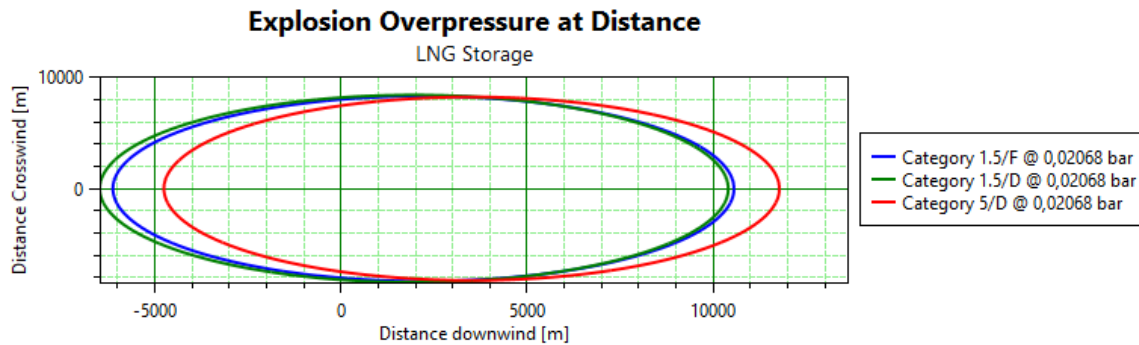


Figure.III.38. Suppression de l'explosion du bac de stockage de GNL

L'explosion au niveau de bac de stockage de GNL est de type VCE. Elle peut être provoquée par un nuage de vapeur formé au sein des parois de la cuve. La modélisation de ce type d'explosion revient à faire l'estimation des niveaux des surpressions produits en fonction des différentes conditions atmosphériques.

- ✓ La catégorie atmosphérique 1,5/F présente une distance de 13651,4 m à une pression de 0,02068 bar.
- ✓ La catégorie atmosphérique 1,5/D présente une distance de 10411,3 m à une pression de 0,02068 bar.
- ✓ La catégorie atmosphérique 5/D présente une distance de 12473,5 m à une pression de 0,02068 bar.

Ces résultats indiquent que la pression de 0,02068 bar a des conséquences majeures, car ses effets thermiques peuvent toucher les structures voisines.

b. Stockage de Propane

Les catégories atmosphériques choisies pour la simulation de ces scénarios:

- ✓ Catégorie 1,5/F : présente des vents de 1,5 m/s avec une température de 20 °C, radiation solaire de 0,5 Kw/m² et une humidité de 70%.
- ✓ Catégorie 5/D : présente une vitesse de vent de 5m/s avec une température de 22 °C, radiation solaire de 1Kw/m² et une humidité de 72%.
- ✓ Catégorie 1,5/D : présente une vitesse des vents de 1,5 m/s, température de 21 °C, radiation solaire de 1Kw/m² et une humidité de 72%.

1. Dispersion atmosphérique

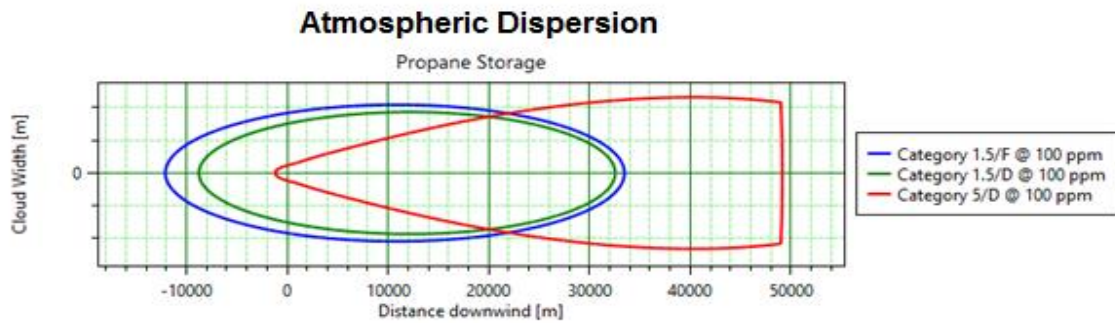


Figure.III.39. Dispersion atmosphérique de propane

La dispersion de propane dans l’atmosphère est modélisée par la distance aux limites inférieure et supérieure d’inflammabilité. Le Tableau.III.33 illustre les distances à la limite inférieure (LII) et supérieure (LSI) d’inflammabilité pour les trois classes atmosphériques.

Tableau.III.33. La dispersion atmosphérique en fonction des facteurs atmosphériques au niveau du bac de stockage de propane

Catégories atmosphériques	Distance à la limite inférieure d’inflammabilité (LII)	Distance à la limite supérieure d’inflammabilité (LSI)
1,5/F	3810,56 m	2294,13 m
1,5/D	3905,36 m	2218,71 m
5/D	2303,17 m	598,768 m

2.Pool Fire

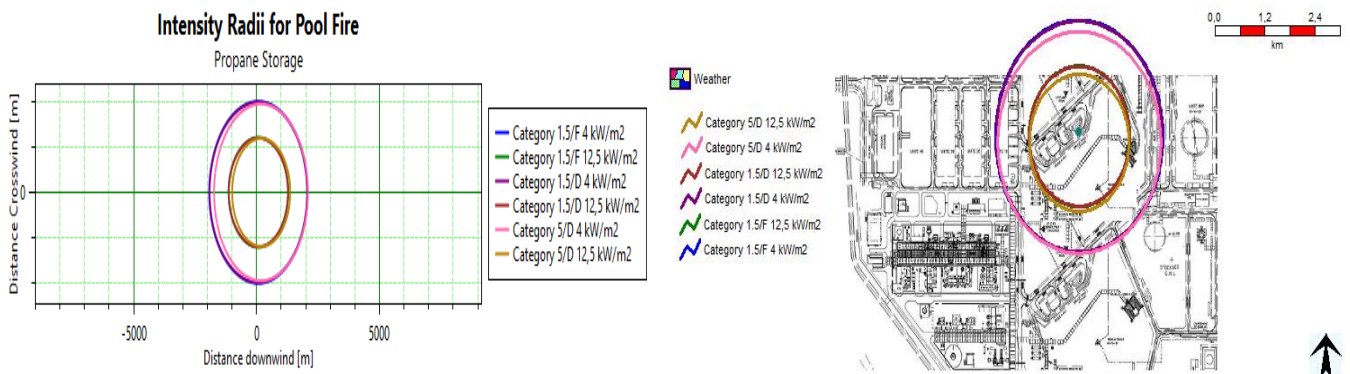


Figure.III.40. Intensité des radiations d’un pool fire au niveau du bac de stockage de propane

Les conséquences du pool fire (feu de nappe) sont importantes et dangereuses pour les agents existants sur le site et hors site, l'environnement et la structure. Plusieurs facteurs agissent sur la gravité de ces conséquences, parmi elles : les facteurs atmosphériques qui jouent un rôle important sur le transfert des effets thermiques soit par conduction, soit par convection en fonction des vents et stabilité atmosphérique. Le feu de nappe au sein du bac de stockage de propane présente les paramètres illustrés dans le Tableau.III.34 :

Tableau.III.34. Caractéristiques de pool fire au niveau du bac de stockage de propane en fonction des catégories atmosphériques

Catégories atmosphériques	Diamètre de Pool fire	Distance à l'intensité 4KW/m ²	Distance à l'intensité 12,5KW/m ²
1,5/F	1006,09 m	2073,32 m	1286,59 m
1,5/D	997,387 m	2058,89 m	1277,13 m
5/D	973,125 m	2088,77 m	1367,63 m

3. Flash Fire

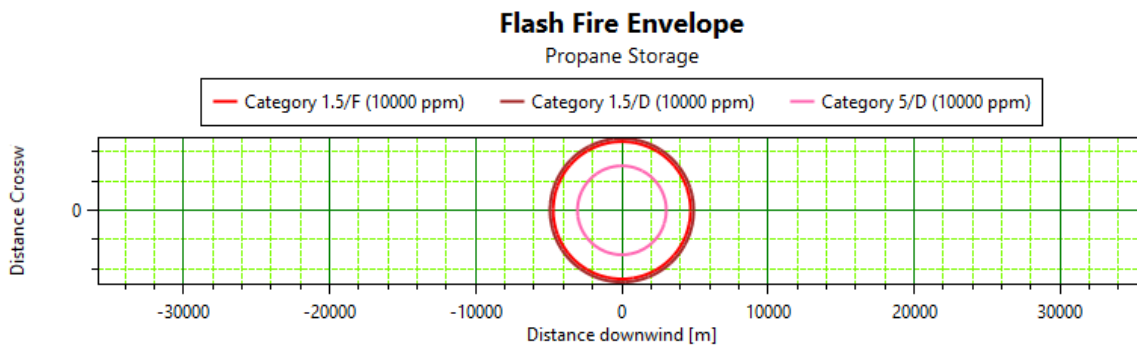


Figure.III.41. Enveloppe de flash fire au niveau de stockage de propane

L'enveloppe de flash fire couvre une distance de 3810,56 m à limite inférieure d'inflammabilité (LII) pour la condition atmosphérique 1,5/F, une distance de 3905,36 m pour la classe 1,5/D, et 2303,17 m pour la classe 5/D.

4. Explosion de type VCE

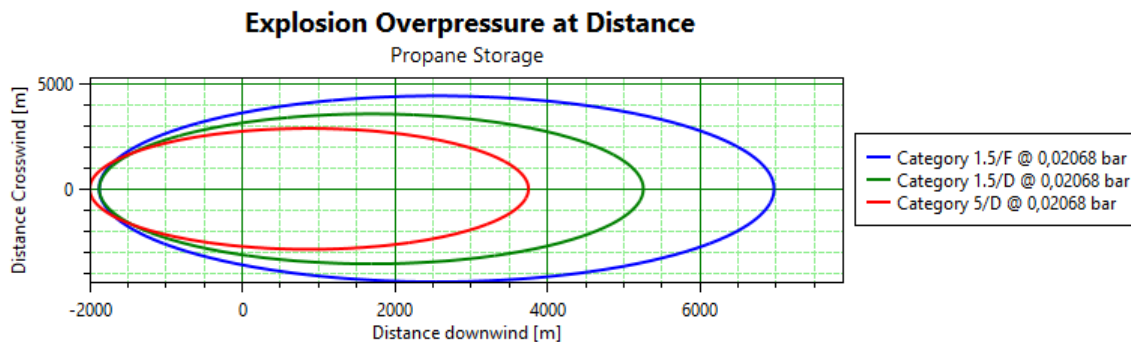


Figure.III.42. Suppression de l'explosion du bac de stockage de propane

L'explosion du bac de stockage de propane est de type VCE. Cette explosion est spécifiée par les effets d'une surpression de 0,02068 bar et leurs distances pour différents facteurs météorologiques comme suite :

- ✓ L'atmosphère 5/D (contour rouge) présente une distance égale à 6912,32 m. Cette zone est considérée comme une zone de mort qui couvre plusieurs dommages pour la vie humaine, les problèmes d'environnement et la destruction des structures et biens.
- ✓ L'atmosphère 1,5/D (contour vert) présente une distance 11412,4 m. Les dangers dans cette zone sont importants mais avec un degré de gravité moins que la zone présentée par le contour rouge.
- ✓ L'atmosphère 1,5/F (contour bleu) présente une distance de 11578,2 m. le degré de gravité pour cette zone est faible, les effets peuvent être limités aux dommages environnementaux.

c. Stockage de Butane

Les catégories atmosphériques choisies pour la simulation de ces scénarios:

- ✓ Catégorie 1,5/F : présente des vents de 1,5 m/s avec une température de 20 °C, et une humidité de 70%.
- ✓ Catégorie 5/D : présente une vitesse de vent de 5m/s avec une température de 22 °C, et une humidité de 72%.
- ✓ Catégorie 1,5/D : présente une vitesse des vents de 1,5 m/s, température de 21 °C, et une humidité de 72%.

1. Dispersion atmosphérique

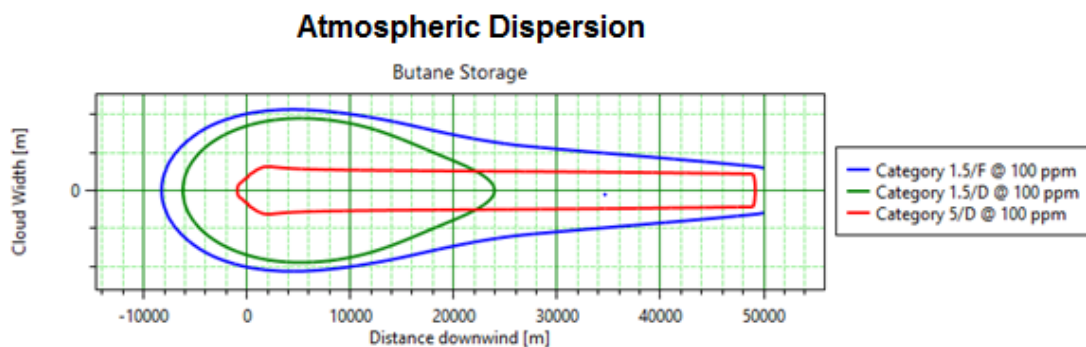


Figure.III.43. Dispersion atmosphérique au niveau de stockage de Butane

Le butane rejeté s'échappe au-dessus de la limite inférieure d'inflammabilité (LII). La simulation de la dispersion de butane indique qu'elle est présentée par la condition 5/D grâce aux vents forts qui jouent un rôle essentiel à la dispersion de gaz vers l'est. La classe 1,5/F présente une turbulence importante dans la dispersion de butane, grâce à l'instabilité de l'atmosphère. Les distances aux limites d'inflammabilité pour les trois conditions atmosphériques influant sur la dispersion de butane sont présentées dans le Tableau.III.35.

Tableau.III.35. La dispersion atmosphérique du butane en fonction des facteurs atmosphériques

Facteurs atmosphériques	Distance à LII	Distance à LSI
1,5/F	2355,79 m	4554,23 m
1,5/D	2050,77 m	4528,09 m
5/D	434,282 m	1818,65 m

2. Pool Fire

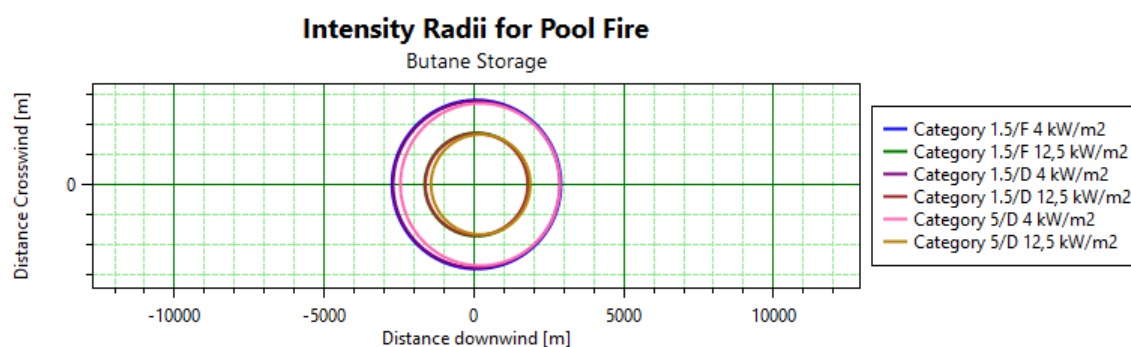


Figure.III.44. Intensité des radiations d'un pool fire au niveau de stockage de Butane

Le pool fire (feu de nappe) présente certaines caractéristiques, mais leurs effets thermiques sont moins graves [10]. Les conséquences de feu de nappe sont représentées numériquement par une zone de flamme entourée par des enveloppes de différents niveaux thermiques de rayonnement en fonction des variations météorologiques, comme il est illustré dans le Tableau.III.36.

