

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Ecole Nationale Polytechnique



Département MRIE
Filière QHSE-GRI

Mémoire de projet de fin d'études
Pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en QHSE-GRI

Maitrise des risques majeurs, utilisation des indices DOW comme indicateur de sécurité des installations industrielles. Cas d'une unité de traitement de gaz à Hassi R'mel.

Présenté par : Mr. KACHOUR Mohammed

Sous la direction de : Mr. B. KERTOUS Maître assistant - E.N.P.
Mr. A. DJILI Maître assistant - E.N.P.

Présenté et soutenu publiquement le (20/06/2018)

Composition du jury :

Présidente : Mme. Pr. D.HARIK Professeur - E.N.P.
Examineurs : Mr. M. ATTOUCHI Maître assistant - E.N.P.
Rapporteurs : Mr. B. KERTOUS Maître assistant - E.N.P.
Mr. A. DJILI Maître assistant - E.N.P.

ENP 2018

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Ecole Nationale Polytechnique



Département MRIE
Filière QHSE-GRI

Mémoire de projet de fin d'études
Pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en QHSE-GRI

**Maitrise des risques majeurs, utilisation des indices
DOW comme indicateur de sécurité des
installations industrielles. Cas d'une unité de
traitement de gaz à Hassi R'mel.**

Présenté par : **Mr. KACHOUR Mohammed**

Sous la direction de : Mr. A. KERTOUS Maître assistant - E.N.P.
Mr. A. DJILI Maître assistant - E.N.P.

Présenté et soutenu publiquement le (20/06/2018)

Composition du jury :

Présidente : Me. Pr. D. HARIK Professeur -E.N.P.

Examineurs : Mr. M. ATTOUCHI Maître assistant - E.N.P

Rapporteur : Mr. B. KERTOUS Maître assistant -E.N.P.
Mr. A. DJILI Maître assistant - E.N.P.

ENP 2018

Dédicaces

À

*Mes chers parents, qui ont tant souffert pour me voir réussir
dans la vie*

*À Mes frères et sœurs, que Dieu les préserve, longue vie
pleine de santé et de joie*

*Mes nièces et neveux AMIRA, MOSTAPHA, MOHAMED,
BILAL, ILIAS et ISMAHANE pour lesquels je souhaite un
avenir plein de succès*

*Enfin, tous mes amis, avec qui j'ai passé d'inoubliables
moments.*

REMERCIEMENTS

Si ce mémoire a vu le jour, c'est grâce à Monsieur A. KERTOUS Maitre-Assistant à l'École Nationale Polytechnique, mon encadreur, qui a suivi ce travail avec beaucoup d'intérêt.

Je remercie également Monsieur M.E.A. BOUDA, mon promoteur d'entreprise, pour avoir accepté de diriger ce travail. Son aide, sa patience, sa compréhension, ses conseils, ses recommandations et ses remarques constructives ont permis le bon déroulement et l'aboutissement de ce mémoire.

Je suis très reconnaissant à Monsieur A. DJILI Maitre-Assistant à l'École Nationale Polytechnique, qui m'a aidé dans ce travail.

Mes remerciements s'adressent particulièrement à Monsieur I. ANNOU, Chef de Division sécurité de SONTRACH Hassi R'mel pour son aide, sa gentillesse et ses encouragements, tant sur le plan scientifique que moral.

Je remercie Madame D. HARIK Professeur à l'ENP pour avoir accepté de présider ce jury et Monsieur M. ATTOUCHI Maitre-Assistant à l'ENP qui a bien voulu accepter d'examiner ce travail.

Pour finir, je tiens à remercier toutes les personnes qui ont participé, d'une manière ou d'une autre à la réalisation de ce travail.

ملخص :

من أجل إنشاء لوحة تحكم موثوق بها لإدارة مخاطر الحريق والانفجارات التي تساعد على اتخاذ القرار للمديرين ، بناءً على مؤشرات DOW F&EI ، قمنا بتطبيق طريقة DOW F&EI على مستوى SONATRACH حاسي الرمل ، وحدة معالجة الغاز MPP4 ، العثور على النتائج مرضية ولكن بعد المقارنة مع طريقة HAZOP وجدنا المبالغة في تقدير الخطر منه الحاجة إلى تعديل الطريقة لتحسين موثوقية لوحة أجهزة القياس لدينا،

الكلمات المفتاحية : السيطرة ، المخاطر ، DOW F&EI، تعديل ، HAZOP ، لوحة القيادة

Abstract:

To establish a fire and explosion safety dashboard which helps in the decision-making for the managers based on the indications DOW F&EI, we applied the DOW F&EI method in the company SONATRACH Hassi R'mel, the unity of gas processing MPP4, the results are satisfactory but after a comparison by the method HAZOP we noticed an overestimation which led to the necessity for an ajustement of the method to improve the reliability of our dashboard

Keywords: DOW F&EI, dashboard, ajustement, contol of hazards, HAZOP.

Résumé :

Afin d'établir un tableau de bord de maitrise de risque incendie et d'explosion qui aide à la prise de décision pour les managers, basés sur les indices DOW F&EI nous avons appliqué la méthode DOW F&EI au niveau de l'entreprise SONATRACH Hassi R'mel, l'unité de traitement de gaz MPP4. Les résultats trouvés sont satisfaisants mais après une comparaison par la méthode HAZOP nous avons constaté une surestimation d'où la nécessité de procéder à un ajustement de la méthode pour améliorer la fiabilité de notre tableau de bord.

Mots clés : DOW F&EI, tableau de bord, maitrise des risque, HAZOP.

Table des matières

LISTE DES TABLEAUX

LISTE DES FIGURES

LISTE DES ABRÉVIATIONS

INTRODUCTION GENERALE.....	13
ANALYSE DES RISQUES	16
Introduction	16
1.1 Analyse de risque.....	16
1.1.1 Le concept du risque	16
1.1.2 La gestion du risque	16
1.1.3 Evaluation des risques	17
1.1.4 Le concept ALARP	18
1.1.5 Phénomènes dangereux	19
1.2 Le concept de barrières de sécurité	22
1.2.1 Différents types de barrières	22
1.2.2 Principe des couches de protection	23
1.2.3 Critères de performance des barrières	25
Conclusion.....	25
CHAPITRE 2 : METHODES D'ANALYSE DES RISQUE.....	27
Introduction :	27
2.1 MÉTHODE DOW' S FIRE AND EXPLOSION INDEX.....	27
2.1.1 Historique et évolution	27
2.1.2 Place de <i>F&EI</i> par rapport aux autres méthodes d'analyse des risques	27
2.1.3 Objectif <i>de</i> F&EI	28
2.1.4 Utilisation	28
2.1.5 Méthodologie de calcul de F&EI	29
2.1.6 L'indice d'incendie et d'explosion (F & EI)	49
2.2 Méthode HAZOP	49
2.2.1 Principe	50
2.2.2 Déroulement	50
2.2.3 Limites Et Avantages	51
2.2.4 Organisation d'une étude HAZOP	51
2.3 INDICE D'INCENDIE ET D'EXPLOSION DE PERTE PROBABLE.....	52

2.3.1	INDICE D'INCENDIE ET D'EXPLOSION DE PERTE PROBABLE	52
	APPLICATION DE LA METHODE DOW F&EI	57
3.1	Introduction	57
3.2	Présentation de l'entreprise d'accueil	57
3.2.1	SONATRACH	57
3.2.2	La Direction Régionale Hassi R'Mel	57
3.2.3	Description du procédé de traitement MPP4	58
3.3	Description des équipements étudiés :	59
3.3.1	Colonnes débutaniseur	59
3.3.2	Colonnes dé-éthaniseur	60
3.3.3	Description des sections de stockage et expédition du GPL	60
3.3.4	Description des sections de stockage et expédition du Condensat :	62
3.4	ETUDE PAR METHODE DOW F&EI	64
3.4.1	Indice de risque d'explosion et d'incendie F&EI	64
3.4.2	Etude de section de stockage et expédition de condensat	69
3.5	Résultats obtenus	70
	Conclusion	71
	CHAPITRE 4 : AJUSTEMENT DE LA METHODE	73
4.1	Introduction	73
4.2	Application de la méthode HAZOP	73
4.2.1	Les résultats de l'étude	73
4.3	Comparaison entre les résultats des deux méthodes	75
4.4	Discussions et conclusion	76
4.5	Ajustement de la méthode :	76
4.5.1	Travaux antérieurs sur la modification de la F&EI	77
4.5.2	Procédure de la modification	78
4.5.3	Vérification de l'ajustement	80
4.6	Conclusion :	80
	CHAPITRE 5 : L'ELABORATION D'UN TABLEAU DE BORD DE MAITRISE DE RISQUE PAR L'UTILISATION DE L'INDICE DOW F&EI AJUSTE	82
	Introduction	82
5.1	Procédure	82

5.1.1	Fonctionnement de l'indicateur :	83
5.2	Analyse des résultats	89
5.2.1	Discussion	89
5.2.2	Recommandations	89
CONCLUSION		92
CONCLUSION GENERALE		93
RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES		94
ANNEXES		97

Liste des Tableaux

Tableau 1.1 Comparaison entre les méthodes d'évaluation des risques qualitatives et quantitatives	16
Tableau 1.2 Répartition des 8 couches de protection définies dans la méthode LOPA	25
Tableau 2.1 Guide de détermination du facteur de matière (MF) et les classifications NF	32
Tableau 2.2 Description qualitative des valeurs de réactivité (N_R)	33
Tableau 2.3 Température d'ajustement du facteur matière	33
Tableau 2.4 Score des réactions chimiques exothermique.....	34
Tableau 2.5 Description qualitative pour déterminer le facteur de la santé N_H	37
Tableau 2.6 Scores d'explosion des poussières.....	38
Tableau 2.7 Attribution des scores aux pressions élevées pour les liquides inflammables et combustibles.....	38
Tableau 2.8 Scores pour les systèmes d'échange de chaleur par l'huile chaude	43
Tableau 2.9 Score des systèmes de déluge.....	48
Tableau 2.10 Degré de danger pour F&EI	49
Tableau 2.11 Exemples de mots guides	51
Tableau 3.1 Caractéristiques du débutaniseur	60
Tableau 3.2 Caractéristique de dé-éthaniseur	60
Tableau 3.3 Caractéristique de ballon de GPL	61
Tableau 3.4 Caractéristique de pompe de GPL.....	61
Tableau 3.5 Caractéristiques des sphères GPL.....	62
Tableau 3.6 Caractéristiques des ballons de condensat	63
Tableau 3.7 Caractéristiques des pompes de condensat.....	63
Tableau 3.8 Caractéristiques des bacs de stockage condensat.....	64
Tableau 3.9 Résultats de la méthode DOW F&EI	70
Tableau 3.10 Degré de danger pour F&EI.....	70
Tableau 3.11 Les criticités tirées de l'application DOW F&EI	71
Tableau 4.1 Resultats de l'étude par HAZOP bac de stockage de condensat	73
Tableau 4.2 Resultats de l'étude de sphere par HAZOP stockage de GPL	73
Tableau 4.3 résultats de l'étude par HAZOP ballon de GPL	74
Tableau 4.4 resultats de l'étude par HAZOP.....	74
Tableau 4.5 resultats de l'étude par HAZOP Colonne dé-éthaniseur	75
Tableau 4.6 Resultats de l'étude par HAZOP de colone débutaniseur	75
Tableau 4.7 Equivalence proposé concernant la nomenclature des deu methodes.....	76
Tableau 4.8 Comparaison des criticité de DOW F&EI et les criticits de HAZOP	76
Tableau 4.9 Comparaison des résultats des deux methodes	78
Tableau 4.10 Les marges d'indice appropriée aux criticités de la méthode HAZOP	78
Tableau 4.11 Indice de risque F&EI et poids proposé pour l'ajustement	79
Tableau 4.12 Resultats de la methode DOW F&EI après ajustement	80