Tableau.III.36. Caractéristiques du Pool Fire au niveau du bac de stockage de Butane

Catégories atmosphériques	Diamètre de Pool fire	Distance à l'intensité 4KW/m ²	Distance à l'intensité 12,5KW/m ²
1,5/F	1418,07 m	2904 m	1816,97 m
1,5/D	1396,24 m	2868,4 m	1739,73 m
5/D	1351,71 m	2873,42 m	1877,42 m

3. Flash Fire

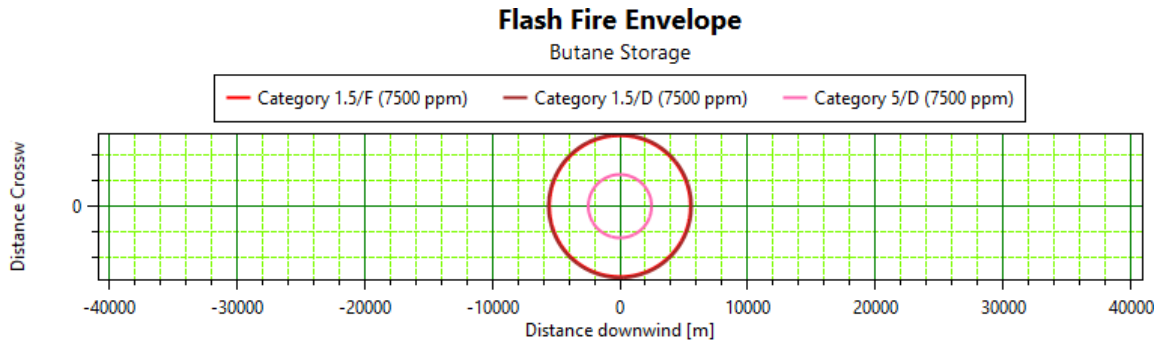


Figure.III.45. Enveloppe de flash fire au niveau de stockage de Butane

Si un dégagement de gaz combustible n'est pas brûlé, une vapeur se formera. Ceci contribue à la dispersion par les vents ambiants. Si le gaz se brûle en ce moment, mais n'éclate pas, il aura comme conséquence un Flash Fire, dans lequel le nuage entier de gaz brûle très rapidement. Le flash Fire est représenté par son enveloppe limiteur, puisqu'aucun dommage n'est causé au-delà de lui. Ceci est habituellement pris comme la LII du nuage de gaz. La distance limiteuse à la limite LII pour la catégorie 5/D est égale à 1818,65 m, les effets thermiques dans cette zones sont très forts ce qui implique que les dommages dans cette zone devient plus graves. Pour une catégorie de 1,5/D, la distance est 4528,09 m, et pour la catégorie 1,5/F la distance est équivalent à 4554,23 m .Les radiations pour ces zones sont limitées aux effets sur les structures et les biens.

4. Explosion de type VCE

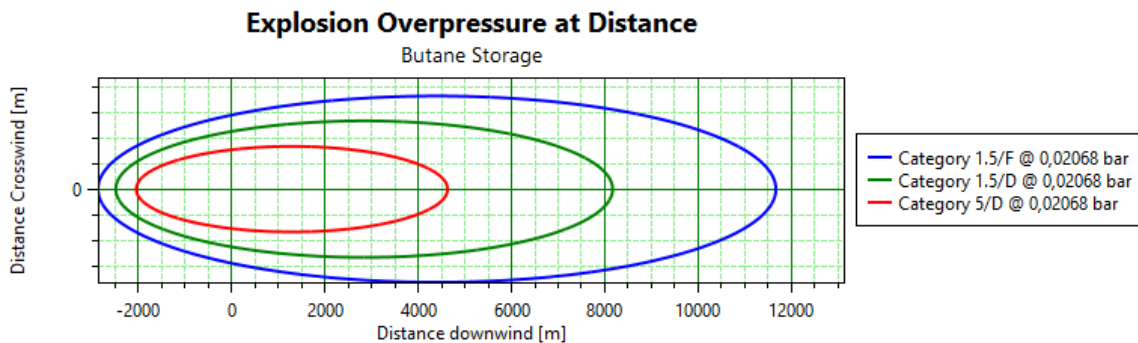


Figure.III.46. Suppression de l'explosion du bac de stockage de Butane

L'explosion au niveau du bac de stockage de butane est du type VCE. Cette explosion est spécifiée par les effets de surpression de 0,02068 bar et leurs distances pour différents facteurs météorologiques comme suit :

- ✓ L'atmosphère 5/D (contour rouge) présente une distance égale à 13499,3 m. Cette zone est considérée comme une zone de mort qui couvre plusieurs dommages pour la vie humaine, les problèmes d'environnement et la destruction des structures et biens.

- ✓ Les risques dans cette zone sont importants mais moins graves que la zone présentée par le contour rouge.
- ✓ L'atmosphère 1,5/F (contour bleu) présente une distance de 5177,97 m. le degré de gravité pour cette zone est faible, les effets peuvent être limités à des dommages environnementaux.

d. Stockage de Gazoline

Les catégories atmosphériques choisies pour la simulation de ces scénarios:

- ✓ Catégorie 1,5/F : présente des vents de 1,5 m/s avec une température de 20 °C, et une humidité de 70%.
- ✓ Catégorie 5/D : présente une vitesse de vent de 5m/s avec une température de 22 °C, et une humidité de 72%.
- ✓ Catégorie 1,5/D : présente une vitesse des vents de 1,5 m/s, température de 21 °C, et une humidité de 72%.

1. Dispersion Atmosphérique

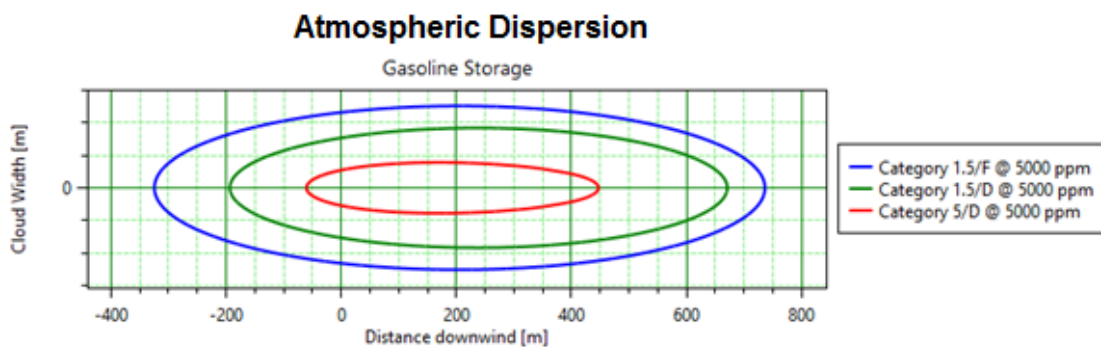


Figure.III.47. Dispersion atmosphérique du Gazoline

La simulation de la dispersion atmosphérique dont le produit rejeté est la gazoline avec une concentration de 500 ppm, implique les résultats suivants :

- ✓ La catégorie 1,5/F présente une distance de 61,4298 m à la limite supérieure d'inflammabilité et une distance de 479,275 m à la limite inférieure d'inflammabilité.
- ✓ La catégorie 1,5/D présente une distance de 55,0358 m à la limite supérieure d'inflammabilité et une distance de 411,717 m à la limite inférieure d'inflammabilité.
- ✓ La catégorie 5/D présente une distance de 70,5381 m à la limite supérieure d'inflammabilité et une distance de 251,069 m à la limite inférieure d'inflammabilité.

Ces résultats traduisent l'influence des conditions météorologiques sur le comportement de la dispersion atmosphérique.

2.Pool Fire

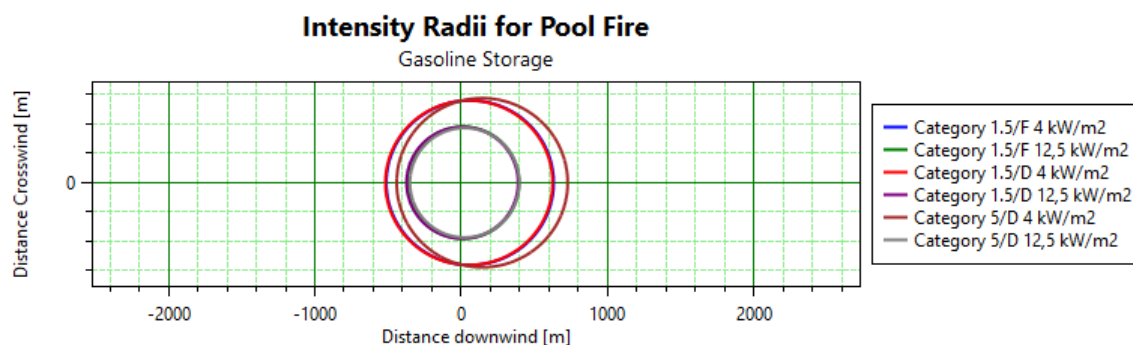


Figure.III.48. Intensité des radiations d'un Pool Fire au niveau de stockage de Gazoline

Le scénario d'un pool fire au niveau du stockage de Gazoline est représenté par le diamètre du pool fire et la distance aux différents niveaux d'intensité des rayons thermiques pour différentes classes atmosphériques comme il est illustré dans le Tableau.III.37 :

Tableau.III.37. Caractéristiques du Pool fire au niveau du bac de stockage de Gazoline

Catégorie Atmosphérique	Diamètre du Pool Fire (m)	Distance à l'intensité 4KW/m ²	Distance à l'intensité 12,5 KW/m ²
1,5/F	760,734	631,526	395,636
1,5/D	760,074	624,619	388,856
5/D	744,954	727,448	396,92

3.Flash Fire

Comme les résultats précédents, le scénario d'un Flash fire est représenté par son enveloppe thermique dont la zone entourée par cette enveloppe est considérée comme une zone très dangereuse. Les effets thermiques de Flash fire sont présentés par la distance à la limite inférieure d'inflammabilité (LII) pour chaque condition atmosphérique. Cette distance en fonction des classes atmosphériques est indiquée dans le tableau ci-dessous :

Tableau.III.38. Enveloppe du flash fire au niveau du bac de stockage de Gazoline

Catégorie Atmosphérique	Distance à la limite inférieure d'inflammabilité (m)
1,5/F	479,275
1,5/D	411,717
5/D	251,069

4. Explosion de la sphère de stockage de Gazoline

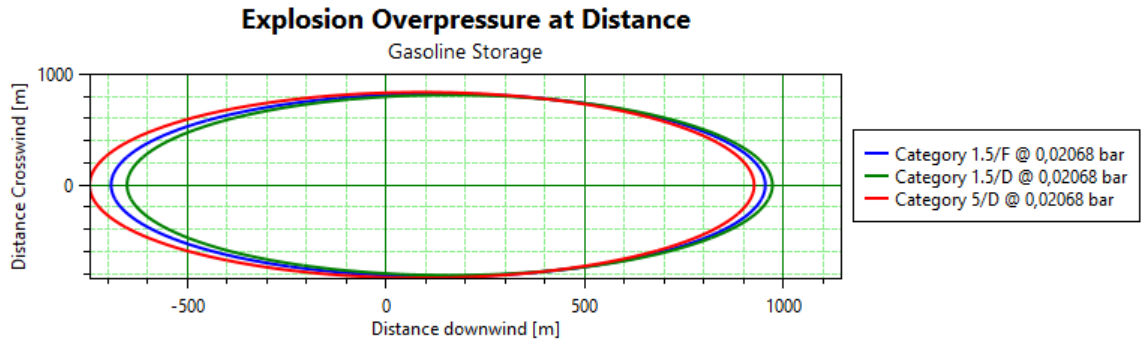


Figure.III.49. Suppression d'explosion de la sphère de stockage de Gazoline à une pression de 0,02068 bar

L'explosion de la sphère de stockage est présentée par la suppression à différentes conditions atmosphériques pour une pression de 0,02068 bar.

- ✓ L'atmosphère 5/D (contour rouge) présente une distance égale à 920,065 m. Cette zone est considérée comme une zone de mort à 100%.
- ✓ L'atmosphère 1,5/D (contour vert) présente une distance 997,655m. Le degré de gravité de cette zone de danger est inférieur à celui de la zone présentée par le contour rouge.
- ✓ L'atmosphère 1,5/F (contour bleu) présente une distance de 978,97 m.

III.3. Complexe RTE

Le terminal RTE (Région Transport Est) est l'une de sept régions de la Division Exploitation de la branche TRC de SONATRACH. Le terminal assure le transport par canalisation des hydrocarbures liquides à partir du centre de dispatching de Haoud El Hamra vers les centres de consommation et de transformation et les ports pétroliers de Skikda. Il assure également le transport du gaz naturel à partir de Hassi R'mel vers les centres de consommation et le complexe de liquéfaction de gaz naturel GLIK, puis vers la commercialisation. Ce qui assure l'activité de transport des hydrocarbures liquides et gazeux (pétrole brut, gaz naturel, GPL et condensat) à travers des oléoducs et des gazoducs vers les unités d'expédition appropriée.

Le Terminal arrivée de Skikda est divisé en trois parties essentielles :

1. Partie réception ;
2. Partie stockage et stabilisation ;
3. Partie expédition.

Notre objectif est de procéder à l'analyse des risques d'incendie et d'explosion des réservoirs de stockage de pétrole brut et de condensat au niveau du complexe RTE- Skikda. Cette analyse consiste à identifier les dangers en utilisant la méthode d'identification HAZID, qui sert à analyser et estimer les risques. La quantification des dommages est réalisée par l'application de la méthode DOW F&EI. Les risques de ce complexe sont modéliser par PHAST pour donner une image réelle sur la gravité des dangers évalués .