Liste des figures

Figure 1.1 La gestion du risque	17
Figure 1.2 L'évaluation des risques	18
Figure 1.3 Les étapes de BLEVE d'un cylindre stockages	19
Figure 1.4 Les étapes d'un UVCE d'un bac (à toit fixe) de stockage	20
Figure 1.5 Les étapes d'un incendie de lot de stockage	20
Figure 1.6 Différentes phases de développement de l'émission et la dispersion des produits chimique [10]	21
Figure 1.7 Les différentes phases de développement d'un feu de nappe	21
Figure 1.8 Les différentes phases de développement d'un BOIL-OVER	21
Figure 1.9 Les étapes d'une explosion de poussière dans une enceinte	22
Figure 1.10 Les différentes phases de développement d'une explosion de produits explosibles [10].....	22
Figure 1.11 Différentes couches de protection suivant LOPA	24
Figure 2.1 Procédure de calcul F&EI et d'autres informations d'analyse des risques	30
Figure 2.2 Attribution de scores des liquides ou gaz en cour de traitement (plot de l'équation II-6).....	39
Figure 2.3 Quantité de matière inflammable/instable pour les liquides ou les gaz dans le stockage (plot des équations (II.7), (II.8), (II.9)).....	40
Figure 2.4 Les combustibles solides dans le stockage/ Poussière dans le procédé (plot des équations (II-10) et (II-11))	41
Figure 2.5 Score pour les équipements à combustion	43
Figure 2.6 Procédure de calcule LL-F&EI.....	54
Figure 3.1 Situation géographique Hassi R'mel	58
Figure 3.2 Vue aérienne des installations du module 4 (MPP4)	58
Figure 3.3 Section de stockage du GPL.....	61
Figure 3.4 Section de stockage du condensat.	62
Figure 4.1 Relation entre l'indice de risque et les poids des criticités proposées.....	79
Figure 5.1 Aperçu du tableau de bord (pompe condensat).....	84
Figure 5.2 Aperçu du tableau de bord (section de stockage)	85
Figure 5.3 Aperçu du tableau de bord (pompe condensat 2) après la mise en place de système sprinkler	87
Figure 5.4 Aperçu du tableau de bord (section de stockage) après la mise en place de système sprinkler	88
Figure 5.5 Résultats obtenus à partir du tableau de bord	91

LISTE DES ABRÉVIATIONS

AIChE	American Institute Of Chemical Engineers
ARC	Calorimètre Adiabatique De Réaction
ATEX	Atmosphère Explosibles
BLEVE	Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion
BI	Business Interruption
BP	Boiling Point
BTU	British Thermal Unit
CNDG	Centre National De Dispatching De Gaz
CE	Chemical Engineering
CPI	Chemical Process Industries
CSTF	Centre De Stockage Et De Transfert
CTH	Centre De Traitement Des Huiles
DP	Division Production
DF	Damage Factor
ETA	Event Tree Analysis
FDS	Fiche De Données De Sécurité
FMEA	Failure Mode And Effect Analysis
F&EI	Fire And Explosion Index
FTA	Fault Tree Analysis
FP	Flash Point
GPL	Gaz De Pétrole Liquéfié
HAZOP	Hazard And Operability Study
ISD	Inherently Safer Design

LL-F&EI	Taking Credit For Loss Control Measures In The Plant With The Likely Loss Fire And Explosion Index
LOPA	Layers Of Protection Analysis
LCCF	Loss Control Credit Factor
MPP	Module Processing Plant
MF	Material Factor
MPDO	Maximum Probable Days Outage
MPPD	Maximum Probable Propeny Damage
NFPA	National Fire Protection Association
PHAST	Process Hazard Analysis Software Tool
PreHA	Preliminary Hazard
QRA	Quantitative Risk Assessment
RTE	Région De Transport Est
SBC	Station De Boosting Et Compression
SBN	Station De Boosting Nord
SCS	Station De Compression Sud
SRGA	Station De Récupération Des Gaz Associés
SH	Sonatrach
UVC	Unconfined Vapor Cloud Explosion
VCE	Vapor Cloud Explosion

Introduction générale

Introduction générale

Actuellement, la plupart des produits de grande consommation sont issus des industries chimiques et pétrolières qui sont génératrices des risques majeurs, en effet ces industries utilisent tout au long des processus de fabrication, de manipulation et de transport ou stockage des substances dangereuses. Par conséquent l'ensemble des entreprises veillent à assurer une bonne maîtrise de ces risques.

La veille sécuritaire est la responsabilité de toutes les parties de l'entreprise d'où l'importance de la disponibilité permanente de l'information sécuritaire qui doit arriver aux différentes parties de l'entreprise. Cette information doit être claire, simple, sûre et comprise par tous les éléments de l'entreprise quel que soit leur domaine ou leur hiérarchie.

D'autre part la maîtrise des risques majeurs est une obligation légale qui se base sur une analyse des risques pour déterminer les scénarios d'accidents majeurs afin d'identifier les barrières de sécurité (prévention et protection) nécessaires. Le management de ces barrières est un élément essentiel pour la maîtrise des risques majeurs dans l'entreprise. Les informations sur les efforts déployées dans l'entreprise pour maintenir les barrières de sécurité en bon état (inspections, les tests, le tarage et la réparation des barrières) sont traduites sous forme des rapports soumis à l'approbation des managers. Ces derniers fournissent aux managers l'information sur l'état des barrières de sécurité mais ne mesure pas l'influence de l'état des barrières sur le niveau de la sécurité de l'installation. De ce fait, les managers trouvent que ces informations sont d'une importance capitale lors de la prise de décision.

Nous avons été sollicité pour remédier à cette lacune de quantification des informations sur l'état des barrières de sécurité fournies aux managers en proposant un tableau de bord basé sur l'utilisation des indices obtenus par la méthode « *DOW fire and explosion index* » présentant l'état des barrières de sécurité sous formes d'indicateurs.

Mais les questions suivantes se posent :

- Est-ce que les indices de la méthode DOW F&EI peuvent être utilisés comme un indicateur de sécurité dans notre tableau de bord ?
- Est-ce que nous pouvons assurer l'intégrité de la méthode DOW F&EI dans le domaine pétrochimique ? Dans ce cas est-ce que les indices fournis sont autant crédibles pour être considérés comme source fiable d'information ?
- Est-ce que le tableau de bord établi à partir de l'indice DOW F&EI peut nous renseigner sur l'état actuel des barrières de sécurité ?

Ce mémoire est organisé principalement en quatre chapitres

En premier lieu, nous découvrirons certaines généralités qui introduisent et présentent la problématique de cette étude ainsi que les notions théoriques dans lesquels se sont basées les travaux de cette étude.

Ensuite, nous appliquons la méthode DOW qui est une méthode quantitative dont la mission est de faire une évaluation et appréciation du risque étudié relié aux différents équipements.

Par la suite, nous optons pour un ajustement de la méthode DOW par la méthode HAZOP.

Nous achevons notre travail par l'élaboration d'un tableau de bord de maîtrise de risques qui aura pour mission de faciliter la communication de l'information et la prise de décision aux managers

Chapitre 1
Analyse des risques

Analyse des risques

Introduction

Dans ce chapitre, nous aborderons les principales méthodes et définitions liées aux risques ainsi que le processus de gestion des risques en mettant l'accent sur le concept d'analyse des risques et les barrières de sécurité qui constituent les composantes essentielles de notre étude.

1.1 Analyse de risque

1.1.1 Le concept du risque

Le risque peut être défini comme étant " La chance que quelque chose d'indésirable se passe" [1] ou plus spécifiquement la probabilité qu'un événement spécifique (non désiré) se passe dans des circonstances bien précises. Plus simplement, le risque est la combinaison entre la probabilité d'occurrence d'un danger et la sévérité des conséquences de cette occurrence. Donc, le risque doit toujours contenir au moins deux composantes, la probabilité d'un événement et les conséquences.

Le risque peut généralement être exprimé soit :

- 1- Qualitativement ; e.g. haut, moyen, bas, tolérable, intolérable, acceptable.
- 2- Semi quantitativement ; où les deux principaux éléments du risque (probabilité et conséquences) sont définis qualitativement puis combinés, pour donner des valeurs pseudo quantitatives, qui pourront alors être classifiées l'un face à l'autre ;
- 3- Quantitativement ; en calculant la probabilité (ou fréquence) de l'occurrence d'un événement et les conséquences d'un tel événement.

Le tableau 1.1 donne une comparaison entre l'approche qualitative et quantitative dans le processus d'évaluation des risques.

Tableau 1.1 Comparaison entre les méthodes d'évaluation des risques qualitatives et quantitatives [1]

Quantitative	Qualitative
Fréquence numérique d'un événement non désiré	Evaluation non numérique
Dépendant de l'exactitude des données statistiques	Dépendant du jugement et de l'expérience.
Nécessite un travail intensif et par conséquent plus coûteux	Consomme moins de temps
Objective mais dépendant des fois du jugement	Dépendant du jugement, peut être subjective

1.1.2 La gestion du risque

Pour les dangers qui ont le potentiel de causer un accident majeur, la démonstration de l'acceptabilité du risque est nécessaire. Ce processus est appelé **gestion du risque**, c'est un

processus impliquant l'évaluation des risques, la réduction du risque et la planification d'urgence.