III.3.1. Analyse des bacs de stockage de pétrole brut et de condensat par la méthode HAZID

Tableau.III.39. Feuille de travail de HAZID pour le stockage de pétrole brut et condensat au niveau du complexe RTE

Danger/problème	Cause/description de l'événement	Conséquence/escalade	Protection/contrôle de la prévention/facteurs d'atténuation	Matrice des risques		
				P	G	R
Organisation						
Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci - réchauffeurs à brûleur, zones de soudage	<ol style="list-style-type: none"> Bac de stockage de pétrole brut à toit flottant Fuite de bac Emanation des vapeurs d'hydrocarbures au niveau des joints Risque foudre 	<ol style="list-style-type: none"> Incendie au niveau de joint annulaire du bac Emission des vapeurs inflammables Incendie de bac Feu de cuvette de rétention Boilover classique 	<ol style="list-style-type: none"> Etanchéité toit-robe par joints à mousse. Système de détection et extinction automatique pour chaque bac Unité de stockage et dosage USD d'une capacité de 5000 L d'émulseur. Le toit flottant de bac est complètement mouillée par le liquide ce qui empêche pratiquement l'existence des espaces de vapeur, ce qui permet de réduire considérablement les pertes par évaporation et les risques d'incendie. Réaliser une étude risque foudre sur les installations. Formuler des préconisations visant à améliorer la protection foudre du site (ex : mise à la terre des installations contenant des liquides inflammables par un réseau maillé, détecteur d'orages....) 	2	5	
	<ol style="list-style-type: none"> Bac de stockage de Condensat Fuite de bac 	<ol style="list-style-type: none"> Incendie au niveau de joint annulaire du bac Incendie de bac Emission des vapeurs inflammables Fuite bac et incendie de cuvette Boilover couche mince (boule de feu) Risque foudre 	<ol style="list-style-type: none"> Etanchéité toit-robe par joints à mousse. Système de détection et extinction automatique pour chaque bac Unité de stockage et dosage USD d'une capacité de 5000 L d'émulseur. Le toit flottant de bac est complètement mouillée par le liquide ce qui empêche pratiquement l'existence des espaces de vapeur, ce qui permet de réduire considérablement les pertes par évaporation et les risques d'incendie. Réaliser une étude risque foudre sur les installations. Formuler des préconisations visant à améliorer la protection foudre du site (ex : mise à la terre des installations contenant des liquides inflammables par un réseau maillé, détecteur d'orages....) 	2	5	

CHAPITRE III : Identification, Quantification et Modélisation des accidents Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

Principaux inventaires des substances dangereuses	<ol style="list-style-type: none"> 1. Les vapeurs d'hydrocarbures 2. Combustion incomplète ou thermolyse de condensat 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Incendie et explosion 2. Emission des vapeurs inflammables 3. La combustion incomplète de condensat peut produire des gaz plus ou moins toxiques 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Système de détection et extinction automatique 2. Couronnes de refroidissement 3. Alarme des détecteurs de gaz 4. Programme d'entretien et Procédure d'exploitation standard 	3	4	
Principaux systèmes de sécurité						
Dispositifs de surveillance des incendies et des gaz toxique, système ESD, vannes d'isolement, systèmes SIL	<ol style="list-style-type: none"> 1. Défaillance sur le système de détection et système ESD 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Pas de détection d'un scénario d'incendie et explosion 2. Retard d'intervention 	Programme d'entretien et Procédure d'exploitation standard	3	3	
Entretien et inspection						
Plateformes élevées	Plate-forme sur les tours au niveau de l'entrée	Chute potentielle d'un point surélevé	Echelle à garde-corps verticale sur la tour avec rail de sécurité	3	2	
Travail autour de grands inventaires dangereux/dans des espaces confinés	Couvercles de trou d'homme sur les bacs ; dans les espaces confinés	Espace confiné - risque d'asphyxie et d'intoxication	<ol style="list-style-type: none"> 1. Contrôle de l'atmosphère 2. Permis d'entrée dans les espaces confinés 3. Utilisation des appareils respiratoire isolant (ARI) 	2	2	
Problèmes d'environnement Externe						
Hiver (froid, neige, glace), inondation, vent/tornado, tremblements de terre	<ol style="list-style-type: none"> 1. Activité sismique dans la zone (zone de sismicité moyenne) 2. Effet de vague 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Déformation des réservoirs 2. Débordement de la rétention. 3. Endommagement et fissuration des cuvettes de rétention bétonnée 	Conception et étude respectant les spécifications sismiques d'évaluer la conformité des bacs existants aux règles RPA99. (législation)	4	2	
Dangers liés à la construction						
Travaux de réalisation de bac de stockage et des ouvrages concentrés	<ol style="list-style-type: none"> 1. Travaux de soudage 2. Travaux en hauteur 3. Travaux de génie civil 4. Travaux de levage 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Accidents corporels (Blessures) 2. Brûlures 3. Endommagement des ouvrages enterrés 4. Chute de personne et d'objet 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Respect la procédure de permis de travail 2. Sensibilisation du personnel intervenant sur les risques liés aux travaux 3. Contrôle des Travaux 4. Mise en sécurité des installations pendant les travaux. 	2	1	

Les résultats de l'analyse du bac de stockage de pétrole brut et de condensat par la méthodologie HAZID nous permet d'identifier les scénarios présentés ci-dessous selon leurs niveaux de risque :

- **Risque Inacceptable**
 - ✓ Risque d'incendie au niveau du joint annulaire du bac de pétrole brut et de condensat ;
 - ✓ Emission des vapeurs inflammables ;
 - ✓ Risque d'incendie du bac ;
 - ✓ Feu de cuvette de rétention ;
 - ✓ BoilOver classique ;
 - ✓ Risque foudre au niveau de bac de stockage de condensat ;
 - ✓ Risque de dispersion de gaz toxiques (CO,CO2, ...) du à la combustion incomplète de condensat.
- **Risque Tolérable**
 - ✓ Retards d'intervention ;
 - ✓ Déformation du réservoir ;
 - ✓ Débordement de la rétention ;
 - ✓ Endommagement et fissuration des cuvettes de rétention .
- **Risque Acceptable**
 - ✓ Chute potentielle d'un point surélevé ;
 - ✓ Risque d'asphyxie et d'intoxication dans les espaces confinés ;
 - ✓ Accidents corporels (Blessures et Brûlures) ;
 - ✓ Endommagement des ouvrages et des objets.

Les mesures préventives pour ces risques sont illustrés dans le Tableau.III.40

Tableau.III.40. Les mesures préventives pour le stockage de pétrole brut et de condensat au niveau du complexe RTE

Mot guide	Mesure de prévention et protection
Source d'inflammation à l'intérieur de l'unité et aux alentours de celle-ci (réchauffeur, brûleur, zone de soudage, ... etc)	<ul style="list-style-type: none"> • Etablissement d'étanchéité toit-robe par joints à mousse ; • Système de détection et d'extinction automatique pour chaque bac ; • Etablissement d'une unité de stockage et de dosage (USD) d'emulseur pour assurer la rapidité d'intervention en cas d'accident ; • Le toit flottant empêche l'existence des espaces des vapeurs ce qui empêche les risques d'incendie ; • Réaliser une étude pour réduire les risques de foudre sur les installations ; • Etablissement des couronnes de refroidissement ; • Alarmes des détecteurs de gaz ; • Etablir un programme d'entretien et procédure d'exploitation standard.

CHAPITRE III : Identification, Quantification et Modélisation des accidents Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

Dispositifs de surveillance des incendies et des gaz toxiques, système ESD, vannes d'isolement, système SIL	<ul style="list-style-type: none">• Etablir un programme d'entretien et procédure d'exploitation standard.
Plateformes élevées	<ul style="list-style-type: none">• Utilisation d'une échelle à garde-corps verticale sur la tour avec un rail de sécurité
Travail autour des grands inventaires dangereux, dans des espaces confinés	<ul style="list-style-type: none">• Contrôle de l'atmosphère ;• Etablir des permis d'entrée dans les espaces confinés ;• Utilisation des appareils respiratoires isolants.
Problème d'environnement (hiver, inondation, ...etc)	<ul style="list-style-type: none">• Conception et étude respectant les spécifications sismiques d'évaluer la conformité des bacs aux règles RPA99.
Dangers liés à la construction (Travaux de réalisation de bac et des ouvrages concentrés)	<ul style="list-style-type: none">• Respecter la procédure de permis de travail ;• Sensibilisation du personnel intervenant sur les risques des travaux ;• Mise en sécurité des installations pendant les travaux.

III.3.2. Prédiction et quantification des risques Incendie/ Explosion des bacs de stockage de pétrole brut et de condensat du complexe RTE par DOW's F&EI

CHAPITRE III : Identification, Quantification et Modélisation des accidents Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

Tableau.III.41. Feuille de travail DOW F&EI pour le stockage de pétrole brut et de condensat au niveau du complexe RTE

Unité De processus		Bac de stockage de pétrole brut	Bac de stockage de condensat
Facteur Matériel		16	16
1.Risques de processus Généraux	<i>Gamme De Facteur De Pénalité</i>	<i>Facteur de pénalité utilisé</i>	<i>Facteur de pénalité utilisé</i>
Facteur de base	1	1	1
A.Réaction Chimique Exothermique	0,30 - 1,25		
B.Processus Endothermiques	0,20 - 0,40		
C. Matérielles de manipulation et de transfert	0,25 - 1,05	0,50	0,50
D.Unités de processus incluses ou d'intérieur	0,25 - 0,90	0,45	0,45
E.Accès	0,20 - 0,35	0,35	0,35
F.Drainage et lutte contre les déversements	0,25 - 0,50	0,50	0,50
Facteur général de processus de Risque (F1)		2,80	2,80
2.Risques spéciaux de processus			
Facteur de base	1	1	1
A.Matériels toxiques	0,20 - 0,80	0,60	0,40
B. Pression Sous-atmosphérique (<500mm Hg)	0,50		
C.Opération proche d'une gamme inflammable			
12. Réservoirs de stockage des liquides inflammables	0,50	0,50	0,50
13. Renversement de processus ou échec de purge	0,30		
14. Toujours dans une gamme inflammable	0,80		
D. Explosion de poussière	0,25 - 2,00		
E. Pression		0,20	0,20
F. Basse Température	0,20 - 0,30		
G. Quantité de matériel inflammable/instable			
11. Liquides/gaz dans le processus			
12. Liquides/gaz de stockage		0,63	0,62
13. Solides combustibles dans le stockage, poussière dans le processus			
H. Corrosion et Erosion	0,10 - 0,75		
I.Fuite-Joints et emballage	0,10 - 1,50	0,30	0,30
J. Utilisation des équipements d'incendie		1,00	1,00
K. Système d'échange thermique d'huile chaude	0,15 - 1,15		
L. Equipement Tournant	0,50		
Facteur spécial de risque de processus (F2)		4,23	4,02
Facteur de risque de l'unité de processus (F1x F2)=F3		11,844	11,256
Indice d'incendie et d'explosion (F3x MF)= F&EI		189,504	180,096

Tableau.III.42. Résumé de l'analyse des risques de stockage de pétrole brut et de condensat	Bac de stockage du pétrole brut	Bac de stockage de condensat	Loi de calcul
1. Indice d'incendie et d'explosion (F&EI)	189,504 (Sévère)	180,096 (Sévère)	F3 x MF
2. Rayon d'exposition	48,52 m	46,11 m	R = F&EI x 0,84
3. Surface d'exposition	7392,158 m ²	6676,055 m ²	Area = πR^2

Les résultats de l'analyse par DOW's F&EI montre que les risques d'incendie et d'explosion au niveau des bacs de stockage de pétrole brut et de condensat sont des risques sévères avec un F&EI égal à 189,504 pour le bac de stockage de pétrole brut et de 180,096 pour le bac de stockage de condensat. La valeur de F&EI joue un rôle important dans la prédiction et les calculs des surfaces exposées lors d'un accident d'incendie et d'explosion. Et comme la valeur de l'indice de DOW est importante, la surface exposée l'est également, ce qui indique que ces accidents peuvent causer des dommages trop graves pour l'homme, l'environnement et les biens.

III.3.3. Modélisation des accidents Incendie/ Explosion des bacs de stockage du complexe RTE par PHAST

III.3.3.1. Bac de stockage de pétrole brut

Les principaux dangers que présentent le bac de stockage de pétrole brut sont : la dispersion atmosphérique, pool fire (feu de nappe), flash fire et boilover.

Les catégories atmosphériques choisies pour la simulation de ces scénarios:

- ✓ Catégorie 1,5/F : présente des vents de 1,5 m/s avec une température de 20 °C, et une humidité de 70%.
- ✓ Catégorie 5/D : présente une vitesse de vent de 5m/s avec une température de 22 °C, et une humidité de 72%.
- ✓ Catégorie 1,5/D : présente une vitesse des vents de 1,5 m/s, température de 21 °C, et une humidité de 72%.

1. Dispersion Atmosphérique

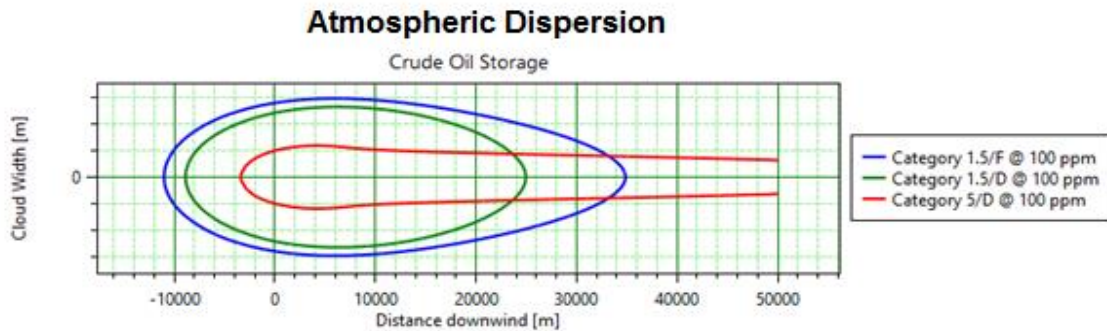


Figure.III.50. Dispersion atmosphérique au niveau de bac de pétrole brut

Le pétrole brut étant un liquide inflammable. En cas de fuite au niveau du bac ou de la canalisation contenue dans la cuvette, la nappe de produit générée dans la cuvette peut se disperser ou s’enflammer. La dispersion de pétrole brut est définie par la distance à la limite inférieure et supérieure d’inflammabilité de ce produit pour des conditions atmosphériques différents :

Tableau.III.43. La dispersion atmosphérique au niveau du bac de stockage de pétrole brut

Catégorie Atmosphérique	Distance à la Limite inférieure d’inflammabilité (m)	Distance à la limite supérieure d’inflammabilité (m)
1,5/F	5373,32	1408,25
1,5/D	4847,53	1241,14
5/D	3641,26	1645,74

D’après les résultats on constate que les conditions atmosphérique agissent sur le comportement de la dispersion de pétrole et sa vaporisation dans l’atmosphère, ce qui interprète son influence sur la vie humaine, la faune et la flore.

2.Pool Fire

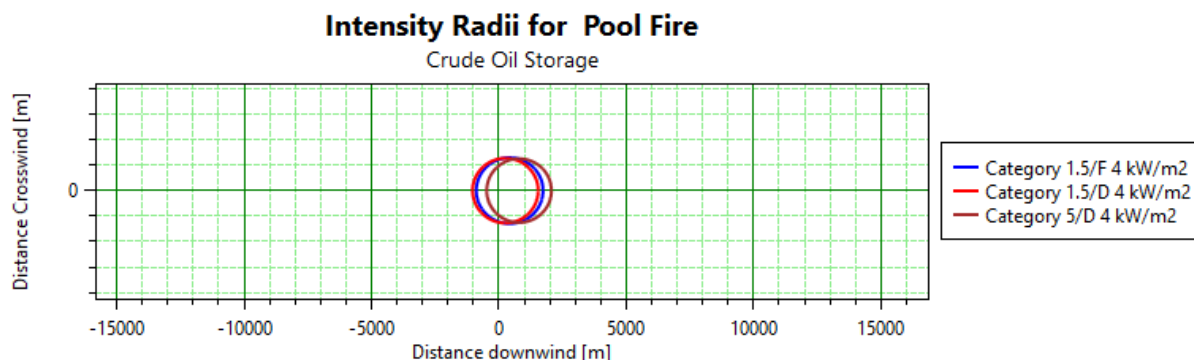


Figure.III.51. Intensité des radiations de Pool Fire au niveau de bac de stockage de pétrole brut

Il est envisageable de former une nappe de pétrole brut dans la cuvette de rétention lors de la fuite du bac ou du tuyau au niveau de la cuvette. Son inflammation provoque l’incendie et le dégagement de chaleur ; les rayonnements thermiques influant sur les agents du site et les agents voisins aussi, ainsi que l’environnement.

La distance et le diamètre de feu de nappe à un niveau d’intensité de 4KW/m² pour les trois classes atmosphériques sont indiqués dans le Tableau.III.44 :

Tableau.III.44. Caractéristiques du Pool fire au niveau du bac de stockage de pétrole brut

Classe atmosphérique	Diamètre de Pool Fire (m)	Distance à l’intensité de 4KW/m ² (m)
1,5/F	1824,63	1733,75
1,5/D	1789,51	1543,51
5/D	1701,71	2063,96

3. Flash Fire

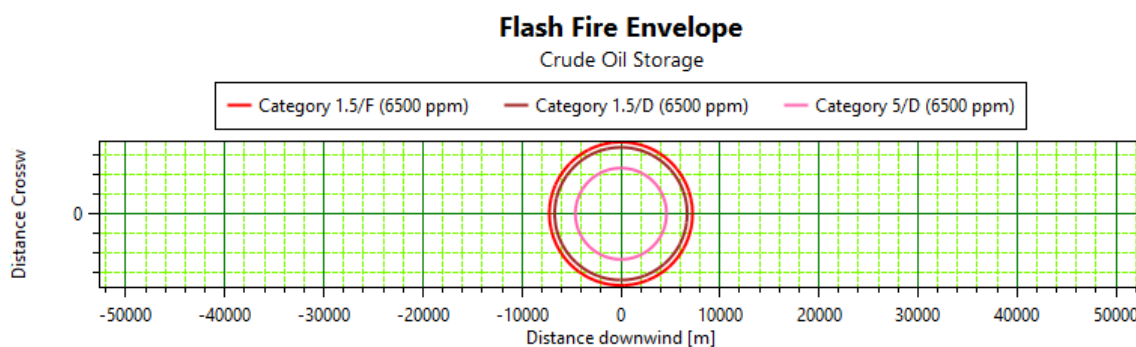


Figure.III.52. Enveloppe de flash fire au niveau de bac de stockage de pétrole brut

Comme nous l’avons déjà évoqué précédemment, les effets de flash fire sont limités aux impacts thermiques présentés par la distance à la limite inférieure d’inflammabilité. Cette distance en fonction des catégories atmosphériques est indiquée dans le Tableau.III.45:

Tableau.III.45. Enveloppe du flash fire au niveau du bac de stockage de pétrole en fonction des classes atmosphériques

Classe atmosphérique	Distance à la limite inférieur d'inflammabilité (LII) (m)
1,5/F	5373,32
1,5/D	4847,53
5/D	3641,26

Les impacts thermiques agissent directement sur la vie humaine et l'environnement, mais la gravité de l'influence diffère en fonction de l'atmosphère, spécialement les vents qui jouent un rôle important dans la distributions des rayonnements par convection.

3. BoilOver

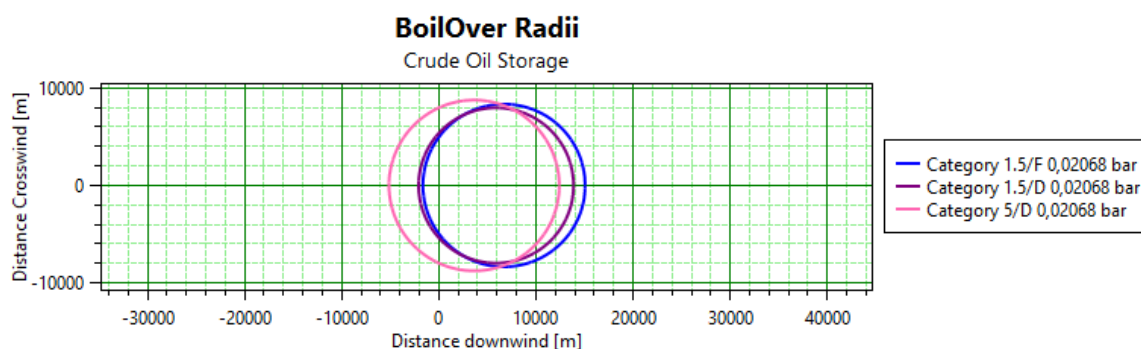


Figure.III.53. Radiations d'une explosion de BoilOver au niveau du bac de stockage de pétrole brut

Le BoilOver est un phénomène explosif classique qui peut se produire en cas d'incendie dans des réservoirs d'hydrocarbures relativement visqueux (mazout lourd, diesel et mazout local) lorsque l'eau se trouve au fond du réservoir pour différentes raisons (condensation, eaux de pluie, d'extinction, présence naturelle dans l'hydrocarbure,...). Ce phénomène est caractérisé par une vaporisation de type particulier de l'eau, il présente un caractère explosif avec la projection intense de combustible pulvérisé au sein de la flamme [12]. Le BoilOver est dit classique si ce phénomène est un phénomène retardé qui a deux principales manifestations : la formation d'une boule de feu d'une part, et des projections de produit enflammé qui peuvent former un feu de nappe aux alentours du bac d'autre part. La Figure.III.53 décrit les zones de dangers lors d'un accident de BoilOver à différentes conditions météorologiques, ces zones de dangers sont présentées par la distance à la pression de 0,02068 bar.

Tableau.III.46. La distance exposée par le Boil Over en fonction des classes atmosphériques au niveau du bac de stockage de pétrole brut

Classe atmosphérique	Distance à la pression de 0,02068 bar (m)
1,5/F	15059,5
1,5/D	13866,7
5/D	12397,3

III.3.3.2. Bac de stockage de condensat

La dispersion atmosphérique, pool fire, flash fire, et boilover en couche mince sont les principaux scénarios relatifs au stockage de condensat.

Les catégories atmosphériques choisies pour la simulation de ces scénarios:

- ✓ Catégorie 1,5/F : présente des vents de 1,5 m/s avec une température de 20 °C, radiation solaire et une humidité de 70%.
- ✓ Catégorie 5/D : présente une vitesse de vent de 5m/s avec une température de 22 °C, et une humidité de 72%.
- ✓ Catégorie 1,5/D : présente une vitesse des vents de 1,5 m/s, température de 21 °C, et une humidité de 72%.

1.Dispersion atmosphérique

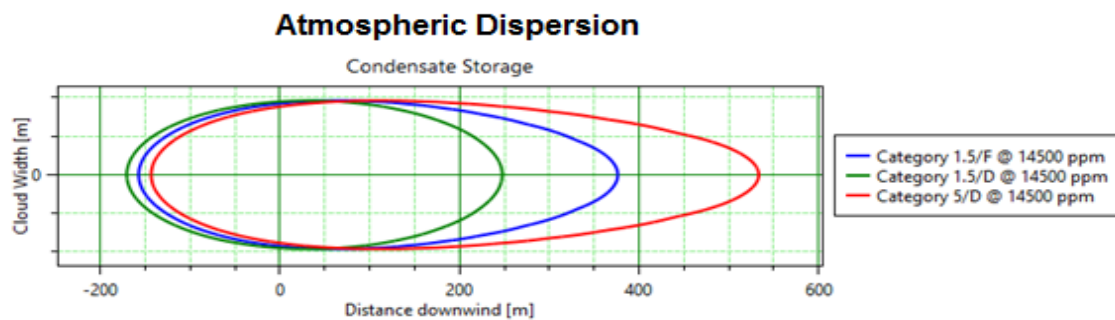


Figure.III.54. Dispersion atmosphérique de condensat

La Figure.III.54 illustre la largeur de la dispersion atmosphérique en fonction de la distance pour une concentration de 14500 ppm de condensat.

Tableau.III.47. La dispersion atmosphérique du condensat en fonction des facteurs atmosphériques

Classe atmosphérique	Distance à la limite inférieure d'inflammabilité (LII) (m)	Distance à la limite supérieure d'inflammabilité (LSI) (m)
1,5/F	216,314	94,8433
1,5/D	175,55	91,0019
5/D	292,703	101,422

D'après les résultats obtenus on note que la dispersion atmosphérique dépend des caractéristiques météorologiques (la stabilité atmosphérique, la vitesse de vent, type de produit rejeté et conditions environnementales : obstacles, rugosité, relief).

2. Flash Fire

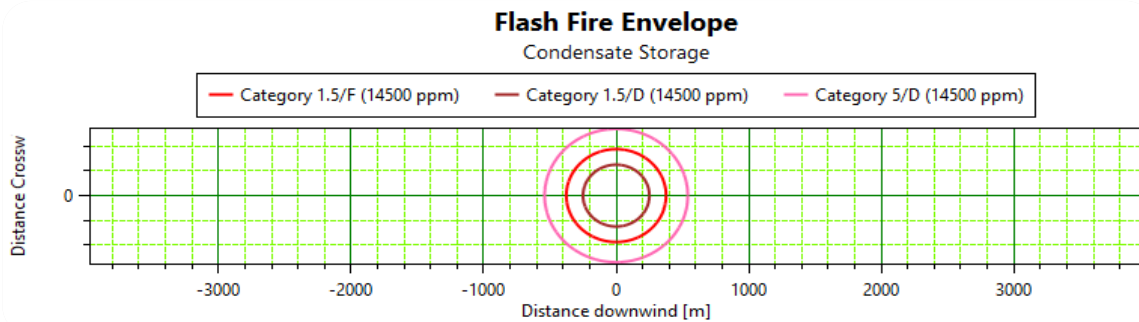


Figure.III.55. Enveloppe du Flash fire au niveau de bac de stockage de condensat

Les résultats des événements potentiels de Flash Fire montrent que la vitesse du vent et la stabilité atmosphérique peuvent avoir un effet significatif sur la dispersion de son enveloppe, ce qui détermine la distance finale par rapport à la limite inférieure d'inflammabilité.

Tableau.III.48. Enveloppe du flash fire en fonction de l'atmosphère pour le stockage de condensat

Classe atmosphérique	Distance à la limite inférieure d'inflammabilité (LII) (m)
1,5/F	216,314
1,5/D	175,55
5/D	292,703

Le Flash fire présente des dangers importants surtout à l'intérieur du contour de la flamme, alors que ces dangers sont moins graves et souvent négligeables à l'extérieures.

3. BoilOver en couche mince

Le BoilOver en couche mince se produit si le liquide stocké est pur c'est-à-dire se caractérisant par une seule valeur de température d'ébullition.

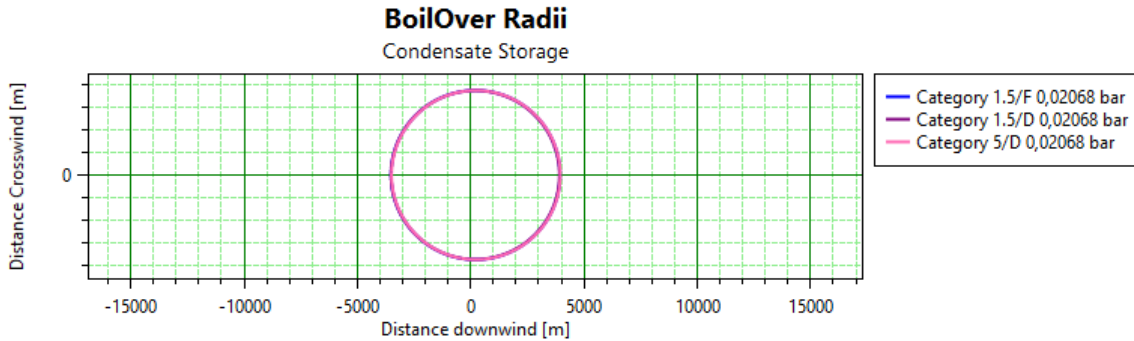


Figure.III.56. Radiations de BoilOver au niveau du bac de stockage de condensat

La combustion de certains carburants (gasoil, kérosène, fuel domestique, condensat...) ne s'accompagne pas de la création d'une onde de chaleur mais peut donner lieu à un autre phénomène de « boule de feu ». C'est le boilover dit « en couche mince ».

Les résultats de la Figure.III.56 montrent l'absence des ondes de chaleur, car la distance à la pression de 0,02068 bar obtenue par PHAST pour les trois catégories météorologiques est égale à 4390,81m. Cette surface est considérée comme une zone de danger grâce aux effets des projections émis lors de déclenchement de BoilOver.

Conclusion

La spécificité de notre étude dans ce chapitre se base sur l'analyse et la prévention des risques d'incendie et d'explosion dans les sites pétrochimiques GL1K et RTE. L'analyse a été commencée tout d'abord par l'identification des risques d'incendie/ explosion en utilisant la méthode HAZID qui est considérée comme une méthode qualitative, et comme elle présente la probabilité d'occurrence et la gravité pour estimer le risque selon les critères d'acceptabilité des risques, on peut la considérer comme une méthode semi-quantitative.

La quantification et la prédiction des dommages des accidents d'incendie et d'explosion au niveau de GL1K et RTE est réalisée par l'application de la méthode quantitative DOW's F&EI qui aide à fournir les informations principales contribuant dans l'évaluation et la quantification du risque global de l'incendie et l'explosion pour déterminer les équipements qui peuvent causer ou amplifier des événements dangereux , et pour lier les risques à la gestion pour réduire leurs impacts [13, 14].

La combinaison de la méthode HAZID et DOW's F&EI nous a donnée des informations relatives sur les risques d'incendie /d'explosion, leurs sévérité et impacts dans les sites étudiés.

Pour donner une image réelle sur la sévérité des dommages des accidents Incendie/Explosion dans les complexes GL1K et RTE, le logiciel PHAST Software est utilisé pour modéliser, simuler et prédire les zone de danger et confirmer les résultats obtenus précédemment par HAZID et DOW's F&EI ce qui aide à prendre des décisions et recommandations pour réduire ces dangers.

La classification des risques d'incendie et d'explosion reste probabiliste et incertaine grâce à l'utilisation classique de la matrice des risques. Dans le chapitre suivant nous procéderons à la clarification de l'incertitude dans la classification des risques d'incendie et d'explosion. Pour ce faire nous combinerons l'analyse faite dans cette partie avec la logique floue pour prendre en compte les incertitudes aléatoires et déterminer exactement dans quelle classe les risques d'incendie et d'explosion sont classés en utilisant les ensembles flous appropriés.

Références Bibliographiques

- [1] A. Naemnezhad, A. Akbar, I. Ebrahim, Consequence assessment of separator explosion for an oil production platform in South of Iran with PHAST Software, Model. Earth Syst. Environ., vol. 3, no. 1, pp. 1–12, 2017.
- [2] J. Marc, Assael, E. Konstantinos .Kakosimos, Fires, Explosions, and Toxic Gas Dispersions_ Effects Calculation and Risk Analysis, ISBN 978-1-4398-2675-1, 2010
- [3] J. Casal, Evaluation of the effects and consequences of major accidents in industrial plants , Industrial Safety Series, Volume 8, 1st edition, Elsevier, 2008; ISBN: 978-0-444-53081-3
- [4] K. Wang, Z. Liu, X. Qian, M. Li, and P. Huang, Comparative Study on Blast Wave Propagation of Natural Gas Vapor Cloud Explosions (VCEs) in Open Space Based on Full-scale and PHAST,” 2016
- [5] J. O. B. N. O. J, Operating manual Volume I, Section 3-1: Document No: PP-AAA-PP1-121, Vol. II, PP. 1–20.
- [6] J. O. B. N. O. J, Operating manual Volume I, Section 3-1: Document No: PP-AAA-PP1-122, Vol. II, PP. 1–21
- [7] J. O. B. N. O. J, Operating manual Volume I, Section 3-1: Document No: PP-AAA-PP1-123, Vol. II, PP. 1–22
- [8] J. O. B. N. O. J, Operating manual Volume I, Section 3-1: Document No: PP-AAA-PP1-124, Vol. II, PP. 1–20
- [9] J. O. B. N. O. J, Operating manual Volume I, Section 3-1: Document No: PP-AAA-PP1-125
- [10] D. P. Nolan, Handbook of fire and explosion protection engineering principles for oil , gas , chemical , and related facilities, 1996.
- [11] P. G. Stoffen, Methods for the calculation of Physical Effects Due to releases of hazardous materials (liquids and gases), Yellow book, Third edition Second revised print 2005
- [12] INERIS, Formalisation du savoir et des outils dans le domaine des risques accidentels “BOILOVER” Ω 13, 2003
- [13] AIChE, Dow’s Fire and Explosion Index Hazard Classification Guide, 7th Ed. New York. 1994.
- [14] J. Wang , W. Song, “Fire and Explosion Index calculation method incorporating classified safety measure credits,” Journal of Loss Prevention in the Process Industries, vol. 26, no. 6, pp. 1128–1133, 2013



CHAPITRE IV

**Application de la logique floue
dans l'analyse des risques
Incendie/Explosion dans les
complexes pétrochimiques de
SKIKDA**



Introduction

Pour faire une bonne maîtrise des risques, l'analyse des risques doit devenir rigoureuse en matière de qualité d'information et de données.