La gestion du risque est un processus itératif qui suit les étapes suivantes [1] :

- Faire une évaluation des risques.
- Mettre en place des mesures d'urgence.
- Déterminer si le risque a été réduit.
- Faire une analyse coût-bénéfices.
- Mettre en place les mesures de réduction à un niveau aussi bas que raisonnablement praticable (ALARP ; As Low As Reasonably practicable)

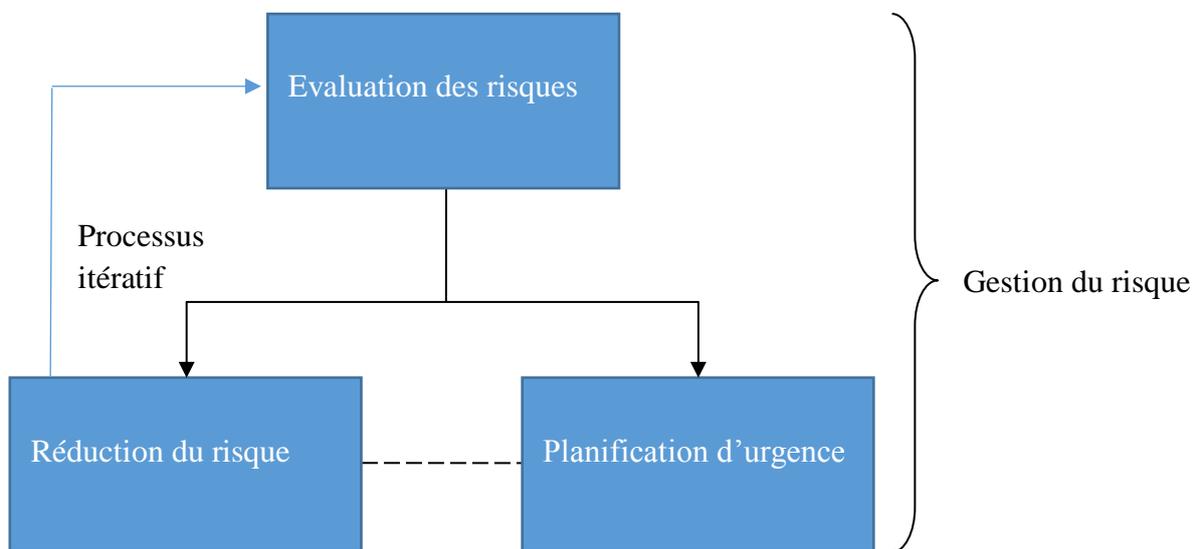


Figure 1.1 La gestion du risque [1]

Le schéma suivant illustre ces étapes :

Le management du risque implique une identification continue des dangers et une évaluation des risques associés à ces dangers. Cela nécessite une révision régulière et continue des mesures de réduction du risque pour assurer leur efficacité dans le cas de la survenue d'un accident et ce à travers la planification d'urgence.

1.1.3 Evaluation des risques

Le processus de l'évaluation des risques comporte :

- L'identification des dangers.
- La compréhension de la nature de ces dangers.
- L'évaluation des conséquences (à cours et à long terme).
- L'évaluation de la probabilité de leur occurrence.

L'évaluation des risques consiste en un ensemble d'étapes qui sont illustrées dans la figure suivante :

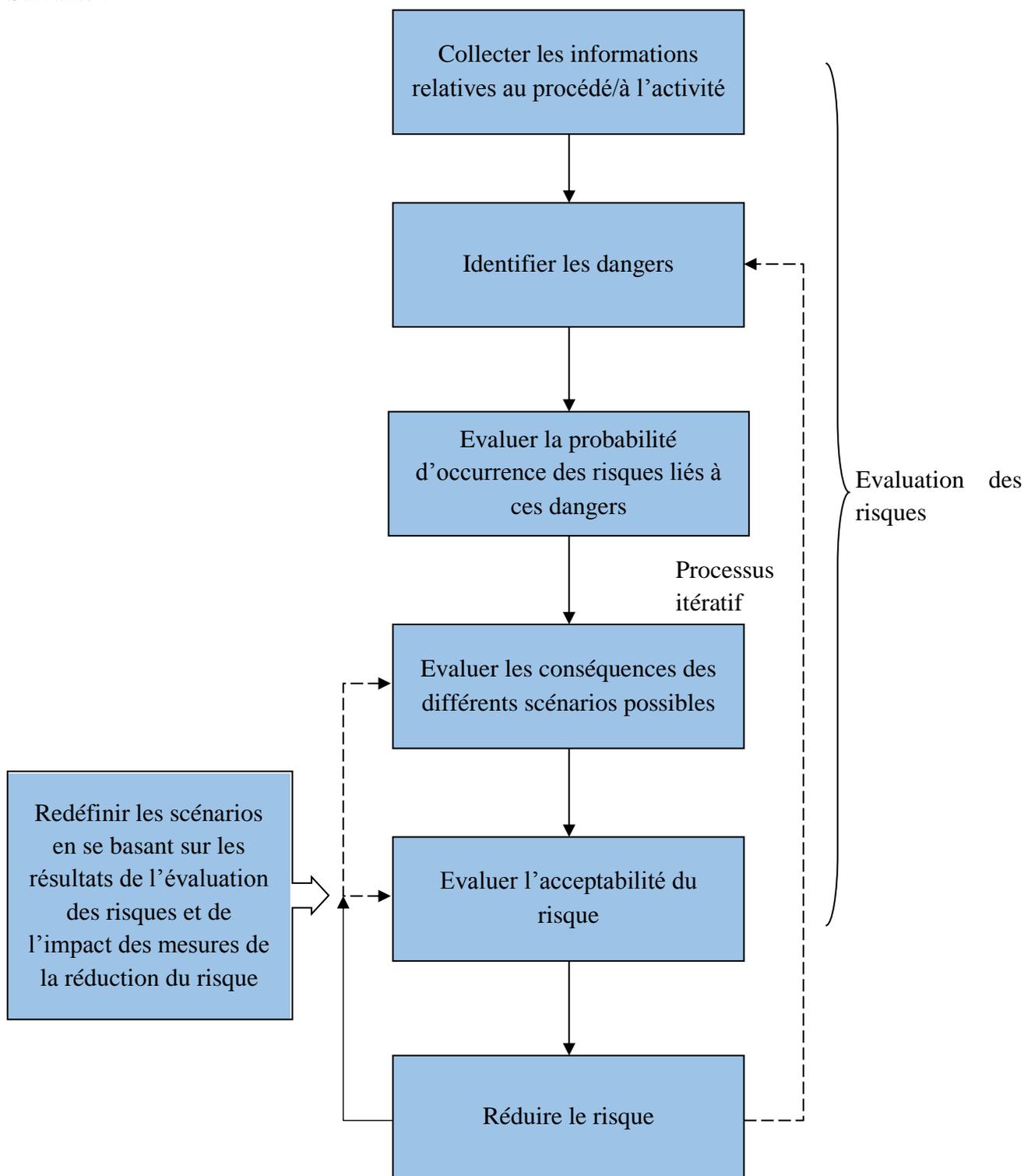


Figure 1.2 L'évaluation des risques [1]

1.1.4 Le concept ALARP [2]

ALARP (as low as reasonably practicable) ou parfois SFAIRP (so far as is reasonably practicable) signifient essentiellement la même chose et leur essence concerne la notion de **raisonnablement praticable** ; ceci a pour but de mesurer le risque comparé aux ennuis, temps

et argent que nécessitent le contrôle de ce risque. Donc, ALARP décrit tout simplement le niveau attendu du contrôle de risque.

Il serait possible de dépenser un temps infini, des efforts et beaucoup d'argent pour essayer de ramener le risque à un niveau zéro. Mais en contrepartie, qu'en est-il exactement. Pour le principe ALARP, cela signifie que le risque est assez bas et qu'essayer de le ramener à un niveau plus bas serait réellement plus coûteux que probablement n'importe quel coût qui découlerait du risque encouru lui-même. Ceci s'appelle "un risque tolérable".

1.1.5 Phénomènes dangereux

- Définitions

Le risque industriel majeur correspond au risque accidentel pouvant survenir sur les sites industriels et pouvant entraîner des conséquences graves pour les personnes, les biens et l'environnement.

On distingue plusieurs types d'effets, immédiats ou différés, consécutifs à un éventuel accident industriel :

- Les effets thermiques, consécutifs à un incendie ou une explosion,
 - Les effets de surpression, consécutifs à une explosion ou un éclatement,
 - Les effets toxiques consécutifs à une dispersion dans l'air de produit toxique volatil ou à un incendie dégageant des fumées toxiques,
 - Les effets de pollution, généralement consécutifs à l'épandage ou la fuite d'un produit toxique pour l'environnement sur le sol ou dans l'eau.
- *Nature, causes et effets*

Différents phénomènes pouvant aboutir à des accidents majeurs sont redoutés sur les sites industriels. En particulier, on peut citer :

- Le BLEVE :

« Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion », c'est-à-dire l'explosion de gaz en expansion provenant d'un liquide en ébullition (cas de l'accident de Feyzin, en 1966, 18 morts).

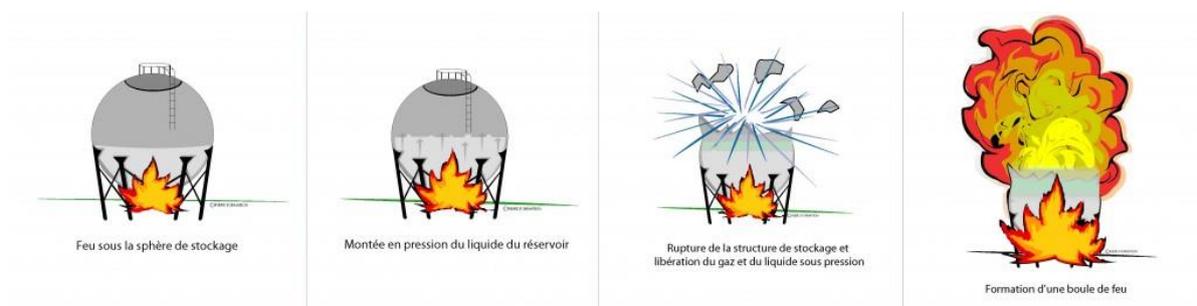


Figure 1.3 Les étapes de BLEVE d'un cylindre stockages [10]

Les stockages de gaz liquéfiés sous pression sont susceptibles d'être le siège d'un BLEVE. Il s'agit d'une vaporisation violente à caractère explosif consécutive à la rupture d'un réservoir contenant un liquide à une température très supérieure à sa température d'ébullition à pression

atmosphérique. Une des causes peut être l'échauffement d'une sphère de stockage prise dans un incendie. Celle-ci peut éclater sous l'effet de la pression interne : il y a alors projection de fragments et libération de gaz liquéfié instantanément vaporisé. Si le gaz en question est inflammable, il y a formation d'une boule de feu avec un rayonnement thermique intense. [10]

- L'UVCE : « *Unconfined Vapor Cloud Explosion* », c'est-à-dire explosion d'un nuage de gaz en milieu non confiné (cas de l'accident de Flixborough, en 1974, 28 morts).