L'analyse des risques se compose de trois volets : l'identification, l'estimation et l'évaluation des risques [1].

- ✓ L'identification a pour but d'identifier les grands points de danger (leurs causes, origines et conséquences)
- ✓ L'estimation du risque est déterminée quantitativement en utilisant les probabilités
- ✓ L'évaluation du risque consiste à préciser l'importance des dangers et des évènements à l'étude

L'identification reste naturellement partielle, l'estimation demeure souvent incertaine en raison du manque d'informations et l'évaluation reste un exercice reposant sur des hypothèses fragiles [2]. La solution est de compléter l'analyse par un moyen conduisant directement à des décisions scientifiques fondées et justifiables pour obtenir des informations sûres et complètes sur le risque étudié. Cela constitue l'objectif de ce chapitre. Nous examinons la prise en compte de l'imperfection (imprécision et incertitude) des données sur les paramètres d'estimation du risque, notamment la probabilité d'occurrence et la gravité pour la méthode d'identification HAZID et l'indice F&EI pour l'approche DOW F&EI par la technique de la logique floue afin d'éliminer l'imprécision des résultats de l'analyse précédente et d'obtenir des valeurs et paramètres fiables et précis. Notre choix de l'approche floue est motivé par le fait qu'elle soit un outil dont l'objectif est de préciser l'imprécision et le raisonnement approximatif [3, 4].

IV. 1. Théorie des ensembles flous

La différence principale entre la théorie des ensembles classiques et la théorie des ensembles flous est la nature d'appartenance de ces éléments dans l'ensemble. Dans les ensembles conventionnels, un élément incluant dans un ensemble n'appartient pas à un autre, par contre dans un ensemble flou l'élément est inclus dans plusieurs ensembles avec un degré d'appartenance s'étendant de 0 à 1[5].

"La logique floue" est apparue dans les années soixante (1965) grâce à Lotfi A. Zadeh, afin d'expliquer les ensembles de nombre de logiques ambigus [5, 6].

Soit U un ensemble référentiel et soit x un élément de U . Un ensemble A de U est défini par une fonction d'appartenance $\mu_A(x)$ qui prend ses valeurs dans l'intervalle $[0,1]$. Cette fonction donne le degré d'appartenance de x dans A . Un ensemble ordinaire est un cas particulier de l'ensemble flou $\mu_A(x)$ ne prend que (0 et 1). Formellement, l'ensemble flou A peut s'écrire comme :

$$A = \{(x, \mu(x))/x \in U\} \quad (01)$$

IV.1.1. Propriétés des ensembles flous

Les ensembles flous diffèrent des ensembles classiques par quatre principales caractéristiques :

- **Le support ($supp(A)$)** : il correspond à l'ensemble des éléments de U qui appartiennent, au moins un peu au sous ensemble A , c'est-à-dire tous les éléments qui ont un degré d'appartenance différent à 0 [7].

Il est noté $supp(A)$ et se formule de la façon suivante :

$$Supp(A) = \{x \in U / f_A(x) \neq 0\} \quad (02)$$

- **Le noyau ($noy(A)$)** : il correspond aux éléments de U qui ont une fonction d'appartenance égale à 1.

$$noy(A) = \{x \in U / f_A(x) = 1\} \quad (03)$$

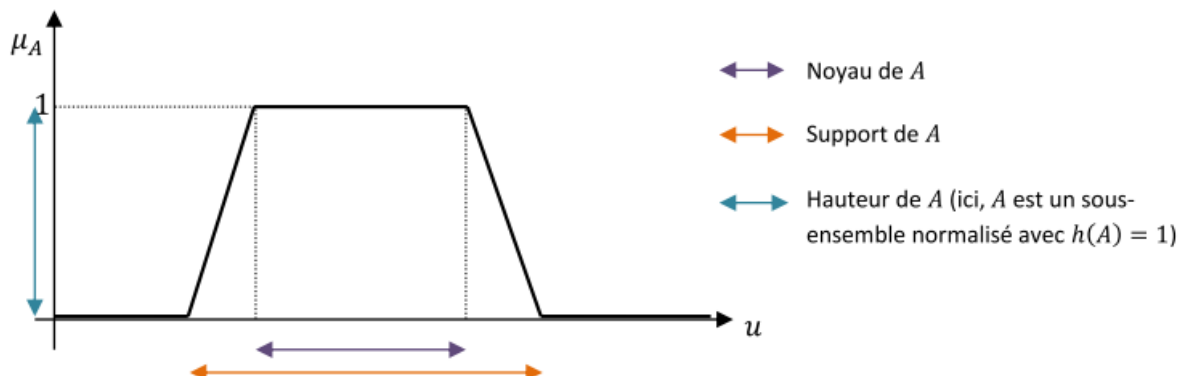
- **La hauteur ($h(A)$)** : il s'agit le plus fort degré avec lequel un élément de U appartient à A , c'est-à-dire la plus grande valeur prise par sa fonction d'appartenance.

$$h(A) = \sup_{x \in U} f_A(x) \quad (04)$$

- **La cardinalité** : elle correspond au degré global avec lequel les éléments de U appartiennent à A , et se formule comme suit :

$$|A| = \sum_{x \in U} \mu(x) \quad (05)$$

Les caractéristiques d'un ensemble flou sont illustrées par la figure suivante :



IV.2. Architecture d'un système flou

L'architecture de base du système flou est constituée par trois structures comme suit :

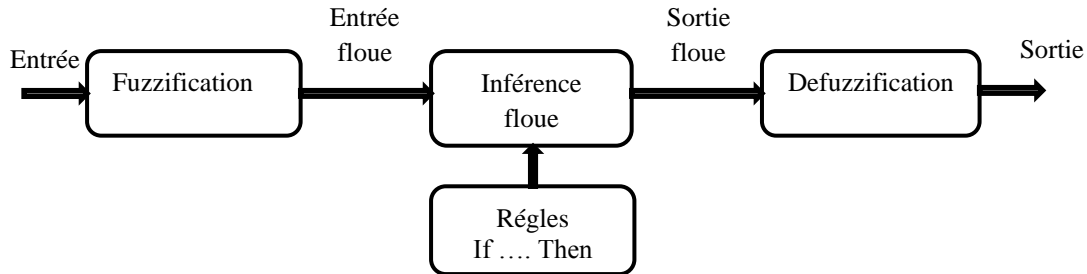


Figure.IV.2. Architecture de base de la logique floue

IV.2.1. Fuzzification

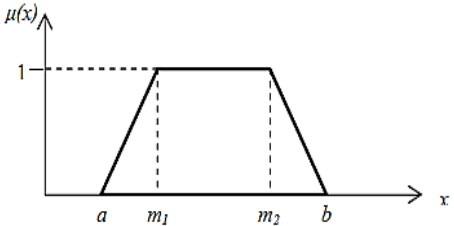
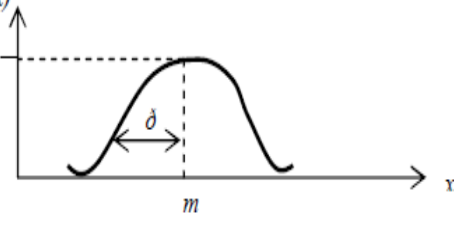
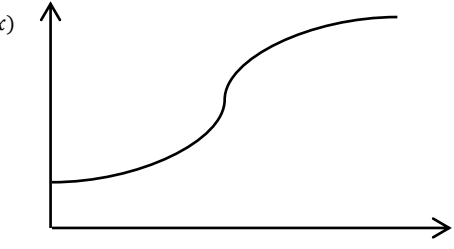
La première étape de l'approche logique floue consiste à passer du domaine réel au domaine flou. Dans cette étape les paramètres d'entrée et de sortie doivent être définis et transférés en catégories linguistiques en créant et en utilisant des fonctions d'appartenance [8].

IV.2.1.1. Fonctions d'appartenance des ensembles flous

Il y a quatre types des fonctions d'appartenance utilisés dans la logique floue, ils sont exprimés comme suit :

Tableau.IV.1. Fonctions d'appartenance des ensembles flous

Fonctions d'appartenance		
Triangulaire	$\mu(x) = \begin{cases} \frac{(x - a)}{(m - a)}; a \leq x \leq m \\ 1; x = m \\ \frac{(b - x)}{(b - m)}; m < x \leq b \end{cases}$	

<p align="center">Trapezoidale</p>	$\mu(x) = \begin{cases} 0; x \leq a \\ \frac{(x-a)}{(m_1-a)}; a \leq x \leq m_1 \\ 1; m_1 \leq x \leq m_2 \\ \frac{(b-x)}{(b-m_2)}; m_2 < x \leq b \\ 0; x \geq b \end{cases}$	
<p align="center">Gaussienne</p>	$\mu(x) = \exp\left(\frac{-(x-m)^2}{2\sigma^2}\right)$ <p><i>m</i>: mean</p>	
<p align="center">Sigmoïde Logistique</p>	$\mu_{a,x_0}(x) = \frac{1}{1 + \exp^{-a_0(x-x_0)}}$	

IV.2.2. Inférence floue (Fuzzy Inference)

La logique floue fournit une représentation de la signification floue des variables linguistiques présentées par des mots ou des phrases. Ce formalisme sert à récapituler l'information par l'utilisation de " if-then " avec des connecteurs "OU" ou "ET" pour dessiner des règles de décision essentielle [9, 10].

IV.2.2.1. Opérations sur les ensembles flous

Les opérateurs permettent de décrire les combinaisons logiques entre les notions floues pour faire des calculs sur les degrés de vérité.

Les principaux opérateurs et relations flous sont présentés ci-dessous [11].

- **L'intersection (∩):** L'opérateur logique qui correspond l'intersection de A et B est (AND), et on note $A \cap B$. Cette relation est définie par le minimum des degrés de vérité de A et B, c'est-à-dire :

$$\forall x \in U \quad \mu_{A \cap B}(x) = \min(\mu_A(x), \mu_B(x)) \tag{06}$$

- **L'union (∪) :** L'opérateur logique qui correspond l'union de A et B est (OR), et on note $A \cup B$. Cette relation est définie par le maximum des degrés de vérité de A et B, c'est-à-dire :

$$\forall x \in U \quad \mu_{A \cup B}(x) = \max(\mu_A(x), \mu_B(x)) \quad (07)$$

- **La complémentarité** : L'opérateur logique qui correspond le complément d'un ensemble est la négation, on dit que A et B sont complémentaires, et on note $A = \bar{B}$ Ou $\bar{A} = B$, si et seulement si :

$$\forall x \in U \quad \mu_B(x) = 1 - \mu_A(x) \quad (08)$$

- **L'égalité** : On dit que A et B sont égaux, et on note $A = B$, si et seulement si :

$$\forall x \in U \quad \mu_A(x) = \mu_B(x) \quad (09)$$

- **L'inclusion** : On dit que A est inclus dans B, et on note $A \subseteq B$, si et seulement si :

$$\forall x \in U \quad \mu_A(x) \leq \mu_B(x) \quad (10)$$

Le moteur d'inférence transforme les ensembles flous d'entrée (issue de l'opération de fuzzification) en des ensembles flous de sortie en utilisant la base de règles linguistiques et les opérations d'implication floue.

IV.2.2.2. Types des inférences floues

Il y'a trois types des moteurs d'inférence :

- **Système d'inférence Mamdani** : La méthode de Mamdani est la plus couramment utilisée en raison de sa structure simple d'opérations "min-max". Cette méthode réalise les règles floues en fonction de l'opérateur logique "ET" grâce à la fonction "min", et réalise la conclusion de ces règles par l'agrégation en utilisant l'opérateur "OU" grâce à la fonction "max".
- **Modèle flou de Takagi-Sugeno (Méthode TS)** : Ce modèle réduit le nombre des règles exigées par le modèle de Mamdani, particulièrement pour des problèmes complexes.
- **Standard Additive Model (SAM)** : Ce modèle diffère du modèle de Mamdani en trois points :
 - ✓ Le SAM suppose que les entrées sont précises, alors que le modèle de Mamdani utilise les entrées précises et floues.
 - ✓ Le SAM utilise la méthode d'inférence de graduation tandis que Mamdani utilise la méthode d'agrégation.
 - ✓ Le SAM inclut la technique centroïde de défuzzification, alors que le modèle de Mamdani n'insiste pas sur une méthode spécifique de défuzzification.

IV.2.3. Défuzzification

La défuzzification consiste à transformer la sortie floue en une valeur réelle à partir de la fonction d'appartenance du sous-ensemble flou. Il n'y a pas un algorithme meilleur pour toutes les applications, cependant, la méthode de « la moyenne des maximums » et la méthode du « centre de gravité » sont les plus fréquemment utilisées.

- **Centre de gravité ou la méthode centroïde** : Cette méthode consiste à calculer la moyenne pondérée d'un ensemble flou par la formule suivante :

$$Y = \frac{\sum \mu(x_i)x_i}{\sum \mu(x_i)} \quad (11)$$

- **La moyenne des maximums** : Cette méthode consiste à calculer le centre de gravité des éléments par la moyenne des valeurs de sortie en utilisant l'équation suivante :

$$Y = \frac{\int y dy}{\int dy} \quad (12)$$

IV.3. La logique floue et l'analyse des risques incendie/explosion dans les sites industriels

L'adoption des mesures efficaces pour l'empêchement, la protection et la réduction des risques incendie/explosion exigent une analyse et évaluation solide de ces risques pour assurer le choix approprié de mesures de prévention et de sécurité [12]. L'analyse des risques que nous avons abordés dans le chapitre précédent présente des incertitudes et des imprécisions dans la classification et l'estimation du risque. Cette analyse des risques incendie/explosion au niveau des complexes pétrochimiques GL1K et RTE présente des résultats et des informations probabilistes et imprécises surtout dans la classification et l'estimation de risque car cette analyse se base sur les connaissances des experts qui sont sujettes aux doutes et à la subjectivité. Pour atténuer ces incertitudes liées aux méthodes d'analyse des risques incendie/explosion (HAZID, DOW's F&EI) nous nous intéressons dans ce qui suit à l'application de la logique floue dans le contexte de l'analyse des risques incendie/explosion, vu sa puissance en tant qu'outil efficace de traitement des données et des informations imparfaites utilisées dans des différents domaines.

IV.4. Application de la logique floue dans l'analyse HAZID

- **La matrice des risques floue**

La matrice de risque est un outil standard qui consiste à combiner les conséquences d'un événement avec leurs probabilités d'occurrence [1, 13] pour estimer et déterminer le niveau de risque dans le processus d'analyse de la criticité des risques. Cependant, les connaissances dont nous disposons concernant la probabilité d'occurrence des événements et la gravité de leurs conséquences, sont généralement imparfaites et imprécises car elles peuvent déterminer seulement par la connaissance des experts [14], ce qui donne un des résultats incertains sur le risque estimé [8].

Pour éliminer cette imprécision, on a combiné la logique floue avec les méthodes d'analyse des risques incendie/explosion des complexes GL1K et RTE pour modéliser la pensée humaine d'inexactitude et d'incertitude et éliminer cette imprécision.