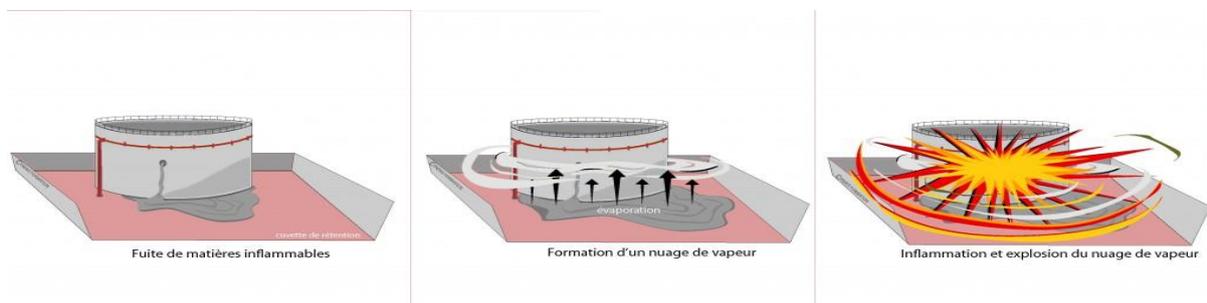


Figure 1.4 Les étapes d'un UVCE d'un bac (à toit fixe) de stockage [10]

Suite à une fuite de gaz inflammable, le mélange du gaz et de l'air forme un nuage qui en rencontrant une source d'inflammation peut exploser. Les effets sont essentiellement des effets de pression. [10]

- L'incendie d'un stock de produits en entrepôts par exemple : aux effets thermiques de l'incendie en lui-même peuvent s'ajouter, suivant la nature des produits stockés, des risques d'explosion et des risques toxiques.

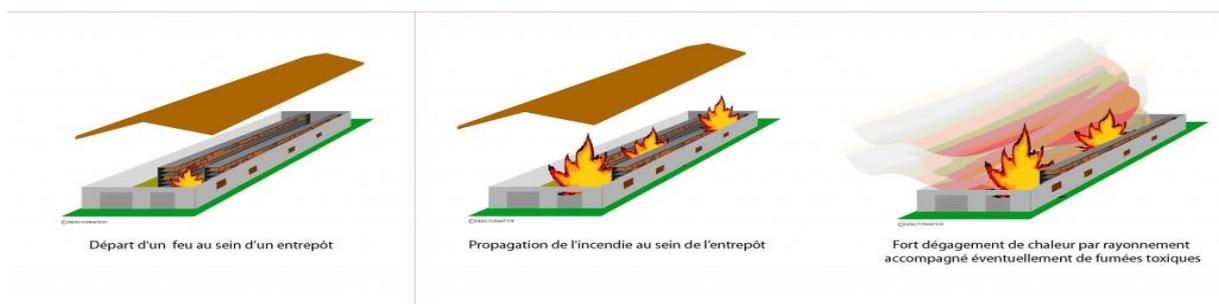


Figure 1.5 Les étapes d'un incendie de lot de stockage [10]

- L'émission et la dispersion de produits toxiques :

Lors d'un accident majeur, suite à une explosion, un incendie ou une fuite importante, conduisant à une pollution de l'air, de l'eau, du sol, entraînant des conséquences mortelles (accident de Bhopal en 1984) ou des contaminations durables des sols et des conséquences possibles pour la santé (accident de Seveso en 1976). [10]



Figure 1.6 Différentes phases de développement de l'émission et la dispersion des produits chimique [10]

- Le feu de nappe :

Lorsqu'une nappe de liquide inflammable, produite à la suite de la perte de confinement d'un réservoir, prend feu. Celui-ci peut générer des effets thermiques importants.

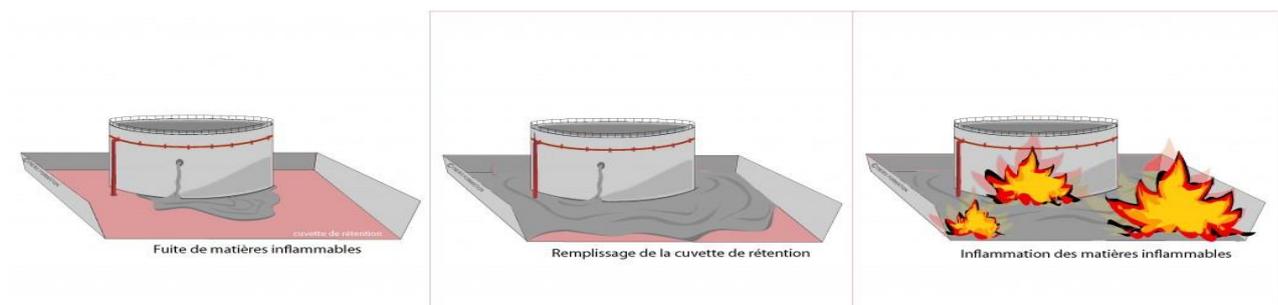


Figure 1.7 Les différentes phases de développement d'un feu de nappe [10]

- Le Boilover, classique ou en couche mince :

Phénomène pouvant être rencontré en cas d'incendie de bacs d'hydrocarbures relativement visqueux (fioul lourd, gazole, fioul domestique) lorsque de l'eau est présente au fond du bac.

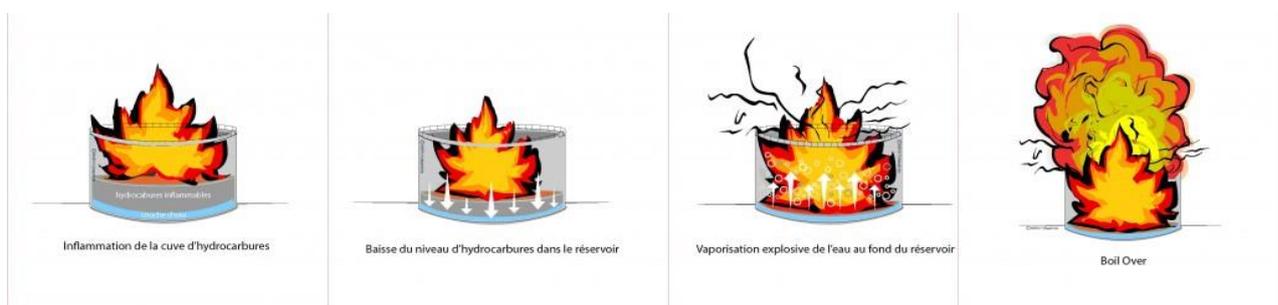


Figure 1.8 Les différentes phases de développement d'un BOIL-OVER [10]

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, formant un effet piston qui projette violemment l'hydrocarbure vers le haut. Il y a formation d'une boule de feu, et épandage d'hydrocarbure enflammé tout autour du bac. Ce phénomène donne lieu à des effets

thermiques. Suivant la nature de l'hydrocarbure impliqué, ce phénomène peut être plus ou moins violent (cas de l'accident Port Edouard Herriot en 1987). [10]

- L'explosion de poussières

Phénomène entraînant des effets de surpression et de projection.

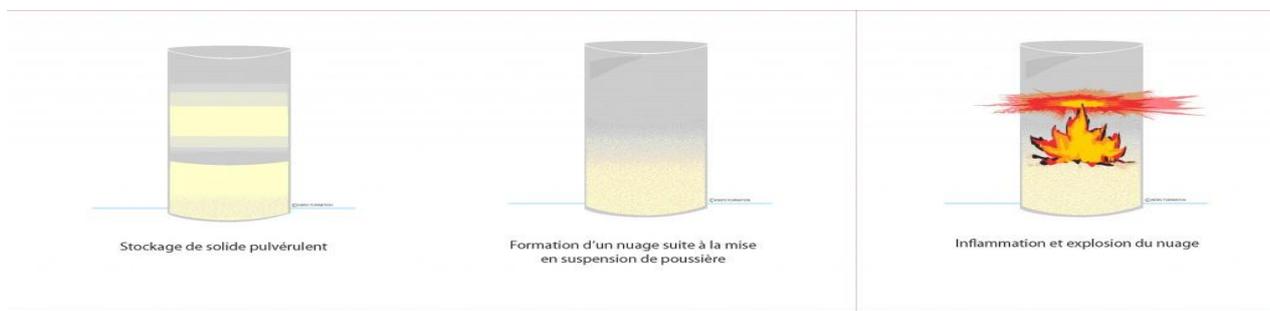


Figure 1.9 Les étapes d'une explosion de poussière dans une enceinte[10]

- L'explosion de produits explosibles :

Tels que les produits pyrotechniques ou, dans certaines conditions, certains engrais (cas de l'accident d'AZF en Toulouse en 2001, 30 morts) [10]

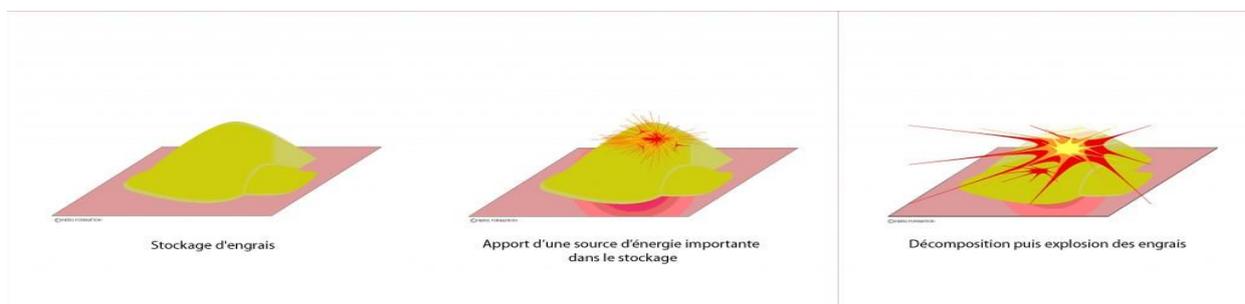


Figure 1.10 Les différentes phases de développement d'une explosion de produits explosibles [10]

1.2 Le concept de barrières de sécurité

1.2.1 Différents types de barrières

La maîtrise des risques repose en partie sur la performance des barrières de sécurité mises en œuvre. Pour avoir une vision plus exhaustive des différents types de barrières qui peuvent être valorisés, le lecteur pourra se référer à l'article [SE 4 057]. Au-delà du vocable, il paraît nécessaire de bien redéfinir l'utilité des barrières de sécurité. Celles-ci sont mises en place dans le but :

- De réduire la probabilité ou fréquence d'occurrence d'un scénario d'accident (on parle alors de barrières de prévention) ;
- De réduire l'intensité des effets associés à un scénario d'accident (on parle alors de barrières de mitigation ou protection).

À titre de rappel, dans le cadre des EDD, les barrières de sécurité doivent correspondre à l'une des trois catégories telles que définies dans le guide OMEGA 10 de l'INERIS [INR 08] :

- Les barrières humaines ;

- Les barrières techniques ;
- Les systèmes à action manuelle de sécurité (SAMS).

Les barrières techniques regroupent les systèmes instrumentés de sécurité (SIS) et les dispositifs de sécurité actifs et passifs.

Remarque

Les barrières composées par des éléments techniques et des actions humaines entrent dans la catégorie des systèmes à action manuelle de sécurité (SAMS).

Une bonne maîtrise des risques repose sur un compromis entre barrière de prévention et barrière de mitigation. Il faut toujours veiller à conserver un équilibre dans la répartition des barrières, la notion de barrière de sécurité tend peu à peu à disparaître au profit des mesures de maîtrise des risques (MMR).

1.2.2 Principe des couches de protection

1.2.2.1 Description des différentes couches de protection

Dans une optique de réduction des risques, les industriels sont amenés à mettre en place différentes barrières prévues, soit pour prévenir l'apparition d'un accident (barrière de prévention), soit pour en limiter les conséquences (barrière de mitigation et de protection). [4]

À ce titre, la méthode LOPA introduit le concept de « couches de protection » présenté en figure 1.15. Ce concept repose sur le principe que les moyens mis en œuvre dans le but de réduire les risques sont nombreux et diversifiés. Ces différents moyens sont prévus pour intervenir de manière graduelle dans le temps. En d'autres termes, ces différentes couches vont être « sollicitées » tour à tour avec pour objectif de « stopper » le déroulement du scénario d'accident ou d'en réduire les effets [4].

Au regard de la figure 1.15, la méthode LOPA définit huit couches de protection [4] :

- a. Correspond à la conception de procédés « sûrs » et la conception des équipements qui contribuent à réduire de manière significative les risques ;
- b. Correspond à la conduite du procédé dont le but est de détecter l'apparition de dérives (augmentation du niveau dans une capacité, par exemple) afin de mettre en place des actions permettant de contrer cette dérive (régulation du débit d'alimentation de la capacité, par exemple) ;
- c. Correspond aux alarmes et interventions humaines dont le but est d'alerter de l'atteinte d'une valeur seuil, signe précurseur d'un défaut dans la conduite du procédé. Dans le cas où la conduite est gérée depuis une salle de contrôle, des actions humaines peuvent être tentées pour rétablir le procédé dans des conditions sûres ;
- d. Correspond aux systèmes instrumentés de sécurité (SIS) dont le but est de mettre le procédé dans un état sûr en cas de dépassement de valeurs seuils (par exemple, niveau haut ou très haut de sécurité) ;
- e. Correspond à des sécurités physiques dont le but est d'assurer la mise en sécurité du procédé par une action mécanique (par exemple, ouverture de soupapes d'une capacité en cas de pression interne supérieure à la pression de tarage des soupapes) ;
- f. Correspond aux protections post-décharge dont le but est de permettre de limiter des conséquences dans le cas où la survenue de l'événement redouté ne pourrait

- être évitée (par exemple, la cuvette de rétention qui a pour objectif de limiter la surface de la nappe formée consécutivement à un épandage de liquide) ;
- g. Correspond aux plans d'urgence internes à un site dont le but est de déployer des moyens d'intervention et de secours en cas d'accident (par exemple, l'intervention des camions de lutte incendie propres à un site pour lutter contre un incendie) ;
 - h. Correspond aux plans d'intervention dont le but est de réduire l'exposition des cibles à un phénomène dangereux. Ces plans peuvent être déployés vis-à-vis de phénomènes dangereux dont la cinétique peut permettre d'envisager une évacuation des cibles.

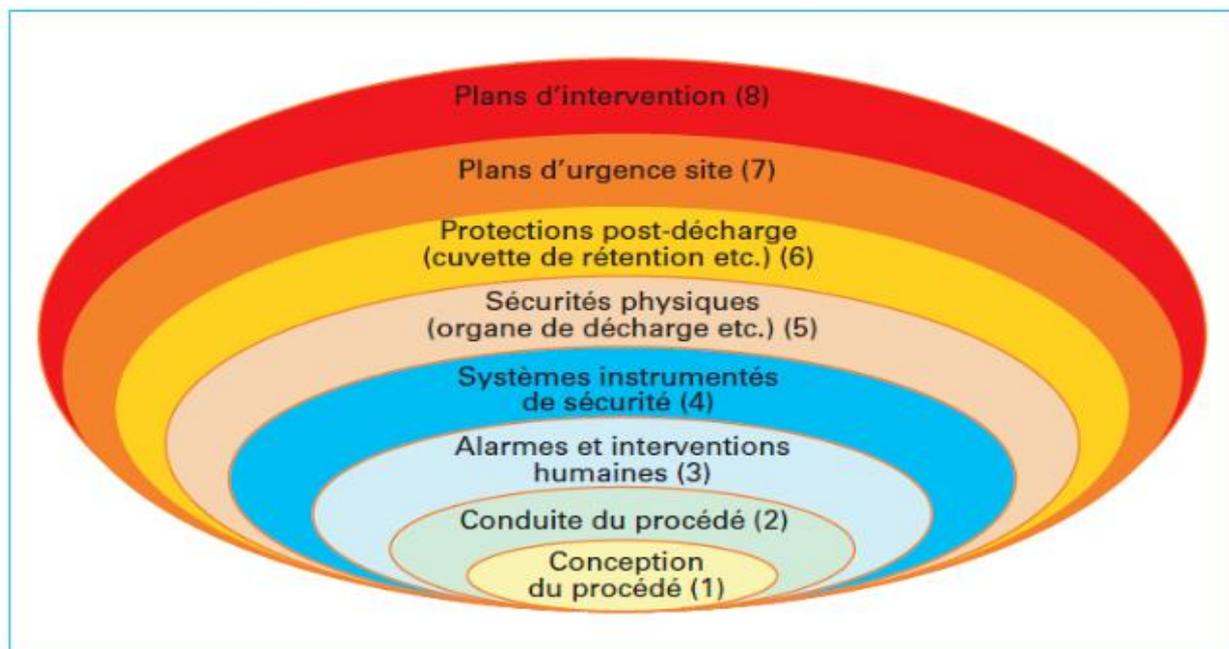


Figure 1.11 Différentes couches de protection suivant LOPA [4]

Remarque

La méthode LOPA considère la conception du procédé et les systèmes de supervision comme des couches de protection. Dans le cadre des ICPE, l'administration ne considère pas ces deux couches comme de « réelles » barrières car elles peuvent se révéler inefficaces dès lors que les événements initiateurs à l'origine de la séquence accidentelle sortent du cadre du fonctionnement normal ou des dérives « prévisibles » du procédé [4].

Ces huit couches peuvent être réparties en trois catégories :

- les couches dites de prévention prévues pour « stopper » le déroulement de la séquence accidentelle avant l'apparition d'un événement redouté (par exemple, la libération de produit à l'atmosphère) ;
- les couches dites de mitigation prévues pour limiter les conséquences dans le cas où la survenue de l'événement redouté ne pourrait être évitée (c'est-à-dire en cas de défaillances de l'ensemble des couches de prévention) ;
- les couches dites de protection prévues pour « limiter » l'exposition des « cibles » vis-à-vis des phénomènes dangereux liés à la réalisation de l'événement redouté.

La répartition des différentes couches dans l'une des catégories précédentes est présentée dans le tableau 2-1. [4]

Tableau 1.2 Répartition des 8 couches de protection définies dans la méthode LOPA [4]

Catégorie	Couches de protection
Couches de prévention	<ul style="list-style-type: none">- Conception du procédé- Conduite du procédé- Alarmes et interventions humaines
Couches de mitigation/protection	<ul style="list-style-type: none">- Systèmes instrumentés de sécurité- Sécurités physiques (organes de décharge, etc.)- Protections post-décharge (cuvette de rétention, etc.)- Plans d'urgence site- Plans d'intervention

1.2.3 Critères de performance des barrières

1.2.3.1 Définitions des critères de performance

Quels que soient le nombre et la nature des barrières mises en place, il existera toujours un scénario d'accident. En d'autres termes, malgré toutes les mesures de prévention et protection qu'il est possible de mettre en œuvre, le « risque zéro » n'existe pas. En effet, les barrières n'ont pas pour finalité de supprimer les risques, mais uniquement d'en réduire la criticité.

Lorsque des barrières de sécurité sont mises en place vis-à-vis d'un scénario, ce dernier ne peut survenir que dans le cas où l'ensemble des barrières ne remplissent pas leur fonction de sécurité. Plusieurs causes peuvent expliquer qu'une barrière ne remplisse pas sa fonction de sécurité :

- La barrière est défaillante ;
- La barrière remplit sa fonction de manière trop tardive ;
- La barrière n'est pas efficace.

Pour chacune de ces causes, il existe un critère d'évaluation qui permet de juger de la performance d'une barrière :

- La probabilité de défaillance ;
- Le temps de réponse ;
- L'efficacité.

Conclusion

Ce chapitre nous a permis d'avoir une idée générale sur les différentes composantes liées à l'analyse de risque et les phénomènes dangereux.

Afin d'éviter des risques potentiels et de rester préventifs, les industries implantent des systèmes de sécurité composés de barrières.

Chapitre 2 : méthodes d'analyse des risque

Chapitre 2 : méthodes d'analyse des risque

Introduction :

Dans le chapitre suivant nous expliquerons les différentes méthodes d'analyse de risque, DOW F&EI, HAZOP et LL-F&EI, que nous utiliserons dans cette étude.