Pour établir une analyse HAZID floue reliée à chaque risque identifié, une estimation floue a été réalisée pour les deux facteurs nécessaires à l'estimation du risque (la probabilité d'occurrence et la gravité). Le calcul de la probabilité d'occurrence, la gravité floue et leurs fonctions d'appartenance sont illustrés dans les tableaux Tableau.IV.2, Tableau.IV.3, Figure.IV.1 et Figure.IV.2.

L'estimation floue de niveau de risque est présentée dans le Tableau.IV.4 et la Figure.IV.3.

Tableau.IV.2. Probabilité Floue

Probabilité	Désignation	Intervalle conventionnelle	Fonction D'appartenance	Intervalle Flou
1	Invraisemblable	$10^{-7} < x < 10^{-6}$	Triangulaire	[-2 0 2]
2	Improbable	$10^{-6} < x < 10^{-4}$		[1 2.5 4]
3	Occasionnel	$10^{-4} < x < 10^{-2}$		[3 4 5]
4	Probable	$10^{-2} < x < 10^{-1}$		[4 5.5 7]
5	Fréquent	$10^{-1} < x < 1$		[5.5 7 8.5]

Tableau.IV.3. Gravité Floue

Gravité	Désignation	Fonction D'appartenance	Intervalle Flou
1	Négligeable	Triangulaire	[-1 0 1]
2	Marginal		[0.5 1.5 2.5]
3	Modéré		[1.5 2.5 3.5]
4	Critique		[2.5 3.5 4.5]
5	Catastrophique		[4 5 6]

Tableau.IV.4. Niveaux de risque flou

Niveau de Risque	Désignation	Fonction D'appartenance	Intervalle Flou
1	Acceptable	Triangulaire	[-0.4 0 0.4]
2	Tolérable		[0.1 0.5 0.9]
3	Inacceptable		[0.6 1 1.4]

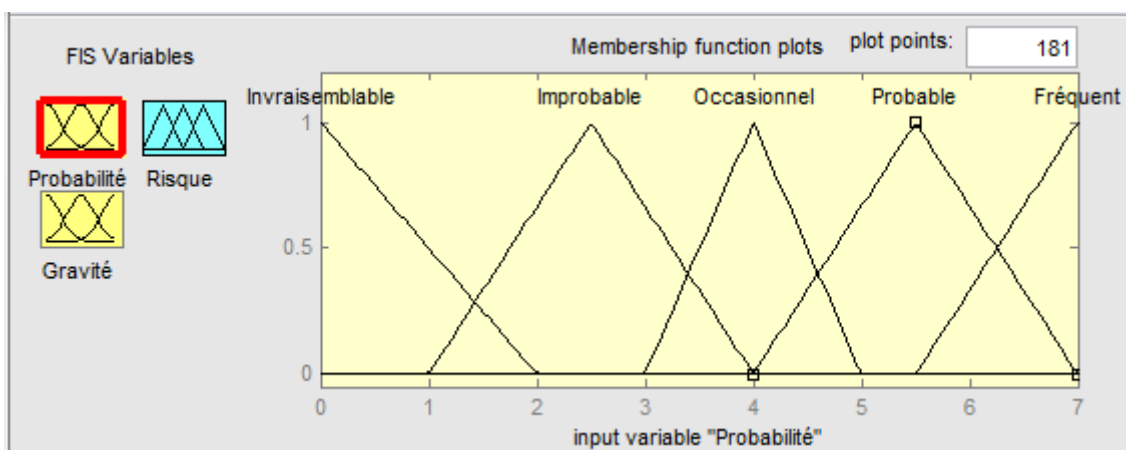


Figure.IV.3. Fonction d'appartenance pour la probabilité d'occurrence

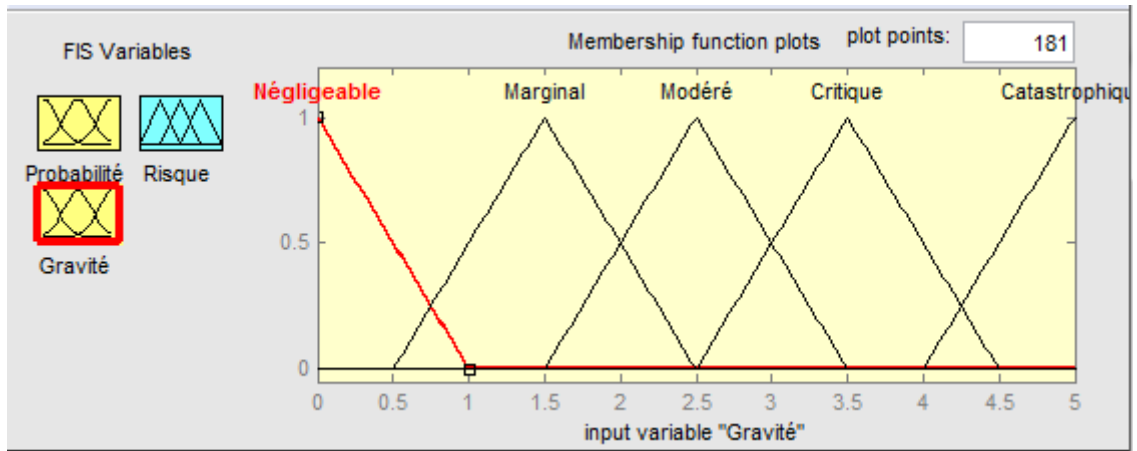


Figure.IV.4. Fonction d'appartenance pour la gravité

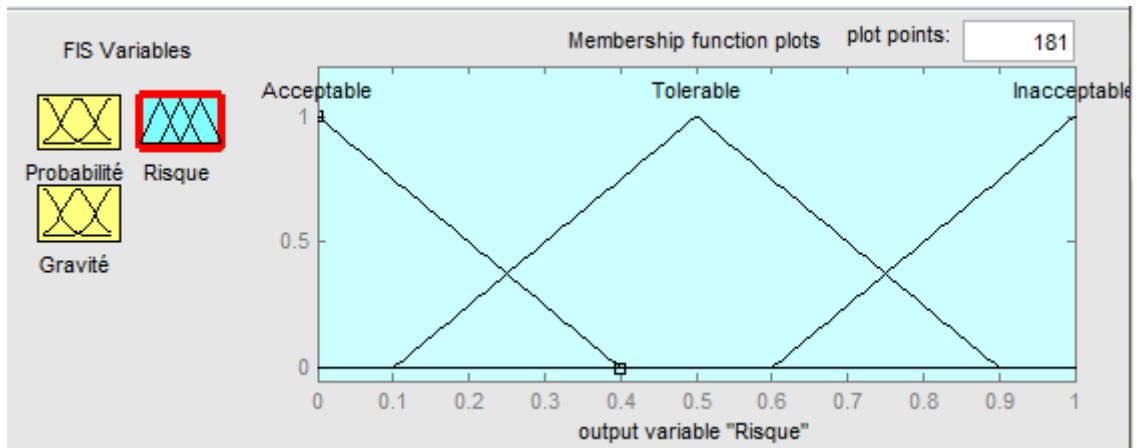


Figure.IV.5. Fonction d'appartenance pour le niveau de risque

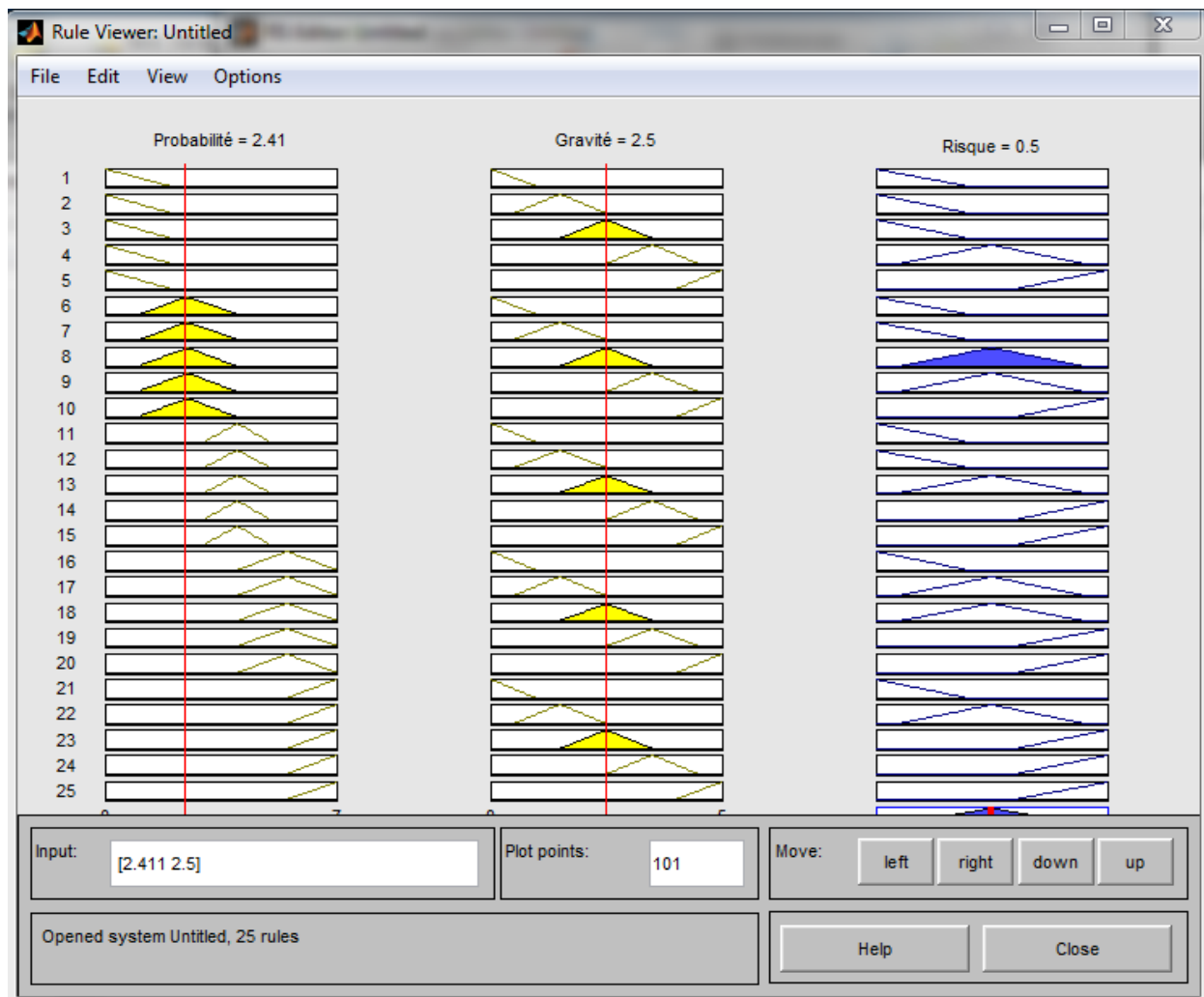


Figure.IV.6. Les règles floues pour l'analyse HAZID

IV.4.1.Cas du complexe pétrochimique GL1K

La procédure de combinaison de la logique floue avec l'analyse HAZID a été réalisée comme suit :

- Identification des risques par l'outil d'identification HAZID, cette étape a été réalisée dans le chapitre précédent
- Toutes les variables de la matrice des risques (probabilité d'occurrence, gravité et niveau de risque) intervenant dans la classification des risques sont exprimées sous formes des variables linguistiques floues en se basent sur les fonctions d'appartenance appropriées (Figure.IV.1, Figure.IV.2, et Figure.IV.3) (Procédure de fuzzification)
- La procédure d'inférence est générée par le système d'inférence flou Mamdani en se basant sur les règles floues (If-Then rules) et la méthode d'agrégation
- La sortie floue représentant le niveau de risque est transformée en valeur réelle par la méthode centre de gravité (Procédure de défuzzification).

IV.4.1.1. Unité de liquéfaction

Tableau.IV.5. Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour l'unité de liquéfaction

Scénario	Matrice de Risque Conventionnel			Matrice de Risque Flou		
	P	G	R	Pf	Gf	R
Risque de température élevée dans le gaz combustible	4	3	Tolérable	$4 < x < 7$	$1,5 < x < 3,5$	Tolérable (100%)
Perte de confinement	3	3	Tolérable	$3 < x < 5$	$1,5 < x < 3,5$	Tolérable (100%)
Rejet potentiel entraînant une inflammation	3	4	Inacceptable	$3 < x < 5$	$2,5 < x < 4,5$	5,7% Tolérable 94,3% Inacceptable
Rejet de vapeur	3	4	Inacceptable	$3 < x < 5$	$2,5 < x < 4,5$	5,7% Tolérable 94,3% Inacceptable
Pression potentielle montée subite à l'aspiration de la pompe	3	3	Tolérable	$3 < x < 5$	$1,5 < x < 3,5$	Tolérable (100%)
Risque d'asphyxie	3	2	Acceptable	$3 < x < 5$	$0,5 < x < 2,5$	22,5% Acceptable 77,5% Tolérable
Risque de dégât à la cuve suite à l'impact du vent	2	3	Tolérable	$3 < x < 5$	$1,5 < x < 3,5$	Tolérable (100%)

IV.4.1.2. Unité de fractionnement

- **Le Déméthaniseur**

Tableau.IV.6. Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le Déméthaniseur

Scénario	Matrice de Risque Conventionnel			Matrice de Risque Flou		
	P	G	R	Pf	Gf	R
Risque d'inflammation des vapeurs parasites	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	2,3% Acceptable 97,7% Tolérable
Perforation en bas de la tour du Déméthaniseur 07-MD01	3	3	Tolérable	$3 < x < 5$	$1,5 < x < 3,5$	Tolérable (100%)
Perte de propane au niveau du refroidisseur d'alimentation	3	4	Tolérable	$3 < x < 5$	$2,5 < x < 4,5$	47% Tolérable 53% Inacceptable

• **Le Déethaniseur**

Tableau.IV.7. Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le Déethaniseur

Scénario	Matrice de Risque Conventionnel			Matrice de Risque Flou		
	P	G	R	Pf	Gf	R
Inflammation des vapeurs parasites	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	Tolérable (100%)
Perforation en bas de la tour de déethaniseur	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	Tolérable (100%)
Perte de propane au niveau de rebouilleur	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	36,8% Tolérable 63,2% Inacceptable
Risque de surpression	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	27,8% Tolérable 72,2% Inacceptable
Risque de chute et de blessure	3	2	Acceptable	$3 < x < 5$	$0,5 < x < 2,5$	28,9% Acceptable 71,1% Tolérable
Risque d'asphyxie	3	2	Acceptable	$3 < x < 5$	$0,5 < x < 2,5$	28,9% Acceptable 71,1% Tolérable
Risque de rupture complète de l'orifice en raison des mouvements du sol	2	3	Tolérable	$1 < x < 4$	$1,5 < x < 3,5$	Tolérable (100%)
Dégât provoqué par une chute d'objet ou un mouvement	2	3	Tolérable	$1 < x < 4$	$1,5 < x < 3,5$	Tolérable (100%)

• **Le Dépropaniseur**

Tableau.IV.8. Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le Dépropaniseur

Scénario	Matrice de Risque Conventionnel			Matrice de Risque Flou		
	P	G	R	Pf	Gf	R
Inflammation des vapeurs parasites	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	Tolérable (100%)
Risque de surpression provoquée par les hydrocarbures lourds côté tube	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	38,5% Tolérable 61,5% Inacceptable
Risque de surpression dans le refroidisseur	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	Tolérable (100%)
Risque de chute et de blessure	3	3	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	30,2% Tolérable 69,8% Inacceptable
Risque d'une rupture complète de l'orifice à cause des mouvements du sol	2	3	Tolérable	$1 < x < 4$	$1,5 < x < 3,5$	Tolérable (100%)

• **Le Débutaniseur**

Tableau.IV.9. Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le Débutaniseur