2.1 MÉTHODE DOW' S FIRE AND EXPLOSION INDEX

Le risque d'incendie et d'explosion dépend de la réactivité potentielle réaliste des équipements de procédé et de leur contenu. Les mesures quantitatives utilisées dans l'analyse de ce risque sont basées sur les données historiques de perte, le potentiel énergétique de la matière étudié, et la mesure dans laquelle les pratiques de prévention des pertes sont appliquées assurant les bonnes pratiques de sécurité. [18]

2.1.1 Historique et évolution

Depuis la première édition du guide de la méthode *DOW' s Fire and Explosion Index* qui a été publié en 1964, l'indice d'incendie & d'explosion (*F & EI*) a évolué à travers les 29 dernières années en un indice global qui donne une valeur relative au risque de pertes individuelles d'une unité de traitement en raison des incendies et des explosions potentielles. [18]

Le but principal de la méthode *F & EI* est de servir comme guide pour le choix des méthodes de protection contre les incendies. Son objectif plus large était d'avoir une méthode pour le classement relatif des unités de traitement individuelles axées sur les éléments clés de l'équipement.

Cet indice a été largement utilisé dans la compagnie *DOW Chemical* et dans d'autres entreprises. Il est le principal indice de risque reconnu par l'industrie chimique. Le guide *F&EI* fournit des informations clés pour aider à évaluer le risque global d'incendie et d'explosion. Il peut être utilisé en conjonction avec l'exposition aux produits chimiques et d'autres informations de procédé pour aboutir à une analyse des risques, afin de mieux comprendre les risques potentiels pour une unité de production. Cette analyse de risque est une partie importante du processus d'audit consolidé. [18]

F&EI est l'un des outils utilisés pour l'évaluation du risque d'incendie, d'explosion et de réactivité de l'équipement d'un procédé et de son contenu. Le guide de classification des risques

F&EI a été rendu disponible par *l'American Institute of Chemical Engineers (AIChE)*, ainsi plusieurs pays ont référencé celui-ci dans leurs réglementations gouvernementales respectives. [18]

2.1.2 Place de *F&EI* par rapport aux autres méthodes d'analyse des risques

Avec l'amélioration continue du niveau de productivité, plus d'attention a été accordée à la sécurité des installations. Dans l'industrie chimique, les principes d'une conception intrinsèques sûre appelée *Inherently Safer Design (ISD)* sont mis en œuvre pour prévenir et limiter les risques des procédés de l'industrie chimique ou *Chemical process industries (CPI)*. L'intégration de l'*ISD* dans la conception des procédés chimiques et l'optimisation des procédés fournit un outil pour évaluer la sécurité des installations chimiques. En conséquence, cet outil peut à la fois assurer la santé et la sécurité de toutes les personnes impliquées dans les usines, ainsi que la protection de l'environnement.

Pour parvenir à une conception intrinsèque sûre (*ISD*) et l'optimisation des procédés, l'évaluation de la sécurité est indispensable. Il existe différentes méthodes d'évaluation des risques. En général, [18]

Ces méthodes peuvent être classées en deux catégories [18] :

- (a) Les techniques d'évaluation qualitative de sécurité, tels que l'analyse préliminaire des risques (*PreHA*), *Checklist*, l'analyse *What-If*, l'analyse *Hazard and Operability (HAZOP)*, etc. ;
- (b) Les techniques d'évaluation quantitative de la sécurité, tels que l'analyse des couches de protection (*LOPA*), *DOW Fire and explosion Index (F & EI)*, analyse de l'arbre de défaillances (*FTA*), analyse de l'arbre des événements (*ETA*), etc.

Chaque méthode a son application spéciale. Parmi toutes les techniques d'évaluation, *DOW fire and explosion Index (F & EI)* est la plus largement utilisée dans les unités de traitement chimiques. [18]

2.1.3 Objectif de F&EI

L'objectif de la méthode F & EI est de :

1. Quantifier les dommages attendus des potentiels d'incendie, d'explosion et de réactivité en termes réalistes ;
2. Identifier les équipements qui seraient susceptibles de contribuer à la création et la progressivité d'un incident ;
3. Communiquer le potentiel de risque F & EI à la direction (les dirigeants et les managers).

L'objectif du système *F&EI* est basé sur le calcul d'un indice en fonction du facteur de risque et l'inventaire de la matière, pour estimer le degré du risque d'incendie et d'explosion. Il s'agit de rendre l'ingénieur conscient du potentiel des pertes de chaque unité de traitement, l'aider à identifier les moyens de réduction de la gravité, et les pertes résultant de potentiels incidents d'une manière efficace et rentable. [18]

L'évaluation des compagnies d'assurance est généralement basée sur l'exposition potentielle du pire incident imaginable. Elles pourraient prévoir, par exemple, l'évaporation instantanée et l'inflammation totale d'une décharge de réacteur ; et l'estimation des coûts d'assurance, déterminés par le biais de cette analyse peut être extrêmement élevée. D'un point de vue réaliste, ce genre de situation est rare. [18]

La méthode *DOW F & EI* vise à déterminer la perte maximale réaliste qui peut se produire dans une installation de traitement (ou unité de traitement) ou une installation connexe, ainsi que les pertes qui pourraient effectivement apparaître dans des conditions d'exploitation les plus défavorables. Le calcul est basé sur des données quantifiables. Le taux de déversement fini, la température du procédé par rapport aux points d'éclair, le point d'ébullition et la réactivité des matières sont quelques-unes des nombreuses contributions à un incident probable.

Les risques des procédés qui contribuent à l'ampleur et la probabilité des éventuelles pertes ont été qualifiés de « scores » et affectés de valeurs variant de 0 à 2, pour fournir ensuite des facteurs de calcul. Un score peut ne pas être appliqué à une situation spécifique, comme il peut être ajusté. [18]

2.1.4 Utilisation

Bien que la méthode *F & EI* est principalement conçue pour toute opération dans laquelle une matière inflammable, combustible ou réactive est stockée, manipulée ou traitée, il peut

également être utilisé dans l'analyse du potentiel de perte des eaux usées, les installations de traitement, les systèmes de distribution, les pipelines, les redresseurs, les transformateurs, les chaudières, les oxydants thermiques et certains éléments des centrales électriques.

Le système peut également être utilisé dans l'évaluation des risques de petits procédés avec un inventaire modeste des matières potentiellement dangereuses. De plus, son application aux usines pilotes est fortement recommandée. [18]

2.1.5 Méthodologie de calcul de F&EI

2.1.5.1 Procédure de calcul F&EI

Le calcul des indices *DOW* 's *F&EI* est composé des étapes représentées en figure 2.1 . Pour calculer *F&EI*, les documents suivants sont requis :

1. Les plans de l'installation et/ ou diagrammes de flux du procédé ;
2. Les données sur les coûts de remplacement de l'équipement étudié ;
3. Le Guide de classification des risques de l'indice d'incendie et d'explosion
4. Le résumé du formulaire de l'indice d'incendie et d'explosion.

L'indice *F&EI* a deux composantes : le facteur de risque de l'unité de traitement (F_3) et le Facteur matière (*MF*), exprimé par l'équation (II-1).

F_3 se compose du risque de procédé général (F_1) et le risque de procédé spécial (F_2), (équation II-2).

F_3 , F_1 , F_2 et *MF* sont abordés ci-après.

$$\mathbf{F\&EI = F_3 \times MF} \quad \mathbf{II. 1}$$

$$\mathbf{F_3 = F_2 \times F_1} \quad \mathbf{II. 2}$$

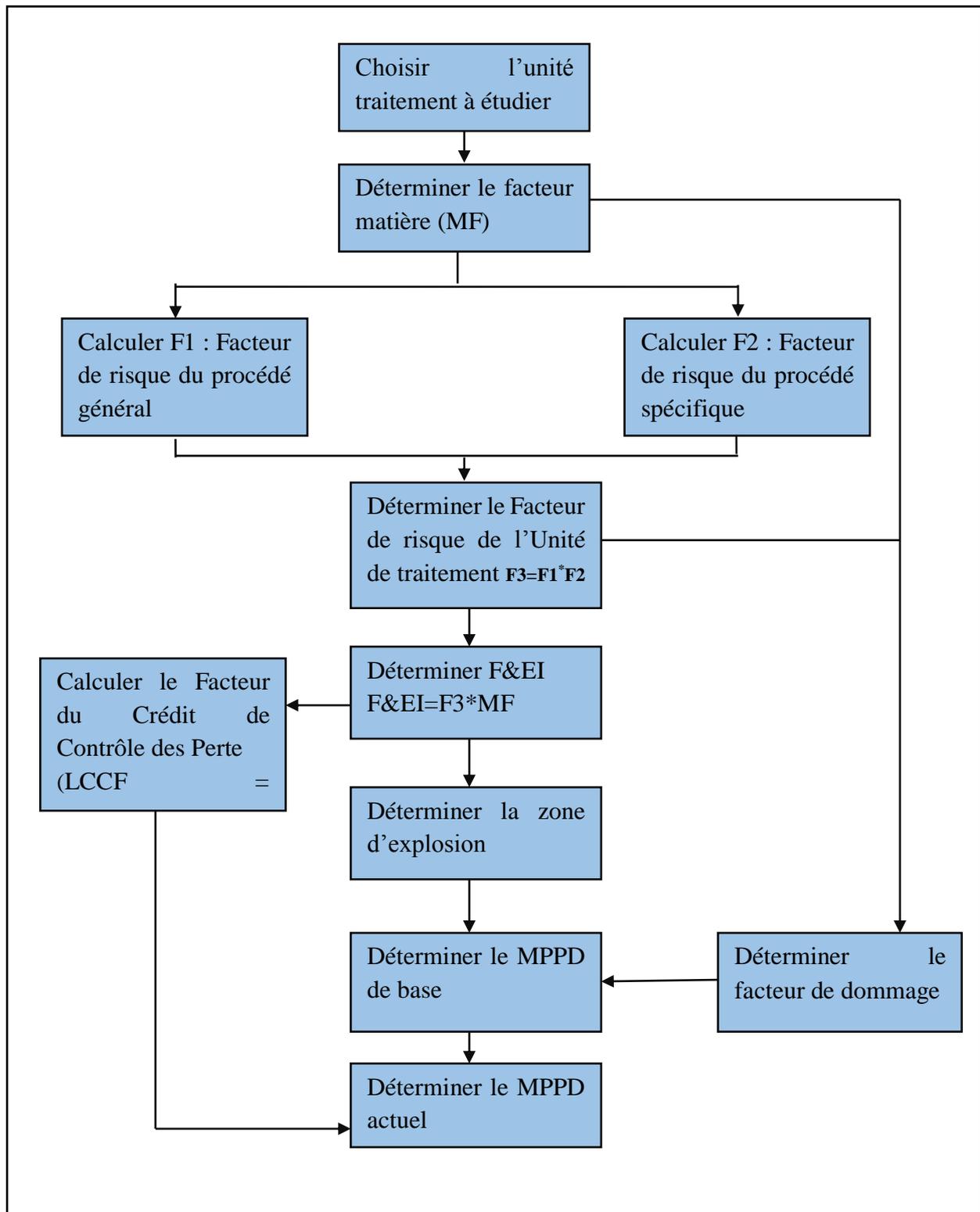


Figure 2.1 Procédure de calcul F&EI et d'autres informations d'analyse des risques [18]

2.1.5.2 L'unité de traitement pertinente

L'indice *F & EI* est un outil qui permet de déterminer la zone des dommages matériels. Il permet également de prédire les dommages physiques impliquant l'interruption des activités qui pourraient se produire dans le cas d'un incident.

La première étape pour faire le calcul du $F & EI$ exige l'aide d'une procédure efficace et logique pour déterminer quelle unité de traitement devrait être étudiée. Une unité de traitement est définie comme tout élément majeur de l'équipement d'un procédé.

Une unité de traitement consiste en l'installation de production, y compris les procédés chimiques, les processus mécaniques, les entrepôts, les lignes d'emballage, etc.

La zone de traitement d'une usine de latex par exemple pourrait être composée des unités de traitement suivantes : les réservoirs de stockage des matières premières, les pompes d'alimentation d'un réacteur, les décapants, les réservoirs de récupération et les réservoirs de stockage de latex.

Un entrepôt peut aussi être considéré comme une unité de traitement. Les matières stockées dans une zone à parois non résistantes au feu, ou dans la zone de stockage totale, où les murs coupe-feu ne sont pas armés, constituerait une unité de traitement. [18]

Il est bien clair que la plupart des unités industrielles ont de nombreuses unités de traitement.

Toutefois, pour calculer l'indice d'incendie et d'explosion, seules les unités de traitement qui pourraient avoir un impact d'un point de vue de prévention de perte devraient être évaluées. Par conséquent, ces facteurs importants doivent être pris en considération lors de la sélection des unités de traitement en cours d'évaluation. Il s'agit de :

- Réactivité et l'inflammabilité de la matière ;
- Quantité de matière dangereuse ;
- Interruption de l'activité ;
- Pression et température d'exploitation ;
- L'historique des incidents d'incendie et d'explosion liés au même type d'unité de traitement.

La destruction d'un équipement critique ou peu disponible dans le marché, dans ou près d'une zone de traitement, pourrait engendrer de nombreux jours d'arrêt. Quelle que soit les dommages causés par l'incendie et/ou l'explosion, cela pourrait créer de grandes pertes dues à l'interruption des activités. La perte de tel équipement critique justifie sa sélection, comme unité de traitement pertinente.

Il n'y a pas de règles strictes et rapides concernant le choix des unités de traitement pour l'évaluation. Pour déterminer quelle pièce d'un équipement, au plus grand potentiel d'incendie et d'explosion, il est recommandé de consulter les ingénieurs expérimentés de l'installation, les spécialistes de la sécurité des procédés et de la prévention des pertes ou autres ayant une expérience dans le procédé.

2.1.5.3 Facteur matière (MF)

Le facteur matière représente le taux intrinsèque de libération de l'énergie potentielle causée par un incendie ou une explosion produite par la combustion et/ou réaction chimique des produits chimiques présents. Il est le point de départ fondamental du calcul du $F & EI$ et joue un rôle essentiel dans sa valeur. Ce facteur est obtenu à partir des paramètres N_R qui caractérise la réactivité et N_F qui caractérise l'inflammabilité des produits chimiques. [18]

L'annexe -A- fournit une liste des produits chimiques principalement utilisés dans les procédés chimiques (*Chemical Process Industries (CPI)*) et de leur MF. Pour les produits chimiques non listés, les données peuvent être obtenues à partir de la fiche de données de sécurité (*FDS*).

Si les produits chimiques ne sont pas répertoriés dans les *FDS* ou dans l'Annexe -A-, le facteur MF peut être déterminé à partir des valeurs des paramètres N_F et N_R , applicables pour des températures allant jusqu'à 60°C. Le facteur MF pour les produits chimiques / matières exposés à des températures supérieures à 60°C doit être ajusté par la procédure appelée « température d'ajustement du facteur matière ». Les valeurs d'inflammabilité (N_F), et de réactivité (N_R) et leurs descriptions qualitatives sont présentées dans le Tableau 2.1 et le Tableau 2.2, respectivement. [18]

Tableau 2.1 Guide de détermination du facteur de matière (MF) et les classifications NF [18]

Inflammabilité (Gaz ou liquide) ¹	NFPA 325 M ou 49	Réactivité / instabilité				
		$N_r = 0$	$N_r = 1$	$N_r = 2$	$N_r = 3$	$N_r = 4$
Non-combustible ²	$N_F = 0$	1	14	24	29	40
F.P > 200 °F	$N_F = 1$	4	14	24	29	40
100 °F < F.P > 200 °F	$N_F = 2$	16	14	24	29	40
- 73 °F < F.P > 100 °F - ou F.P < 73 °F et BP ≥ 100 °F	$N_F = 3$	16	16	24	29	40
F.P < 73 °F et BP ≥ 100 °F	$N_F = 4$	21	21	24	29	40
Poussière inflammable ³				24	29	40
St-1 ($K_{st} \leq 200$ Bar m/ sec)		16	16	24	29	40
St-2($K_{st} = 201 - 300$ Bar m/ sec)		21	21	24	29	40
St-3($K_{st} > 200$ Bar m/ sec)		24	24	24	29	40
Solides inflammables				24	29	40
Dense > 40 mm ⁴	$N_F = 0$	4	14	24	29	40
Ouvert ⁵	$N_F = 1$	10	14	24	29	40
mousse , fibre , poudre ,etc. ⁶	$N_F = 2$	16	16	24	29	40

Légende :

- FP= *Flash Point* (point d'éclair) ;
- BP= *Boiling Point* (point d'ébullition).
- ¹ : Comprend les matières volatiles ;
- ² : Ne brûlera pas à l'air lorsqu'il est exposé à une température de 1500 ° F (816 ° C) pendant une période de cinq minutes ;
- ³ : Les valeurs de K_{st} pour 16 L ou plus dans un récipient expérimental fermé avec une grande source d'inflammation. Voir la norme *NFPA 68* [24], Guide pour la décharge des déflagrations ;
- ⁴ : Comprend le bois à 2 pouces d'épaisseur nominale, les lingots de magnésium, les piles étanches des solides et les rouleaux de papier étanches ou d'un film plastique ;
- ⁵ : Comprend les matières granulaires épaisses tels que les granules de plastique
- ⁶ : Comprend les produits en caoutchouc.

Tableau 2.2 Description qualitative des valeurs de réactivité (N_R) [18]

N _R = 0	Les matières généralement stables, même en cas d'incendie qui comprend : <ul style="list-style-type: none"> • Les matières qui ne réagissent pas avec l'eau ; • Les matières qui présentent une réaction exothermique à 300°C < T < 500°C.
N _R = 1	Les matières qui sont normalement stables, mais instables à des pressions (P) et températures(T) élevées, comprennent : <ul style="list-style-type: none"> • Les matières qui changent ou qui se décomposent lors de l'exposition à l'air, à la lumière ou à l'humidité ; • Les matières qui présentent une réaction exothermique à 150°C < T < 300°C.
N _R = 2	Les matières qui subissent une transformation chimique violente à P et T élevées, qui comprennent : <ul style="list-style-type: none"> • Des matières qui présentent une réaction exothermique à T < 150 °C ; • Les matières qui peuvent réagir violemment avec l'eau ou former un mélange explosible avec de l'eau.
N _R = 3	Les matières susceptibles de provoquer une détonation, une décomposition ou une réaction explosive en présence d'une grande source initiale ou chauffé en ambiance confinée avant l'initiation. Qui comprend généralement : <ul style="list-style-type: none"> • Les matières qui sont sensibles aux chocs thermiques ou mécaniques à P et T élevés, • Les matières qui réagissent de manière explosive avec de l'eau, même en absence de chaleur ou de confinement.
N _R = 4	Les matières susceptibles de provoquer une détonation, une décomposition explosive ou une réaction explosive à P et T normale, y compris les matières sensibles au choc thermique ou mécanique localisé.

L'ajustement de la température est effectué lorsque la température de l'unité de traitement étudiée est supérieure à 60°C. Aucun ajustement n'est requis pour la matière qui présente une réactivité à une température inférieure à 60°C.

L'ajustement de la température du MF est obtenu en utilisant le tableau 2.3. "Le démarrage exothermique" est la température à laquelle la chaleur générant la température de réaction chimique est détectée dans un calorimètre adiabatique de réaction (ARC) ou calorimètre similaire. [18]

Tableau 2.3 Température d'ajustement du facteur matière [18]

Température d'ajustement du facteur matière	N _F	S _t	N _R
a. Entrez N _F (S _t pour les poussières) et N _R			
b. Si la température < 140 °F, aller à "e"			
c. Si la température est au-dessus démarrage exothermique et du point d'éclair ou si la température > 140 °F, tapez "1" sous N _F			
d. Si la température est supérieure à son auto-inflammation, entrez "1" sous N _R .			
e. Additionner chaque colonne, mais entrez 4 lorsque la somme est 5.			

Remarque : On utilise le tableau 2.2 et le tableau 2.3, pour déterminer MF

2.1.5.4 Facteur de risque de l'unité de traitement (F3)

Le facteur de risque de l'unité de traitement intègre tous les facteurs qui sont susceptibles de contribuer à l'apparition d'un incident d'incendie et d'explosion. La valeur numérique du facteur de risque de l'unité de traitement est déterminée par le risque du procédé général et le risque du procédé spécial qui sont décrits ci-après. [18]

- **Risque du procédé général (F1)**

Le risque du procédé général est l'ensemble des éléments qui ont historiquement joué un rôle important dans la détermination de l'ampleur des incidents potentiels, et sont applicables à la plupart des conditions du procédé. Le risque du procédé général comprend six éléments, à savoir, les réactions chimiques exothermiques, les procédés endothermiques, manipulation et transfert de la matière, unités de traitement ouvertes ou fermés, l'accès, le drainage et le contrôle des déversements, bien qu'il puisse ne pas être nécessaire d'appliquer chacun d'eux.