Scénario	Matrice de Risque Conventionnel			Matrice de Risque Flou		
	P	G	R	Pf	Gf	R
Inflammation des vapeurs parasites	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	Tolérable (100%)
Perte de confinement	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	36,8% Tolérable 63,2% Inacceptable
Risque de chute et de blessure	3	3	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	Tolérable (100%)
Risque d'asphyxie	3	2	Acceptable	$3 < x < 5$	$0,5 < x < 2,5$	50,4% Acceptable 49,6% Tolérable
Risque de rupture complète de l'orifice en raison des mouvements du sol	2	3	Tolérable	$1 < x < 4$	$1,5 < x < 3,5$	Tolérable (100%)
Dégât provoqué par une chute d'objet ou un mouvement	2	3	Tolérable	$1 < x < 4$	$1,5 < x < 3,5$	Tolérable (100%)

• **Le Deisopentaniseur**

Tableau.IV.10. Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le Déisopentaniseur

Scénario	Matrice de Risque Conventionnel			Matrice de Risque Flou		
	P	G	R	Pf	Gf	R
Feu de nappe	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	34,5% Tolérable 63,2% Inacceptable
Perte de confinement des hydrocarbures lourds	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	Tolérable (100%)
Risque d'asphyxie	3	2	Acceptable	$3 < x < 5$	$0,5 < x < 2,5$	Acceptable (100%)
Risque de rupture complète de l'orifice en raison des mouvements du sol	2	3	Tolérable	$1 < x < 4$	$1,5 < x < 3,5$	2,9% Acceptable 97,1% Tolérable
Dégât provoqué par une chute d'objet ou un mouvement	2	3	Tolérable	$1 < x < 4$	$1,5 < x < 3,5$	0,4% Acceptable 99,6% Tolérable

IV.4.1.3. Unité de stockage

- **Stockage de GNL**

Tableau.IV.11. Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le stockage de GNL

Scénario	Matrice de Risque Conventionnel			Matrice de Risque Flou		
	P	G	R	Pf	Gf	R
Fuite au niveau de l'inter paroi du bac	2	3	Tolérable	$1 < x < 4$	$1,5 < x < 3,5$	Tolérable (100%)
Perte de confinement	3	3	Tolérable	$3 < x < 5$	$1,5 < x < 3,5$	Tolérable (100%)
Risque d'incendie et d'explosion	1	5	Inacceptable	$-2 < x < 2$	$4 < x < 6$	3% Tolérable 97% Inacceptable
Risque de cavitation des pompes de chargement plus des risques inconnus	1	3	Acceptable	$-2 < x < 2$	$1,5 < x < 3,5$	27% Tolérable 73% Acceptable
Problèmes d'alimentation du système fuel-gaz HP	1	3	Acceptable	$-2 < x < 2$	$1,5 < x < 3,5$	47% Tolérable 53% Acceptable
Chute de température qui implique une fuite au niveau de l'inter paroi, ou bien une augmentation de débit de GNL	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	Tolérable (100%)
Absence d'alimentation des bacs à cause des problèmes au niveau de compresseur BOG 71-MD01	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	Tolérable (100%)
Risque d'asphyxie	3	2	Acceptable	$3 < x < 5$	$0,5 < x < 2,5$	30,3% Tolérable 69,7% Acceptable
Arc électrique pouvant enflammer la source du carburant (se fait par l'environnement externe comme la foudre et les éclairs périodiques)	1	4	Tolérable	$-2 < x < 2$	$2,5 < x < 4,5$	Tolérable (100%)

- **Stockage de Propane**

Tableau.IV.12. Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le stockage de Propane

Scénario	Matrice de Risque Conventionnel			Matrice de Risque Flou		
	P	G	R	Pf	Gf	R
Fuite au niveau de l'inter paroi du bac	2	3	Tolérable	$1 < x < 4$	$1,5 < x < 3,5$	Tolérable (100%)
Perte de confinement	3	3	Tolérable	$3 < x < 5$	$1,5 < x < 3,5$	Tolérable (100%)
Risque d'incendie et d'explosion	1	4	Tolérable	$-2 < x < 2$	$2,5 < x < 4,5$	3% Tolérable 97% Inacceptable
Risque de cavitation des pompes de chargement plus des risques inconnus	1	3	Acceptable	$-2 < x < 2$	$1,5 < x < 3,5$	27% Tolérable 73% Acceptable
Chute de température qui implique une fuite au niveau de l'inter paroi	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	Tolérable (100%)

CHAPITRE V : Application de la logique floue dans l'analyse des risques Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

Risque d'asphyxie	3	2	Acceptable	$3 < x < 5$	$0,5 < x < 2,5$	30,3% Tolérable 69,7% Acceptable
Arc électrique pouvant enflammer la source du carburant (se fait par l'environnement externe comme la foudre et les éclairs périodiques)	1	4	Tolérable	$-2 < x < 2$	$2,5 < x < 4,5$	Tolérable (100%)

- **Stockage de Butane**

Tableau.IV.13. Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le stockage de Butane

Scénario	Matrice de Risque Conventionnel			Matrice de Risque Flou		
	P	G	R	Pf	Gf	R
Fuite au niveau de l'inter paroi du bac	2	3	Tolérable	$1 < x < 4$	$1,5 < x < 3,5$	47% Acceptable 53% Tolérable
Perte de confinement	3	3	Tolérable	$3 < x < 5$	$1,5 < x < 3,5$	Tolérable (100%)
Risque d'incendie et d'explosion	1	4	Tolérable	$-2 < x < 2$	$2,5 < x < 4,5$	Tolérable (100%)
Risque de cavitation des pompes de chargement plus des risques inconnus	1	3	Acceptable	$-2 < x < 2$	$1,5 < x < 3,5$	30,3% Tolérable 69,7% Acceptable
Chute de température qui implique une fuite au niveau de l'inter paroi	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	Tolérable (100%)
Risque d'asphyxie	3	2	Acceptable	$3 < x < 5$	$0,5 < x < 2,5$	Acceptable (100%)
Arc électrique pouvant enflammer la source du carburant (se fait par l'environnement externe comme la foudre et les éclairs périodiques)	1	4	Tolérable	$-2 < x < 2$	$2,5 < x < 4,5$	48,1% Acceptable 51,9% Tolérable

- **Stockage de Gazoline**

Tableau.IV.14. Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour le stockage de Gazoline

Scénario	Matrice de Risque Conventionnel			Matrice de Risque Flou		
	P	G	R	Pf	Gf	R
Incendie et explosion	2	4	Tolérable	$1 < x < 4$	$2,5 < x < 4,5$	27,8% Inacceptable 72,2% Tolérable
Perte de confinement	3	3	Tolérable	$3 < x < 5$	$1,5 < x < 3,5$	33,2% Inacceptable 66,8% Tolérable
Risque de surpression qui provoque l'explosion	1	5	Inacceptable	$-2 < x < 2$	$4 < x < 6$	Inacceptable (100%)
Risque d'asphyxie	3	2	Acceptable	$3 < x < 5$	$0,5 < x < 2,5$	Acceptable (100%)
Arc électrique pouvant enflammer la source du	1	4	Tolérable	$-2 < x < 2$	$2,5 < x < 4,5$	Tolérable (100%)

carburant (se fait par l'environnement externe comme la foudre et les éclairs périodiques)						
--	--	--	--	--	--	--

Les tableaux.IV.5, IV.6, IV.7, IV.8, IV.9, IV.10, IV.11, IV.12, IV.13, et IV.14 présentent les résultats de la comparaison entre HAZID conventionnelle et HAZID floue portant sur la matrice de risque pour estimer et classifier le risque du complexe GL1K (Skikda) en différents niveaux. D'après ces résultats, l'analyse de risque par HAZID classique présente des incertitudes inhérentes concernant l'estimation de niveau de risque qui est déterminé en se basant sur la logique classique et la connaissance des experts en utilisant la matrice des risques. Ces incertitudes sont définies comme des degrés de doute concernant les paramètres ou les résultats.

Pour éliminer et clarifier cette incertitude et les problèmes subjectifs de classification des risques identifiés par la méthode HAZID, nous avons combinées la logique floue avec les résultats obtenus dans le chapitre précédent. L'application de la logique floue dans ce cadre consiste à classifier le risque avec un degré d'appartenance, c'est-à-dire que le risque peut être classé dans plusieurs classes avec un degré d'appartenance pour chaque classe. Cependant la matrice conventionnelle sert à classer le risque dans une seule classe. Si le risque est classé dans un niveau bien déterminé, il n'appartient pas à un autre. Dans ce cadre on peut prendre le cas du risque incendie/explosion de stockage de Gazoline (Tableau.IV.14) comme un exemple. Ce scénario est considéré comme un risque Tolérable dans l'analyse classique, tandis qu'il est classé comme un risque Tolérable avec un pourcentage de 72,8% et Inacceptable avec un pourcentage de 27,8%. Cette comparaison confirme que l'application de la logique floue dans cette analyse permet de minimiser les imprécisions et les problèmes des doutes dans la classification des risques ce qui nous aide à décider et établir les précautions de sécurité pour réduire ces risques et atténuer leurs effets.

IV.4.2. Cas du complexe RTE

IV.4.2.1. Stockage de Pétrole brut et Condensat

Tableau.IV.15. Tableau comparatif entre la matrice des risques conventionnelle et la matrice des risques floue pour les bacs de stockage de Pétrole brut et de Condensat (RTE)

Scénario	Matrice de Risque Conventionnel			Matrice de Risque Flou		
	P	G	R	Pf	Gf	R
Incendie au niveau de joint annulaire du bac	2	5	Inacceptable	$1 < x < 4$	$4 < x < 6$	3% Tolérable 97% Inacceptable
Emission des vapeurs inflammables	2	5	Inacceptable	$1 < x < 4$	$4 < x < 6$	3% Tolérable 97% Inacceptable
Incendie de bac	2	5	Inacceptable	$1 < x < 4$	$4 < x < 6$	3% Tolérable 97% Inacceptable
Feu de cuvette de rétention	2	5	Inacceptable	$1 < x < 4$	$4 < x < 6$	3% Tolérable 97% Inacceptable
BoilOver classique au niveau de bac de stockage de Pétrole brut	2	5	Inacceptable	$1 < x < 4$	$4 < x < 6$	3% Tolérable 97% Inacceptable

CHAPITRE V : Application de la logique floue dans l'analyse des risques Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

BoilOver à couche mince au niveau de bac de stockage de Condensat	2	5	Inacceptable	$1 < x < 4$	$4 < x < 6$	3% Tolérable 97% Inacceptable
Risque de foudre	2	5	Inacceptable	$1 < x < 4$	$4 < x < 6$	3% Tolérable 97% Inacceptable
Combustion incomplète de condensat provoquant l'émission des gaz toxiques	3	4	Inacceptable	$3 < x < 5$	$2,5 < x < 4,5$	17,2% Tolérable 82,8% Inacceptable
Pas de détection d'un scénario d'incendie et d'explosion en cas de défaillance sur le système de détection et système ESD	3	3	Tolérable	$3 < x < 5$	$1,5 < x < 3,5$	47% Acceptable 53% Tolérable
Chute potentielle d'un point surélevé	3	2	Acceptable	$3 < x < 5$	$0,5 < x < 2,5$	30,3% Acceptable 69,7% Tolérable
Risque d'asphyxie et d'intoxication	2	2	Acceptable	$1 < x < 4$	$0,5 < x < 2,5$	23,7% Tolérable 76,3% Acceptable
Déformation des réservoirs	4	2	Tolérable	$4 < x < 7$	$0,5 < x < 2,5$	Tolérable (100%)
Débordement de la rétention	4	2	Tolérable	$4 < x < 7$	$0,5 < x < 2,5$	Tolérable (100%)
Endommagement et fissuration des cuvettes de rétention bétonnée	4	2	Tolérable	$4 < x < 7$	$0,5 < x < 2,5$	Tolérable (100%)
Accidents corporels, brûlures, chute de personne et d'objet	2	1	Acceptable	$1 < x < 4$	$-1 < x < 1$	25,2% Tolérable 74,8% Acceptable

Le Tableau.IV.15 présente les résultats de la comparaison entre HAZID conventionnelle et HAZID floue portant sur la matrice de risque pour estimer et classier le risque de stockage de pétrole brut et de condensat au niveau du complexe RTE en différents niveaux.

L'analyse HAZID classique est caractérisée par la présence des incertitudes et des doutes sur les niveaux de classification de risque ce qui agit sur la décision des recommandations et précautions de sécurité. Ces incertitudes et problème de subjectivité peuvent être résolus par l'application de la logique floue afin de faire une meilleure estimation et classification des risques.

On peut prendre le scénario de Boil Over classique au niveau du bac de stockage de Pétrole brut et le Boil Over à couche mince au niveau du bac de stockage de Condensat comme un exemple. Dans l'analyse HAZID conventionnelle ces types de risques sont considérés comme un risque inacceptable avec une probabilité égale à 2 et une gravité égale 5, par contre dans le domaine flou ce scénario présente un risque tolérable avec un pourcentage égal à 3% et présente aussi un risque inacceptable avec un pourcentage égal à 97%. Cette analyse prouve que les résultats finals du risque sont déterminés de manière plus réaliste, car l'application de la logique floue a permis de classer le risque en différents niveaux en se basant sur ses fonctions d'appartenance. Elle offre ainsi l'avantage de l'estimation des niveaux de risque, ce qui nous aide à prendre une meilleure décision concernant les mesures de sécurité requises.

IV.5. Application de la logique floue à l'analyse DOW's F&EI

La procédure de combinaison de la logique floue avec DOWF&EI a été réalisée comme suit :

- Application de DOW F&EI pour prédire et quantifier les dommages issus lors d'un accident d'incendie ou d'explosion
- L'indice F&EI est exprimé sous forme d'une variable linguistique en utilisant la fonction d'appartenance appropriée (Figure.IV.4 et IV.5) (Procédure de fuzzification)
- La procédure d'inférence est générée par le moteur d'inférence Mamdani en se basant sur les règles floues (If-then rules) et la méthode d'agrégation
- La sortie floue exprimant le niveau de risque correspond à chaque valeur de F&EI est transformée en valeur réelle par la méthode de centre de gravité (procédure de défuzzification).

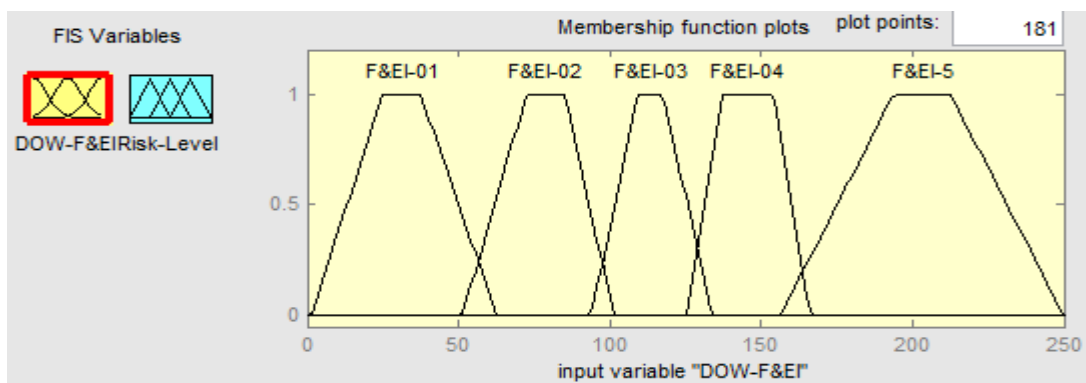


Figure.IV.7. Fonction d'appartenance de F&EI

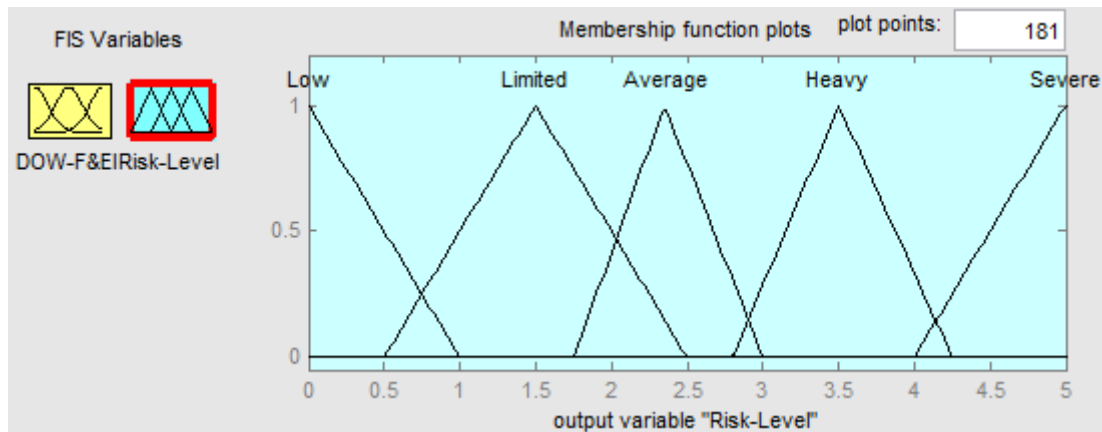


Figure.IV.8. Fonction d'appartenance de niveau de risque

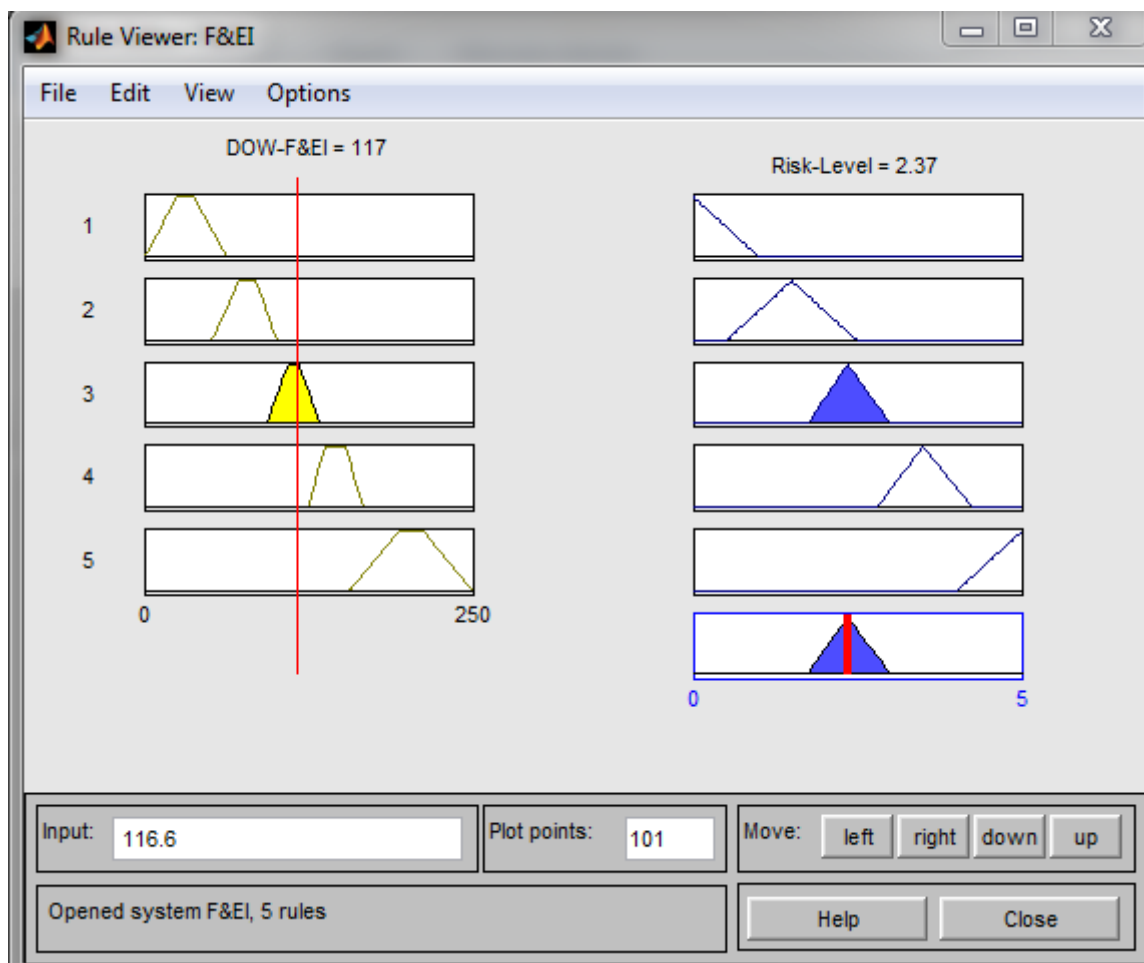


Figure.IV.9. Les règles floues pour l'analyse DOW's F&EI

IV.5.1. Cas du complexe pétrochimique GL1K

Tableau.IV.16. Tableau comparatif entre le niveau de risque conventionnel et le niveau de risque flou de la méthode DOW's F&EI appliquée sur le complexe pétrochimique GL1K-Skikda

Complexe GL1K	F&EI	Niveau de risque	Niveau de risque flou
Unité de liquéfaction			
Scrub Column	206,724	Sévère	Sévère (100%)
MCHE	230,496	Sévère	Sévère (100%)
Unité de fractionnement			
Demethaniseur	131,376	Lourd	Lourd (100%)
Deethaniseur	127,806	Intermédiaire	87% Intermédiaire 13% Lourd
Depropaniseur	132,090	Lourd	Lourd (100%)

CHAPITRE V : Application de la logique floue dans l'analyse des risques Incendie/Explosion dans les complexes pétrochimiques de SKIKDA

Debutaniseur	142,800	Lourd	Lourd (100%)
Deisopentaniseur	146,73	Lourd	Lourd (100%)
Unité de stockage			
Stockage GNL	121,023	Intermédiaire	63% Intermédiaire 37% Lourd
Stockage Propane	157,248	Lourd	Lourd (100%)
Stockage Butane	121,968	Intermédiaire	Intermédiaire (100%)
Stockage Gazoline	161,70	Sévère	49% Lourd 51% Sévère

- ✓ Les résultats de comparaison entre le niveau de risque conventionnel et le niveau de risque flou indiquent que l'unité de liquéfaction présente un risque sévère pour les deux domaines (Conventionnel et flou) qui correspond à une valeur de F&EI égale à 206,724 pour la Scrub Column et une valeur de F&EI égale à 230,496 pour le MCHE.
- ✓ Pour l'unité de fractionnement ; le Déethaniseur présente un risque conventionnel intermédiaire et un risque flou Intermédiaire de 87% et un risque lourd de 13%.
- ✓ Les autres colonnes (Démethaniseur, Depropaniseur, Debutaniseur et Deisopentaniseur) présentent le même risque dans les deux domaines qui correspond à un risque lourd.
- ✓ Pour l'unité de stockage, seulement le stockage de Propane et de Butane présentent le même niveau de risque. Le stockage de Propane présente un risque lourd et le stockage de Butane présente un risque intermédiaire.
- ✓ Le stockage de GNL présente un risque intermédiaire dans le domaine conventionnel qui correspond à un risque lourd de 37% et un risque intermédiaire de 63% dans le domaine flou ;
- ✓ Le stockage de Gazoline qui présente un risque sévère dans le domaine conventionnel, il présente un risque lourd de 49% et un risque sévère de 51% dans le domaine flou.

Ces résultats confirment que la logique floue sert à éliminer les problèmes subjectifs et les imprécisions concernant la classification des risques incendie/explosion selon leurs valeurs de F&EI, ce qui nous aide à prendre une meilleure décision sur les recommandations et les mesures de protection pour réduire ce type des risques dans le complexe GL1K.

IV.5.2. Cas du complexe RTE

Tableau.IV.17. Tableau comparative entre le niveau de risque conventionnel et le niveau de risque flou de la méthode DOW's F&EI appliquée sur le complexe pétrochimique RTE-Skikda

Complexe RTE	F&EI	Niveau de risque	Niveau de risque flou
Bac de stockage de Pétrole brut	189,504	Sévère	Sévère (100%)
Bac de stockage de Condensat	180,096	Sévère	Sévère (100%)

Les résultats du Tableau.IV.17 présente la sévérité du risque d'incendie et d'explosion des bacs de stockage de pétrole brut et de condensat au niveau de Terminal Arrivé RTE. Le risque est sévère soit dans le domaine flou ou bien dans le domaine conventionnel ce qui nous donne une idée relative sur les dommages qui peuvent se produire lors d'un accident d'incendie ou d'explosion de l'un des deux bacs. L'application de la logique floue dans ce cas confirme la gravité du risque estimé conventionnellement ce qui aide à prendre les décisions nécessaires pour réduire leurs dommages et le rendre à un niveau acceptable.

Conclusion

L'analyse traditionnelle des risques d'incendie et d'explosion dans les sites industriels se base sur l'utilisation des méthodes classiques telle que : l'analyse HAZOP, HAZID, Nœud Papillon,...etc. Ces dernières servent à analyser et estimer le risque en utilisant la probabilité d'occurrence et la théorie des ensembles classiques. En revanche, l'application de la logique floue dans le domaine de l'analyse et l'évaluation des risques se base sur l'utilisation des ensembles flous pour éliminer les doutes et l'imprécision concernant l'évaluation des risques. L'application de la logique floue pour l'évaluation des risques d'incendie et d'explosion dans les complexes GL1K et RTE à Skikda nous a conduit à faire une analyse plus précise et plus performante notamment dans l'estimation et la classification de ces risques ce qui nous aide à prendre une décision précise s'agissant de l'évaluation du risque et sa classification mais surtout de sa prise en charge (recommandations et prévention) et ce en fonction des critères d'acceptation de risque.

Références Bibliographiques

- [1] INERIS, Analyse des Risques et Prévention des Accidents Majeurs (DRA-34) Formalisation du savoir et des outils dans le domaine des risques majeurs (DRA-35) OMEGA 7, 2003.
- [2] P. Lagadec, Le défi du risque technologique majeur, 1979.
- [3] L.A. Zadeh, Fuzzy logic and approximate reasoning , Synthese 30 (1975) 407–428.
- [4] L. A. Zadeh, A Theory of Approximate Reasoning, In: J. E. Hayes, D. Michie and L. I. Mikulich, Eds., Machine Intelligence, Vol. 9, Elsevier, New York, 1979, pp. 149-194.
- [5] K. Shang and Z. Hossen, Applying Fuzzy Logic to Risk Assessment and Decision-Making Sponsored by CAS / CIA / SOA , Joint Risk Management Section, Causality Actuarial Society, Canadian Institute of Actuaries, pp. 1–59, 2013.
- [6] J. Ahn and D. Chang, Fuzzy-based HAZOP Study for Process Industry, J. Hazard. Mater., 2016.
- [7] R. Khemiri, Développement d'une approche floue multicritères pour une planification intégrée couplant la gestion de la performance et du risque, Thèse de doctorat, Institut National Polytechnique de Toulouse, 2017.
- [8] A. Radionovs, O. Uzhga-Rebrov, R. Higher, Application of Fuzzy Logic for Risk Assessment, Scientific Journals of RTU/Information Technology and Management Science, vol 17, Issue 01, pp: 50–54, 2014.
- [9] L. A. Zadeh, Is there a need for fuzzy logic ? , Journal of Information Sciences, vol 178, Issue 13, pp: 2751–2779, 2008.
- [11] L. A. Zadeh, Fuzzy Logic, IEEE Xplore Digital Library, Computer, vol 21, Issue 04, 1988.
- [10] L. Zadeh, « Fuzzy sets », Information and Control, vol. 8, pp. 338–353, 1965.
- [11] A. S. Markowski, M. S. Mannan, A. Kotynia, and H. Pawlak, Application of fuzzy logic to explosion risk assessment, Journal of Loss Prevention in the Process Industries, vol. 24, no. 6, pp. 780–790, 2011.
- [12] J. Ahn and D. Chang, Fuzzy-based HAZOP Study for Process Industry, J. Hazard. Mater, 2016.
- [13] L. Pokorádi, Risk assessment based upon fuzzy set theory, AARMS , Volume 1, Issue 1 (2002) 63–73.

[14] DNV, Marine Risk Assessment-Offshore, Health and Safety Executive, London, Technology report 2001/063, 2002.



CONCLUSION GENERALE

PERSPECTIVES



Conclusion Générale

Les risques d'incendie et d'explosion constituent une préoccupation majeure dans les sites industriels car ils peuvent impliquer des accidents catastrophiques. C'est notamment le cas dans les complexes de traitement des produits pétroliers. Les exemples d'accidents majeurs induits par ces phénomènes dangereux sont là pour illustrer les degrés de leur gravité mais aussi l'importance que revêt la bonne prise en charge des risques qui peuvent les initier. Cette problématique a motivé notre présent travail de thèse qui a eu pour objectif de mettre en place une approche globale d'analyse et de préventions des risques d'incendie et d'explosion. Cette analyse a été appliquée aux complexes pétrochimiques GL1K et RTE situés au niveau de la zone pétrochimique de Skikda.

Après la clarification des principales notions relatives aux risques industriels, nous avons abordés les risques d'incendie et d'explosion dans les sites industriels, leurs typologies, leurs causes et origines, leurs gestion, leurs communication et contrôle avec les plans de prévention. Nous avons également passé en revue les principaux et récents accidents d'incendie et d'explosion dans le monde et particulièrement dans la wilaya de Skikda. Notre partie théorique a été complétée par un état de l'art sur les méthodes et outils d'analyse des risques en soulignant celles exploitées dans notre travail à savoir la méthode HAZID et l'indice DOW F&EI.

Dans notre application Nous avons procédé dans une première phase à l'exploitation de la méthode HAZID pour identifier les sources, les causes et les conséquences des dangers dans les différents composants des unités étudiées. Par la suite, l'utilisation de l'indice DOW F&EI a permis la prédiction, l'estimation et la quantification des dommages des accidents considérés. Afin d'évaluer le degré de sévérité des risques d'incendie et d'explosion, nous avons par la suite exploité le logiciel PHAST qui nous a permis de modéliser et simuler les scénarios des accidents d'incendie et d'explosion au niveau des complexes considérés, ce qui a donné des indications sur la gravité des dangers et ainsi l'optimisation de l'analyse et de la prévention des risques considérés. Notre travail a été complété par l'intégration d'une analyse des résultats de l'estimation et de la classification des risques Incendie/Explosion par la logique floue outil avancé qui a eu pour principal résultat l'élimination de l'imprécision et de l'incertitude lors de l'estimation et la classification des risques considérés. Les résultats de cette deuxième analyse nous ont ainsi aidés à prendre des décisions précises suivant la classification selon des critères d'acceptation des risques considérés.

Perspectives

La recherche laisse naturellement entrevoir d'autres prolongements en rapport avec des développements scientifiques. Plusieurs pistes nous paraissent intéressantes dans le domaine de l'analyse et la prévention des risques d'incendie et d'explosion dans les sites industriels. Nous citons les suivant :

- L'automatisation des indices d'analyse des risques d'incendie et d'explosion et notamment de programmer et automatiser les calculs de l'indice DOW F&EI.
- L'intégration des approches de l'intelligence artificielle tel que : les algorithmes génétiques et les réseaux de neurones avec les indices d'analyse des risques d'incendie et d'explosion.