A cet effet, le risque du procédé général est la somme des scores attribués à chaque élément. [18]

- **Cas des réactions chimiques exothermiques**

Les scores attribués aux réactions chimiques exothermiques ne concernent que les réacteurs où les réactions chimiques ont lieu. Ces réactions sont classées en plusieurs catégories et chacune reçoit un score différent (Tableau 2.4). Les réactions chimiques considérées comprennent [18] :

Tableau 2.4 Score des réactions chimiques exothermique

Réaction exothermique	Score
Réaction exothermique légère (y compris l'hydrogénation, l'hydrolyse, l'isomérisation, la sulfonation et la neutralisation)	/ 0,30
Réaction exothermique modérée (y compris l'alkylation, l'estérification, les réactions d'addition, l'oxydation, la polymérisation, et la condensation)	/ 0,5
Réaction exothermique critique-au contrôle (tel que l'halogénéation)	1
Réaction exothermique particulièrement sensible (tel que la nitration)	1,25

- **Cas des procédés endothermiques**

Tous les procédés endothermiques dans un réacteur requièrent un score de 0,2, et lorsque l'énergie est fournie par la combustion d'un combustible solide, liquide ou gazeux, le score attribué est 0,4.

- **Cas de la manutention et du transfert de la matière**

Ce score considère le risque d'incendie dans l'unité de traitement au cours de la manutention, le transfert et le stockage de la matière. Le processus de chargement ou de déchargement des produits inflammables de classe I ou de type GPL avec les lignes qui peuvent être connectées ou déconnectées requiert un score de 0,50. [18]

L'air présent dans les centrifugeuses, les réacteurs discontinus, ou les mélangeurs (inertes ou non inertes) qui pourraient initier une inflammabilité ou de réactivité requiert un score de 0,50.

Les entrepôts de stockage ou les parcs de stockage (à l'exception des réservoirs de stockage) impliquant des produits dangereux avec un risque d'incendie requièrent un score de 0,85, 0,65, 0,40 et 0,25 et dépendent de l'inflammabilité des produits chimiques manipulés. [18]

L'utilisation des supports sans arrosage en rack ajoutera 0,20 au score.

- Unités de traitement couvertes / fermées

Une zone fermée est définie comme toute zone couverte avec au moins trois côtés ou une zone délimitée par une structure à ciel ouvert avec des parois sur tous les côtés. Une construction à ciel ouvert est généralement plus efficace que toute ventilation mécanique dans un espace clos, à moins que la ventilation ne soit conçue de sorte que tous les produits inflammables peuvent être recueillis et dispersés. Dans ce cas, le score sera réduit. Les catégories sont les suivantes [18] :

- Les collecteurs de poussière situés à l'intérieur d'une zone fermée requièrent un score de 0,50 ;
- La manipulation de fluides inflammables à une température supérieure à leur point d'éclair dans un espace clos requiert un score de 0,30. Si plus de 4,54609 m³ sont traités, le score sera de 0,45 ;
- Le Gaz de pétrole liquéfié (GPL) ou les liquides inflammables traités à des températures supérieures à leur point d'ébullition dans un espace clos requièrent un score de 0,60. Toutefois, si plus de 4535 Kg sont traités, le score sera de 0,90 ; Tous les scores ci-dessus seront réduits de 50% si la ventilation mécanique est bien conçue pour le risque d'incendie.

- L'accès

L'unité de traitement pertinente doit avoir un accès adéquat et prêt à l'emploi. Les exigences minimales cherchent l'accès à partir de deux côtés, à partir d'une route et l'accès à une buse de moniteur pendant le fonctionnement. Les zones de traitement de plus de 10000 pieds² ou les entrepôts de plus de 25 000 pieds² avec des accès inappropriés ont un score de 0,35 [18].

- Drainage et contrôle des déversements

Les incidents impliquant le déversement de liquides inflammables et combustibles autour ou à proximité des équipements d'un procédé ont été principalement causés par une mauvaise conception du drainage et de contrôle de déversement. Ce score est accordé seulement pour les matières dont le point d'éclair est inférieur à 60°C ou les matières traitées au-dessus de leur point d'éclair. Les principaux facteurs de ce score sont le volume total des matières combustibles ou inflammables et l'eau d'extinction d'incendie, qui sont suffisamment sûrs pour gérer de telles quantités de matières. Le drainage est calculé comme le volume combiné des opérations suivantes :

- Pour des installations de procédé et de stockage, le volume total (V_{total}) utilisé est donné par l'équation (II-3) :

$$V_{total} = 100\% \text{ capacité du réservoir étudié} + 10\% \text{ réservoir voisin} \quad \text{II. 3}$$

- Le débit d'eau de lutte contre l'incendie est supposé tenir une durée de 30 minutes pour les produits chimiques courants, et 60 minutes pour les produits chimiques agricoles ou nuisibles à l'environnement.

La pénalité est attribuée selon les directives suivantes [18] :

- L'endigement qui empêche le déversement vers d'autres zones mais expose tout l'équipement dans la digue ou autour d'une zone plate de l'unité de traitement est affecté d'un score de 0,50 ;
- Si un bassin ou une tranchée traverse des lignes de services publics ou ne répond pas à la distance requise, le score sera de 0,50.
- Aucun score n'est appliqué, si les exigences de conception de digues, ci-dessous sont remplies :
 - ✓ L'endigement enveloppe trois côtés d'une zone, et les déversements piégés dans un bassin de rétention ou non exposés aux tranchées de drainage ;
 - ✓ La surface en terre requiert 2% (au minimum) de la pente pour un bassin ou une tranchée, tandis que la surface dure requiert 1% ;
 - ✓ Le bord le plus proche de la tranchée ou le bassin doit être séparé d'au moins 50 pieds de l'équipement. Toutefois, si un pare-feu a été installé, la distance peut être réduite ;
 - ✓ Le bassin de rétention doit avoir au moins une capacité égale au volume total de l'eau de lutte contre l'incendie.

- **Risque du procédé spécial (F₂)**

Le risque du procédé spécial est l'ensemble des facteurs qui jouent un rôle important dans l'augmentation de la probabilité qu'un accident potentiel se produit. Ils comprennent les conditions du procédé spécifique qui, historiquement, ont contribué aux causes majeures des incidents d'incendie et d'explosion. Ces facteurs sont constitués de 12 éléments, [18] décrits ci-dessous :

- **Matière (s) Toxique**

La substance toxique suscitera des difficultés et limite la capacité des interventions d'urgence du personnel pour réduire l'ampleur d'incident. L'attribution de ce score dépend du facteur de santé (N_H) de la matière. Pour un mélange, il suffit de prendre la plus grande valeur N_H des constituants de cette matière [18]. L'attribution de score est donnée par l'équation (II-4) :

$$\text{Score} = 0.20 \times N_H$$

II. 4

Le facteur N_H est défini dans la norme *NFPA 704* ou *NFPA 325 M* et joint dans l'annexe -A-. Le tableau 2.5 ci-dessous résume les valeurs de N_H selon sa description qualitative.

Tableau 2.5 Description qualitative pour déterminer le facteur de la santé N_H

$N_H = 0$	Les matières qui à courte exposition, dans des conditions d'incendie ne provoqueraient aucun risque, au-delà de certaines matières combustibles ordinaires.
$N_H = 1$	Les matières qui a courte exposition pourraient causer une irritation, mais seulement des blessures résiduelles mineures, y compris celles nécessitant l'utilisation d'un appareil respiratoire filtrant approuvé.
$N_H = 2$	Les matières qui à courte exposition ou une exposition intense pourraient provoquer une incapacité temporaire ou des blessures résiduelles, y compris celles nécessitant l'utilisation d'équipements de protection respiratoire ayant une alimentation indépendante en air.
$N_H = 3$	Les matières qui à courte exposition pourraient causer des blessures temporaires ou résiduelles graves, y compris celles nécessitant une protection de tout contact corporel.
$N_H = 4$	Les matières qui a très courte exposition pourraient causer des blessures résiduelles importantes ou une fatalité.

- Basse Pression

Cette section est appliquée lorsque l'introduction de l'air dans un équipement (i.e. : décrapants, compresseurs, etc.) pourrait créer ou augmenter le risque d'incendie ou d'explosion, autrement dit, si la pression interne de l'équipement est inférieure à la pression ambiante. Le score est attribué, si la pression absolue de l'équipement en cours d'évaluation est inférieure à 500 mm Hg et recevra 0,50. Si ce score a déjà été appliqué, il ne faut pas utiliser le score spécifié donné dans la section

C : « fonctionnement dans ou près de l'intervalle d'inflammabilité », ni le score donné dans la section E : « pression de soulagement ». [18]

- Fonctionnement à ou près de l'intervalle d'inflammabilité

L'introduction de l'air dans un équipement pourrait créer des risques d'incendie et / ou d'explosion en fonction des matières et les conditions de fonctionnement de l'équipement. Les matières et / ou les conditions de procédé les plus dangereuses recevrons le plus grand score. Toutefois, aucun score n'est appliqué si le score donné dans la section B a été appliqué [18]. Cette section comprend les conditions suivantes :

- La manutention d'un liquide inflammable dans un réservoir de stockage avec $N_F = 3$ ou 4, ayant une possibilité que l'air peut pénétrer dans le réservoir lors du pompage ou du refroidissement brutal de la cuve, reçoit un score de 0,50. Le soulagement de pression dépression, par l'ouverture d'un événement ou les gaz non inertes matelassés, reçoit un score de 0,50. Quant au stockage non inerte et la manutention de liquides combustibles à des températures supérieures à leur point d'éclair, reçoit un score de 0,50.
- L'équipement qui est proche de l'intervalle d'inflammabilité de certaines matières, en cas de défaillance de l'instrumentation, reçoit un score de 0,30. Tout

procédé muni d'une purge inerte pour limiter l'intervalle d'inflammabilité reçoit un score de 0,30. Les chalands ou les wagons-citernes reçoivent une pénalité de 0,30.

- Le procédé ou l'opération qui sera continuellement ou près de l'intervalle d'inflammabilité, en fonctionnement normal, recevra une pénalité de 0,80.
- D'inflammabilité, en fonctionnement normal, recevra une pénalité de 0,80.

- Explosion de poussières

Ce score est appliqué à tout processus de manipulation des poussières (pulvérulentes) tel que le transfert, le mélange, le broyage, le conditionnement... Etc. Le risque provient de la variation de la pression et la pression maximale générée qui sont influencés par la taille des particules. Plus la poussière est fine, plus la variation de la pression maximale est élevée, ainsi la pression maximale générée est plus élevée, d'où le risque est plus élevé. Le score est basé sur la taille de la plage de particules de 90% de la plus grosse poussière qui est évalué à l'aide de la taille de maillage de Tyler. Le tableau 2.6 ci-dessous présente le score des différentes plages de taille des particules.

Tableau 2.6 Scores d'explosion des poussières

Taille des particules (Micron)	Taille Tyler maillage	Score (réduire de 50% en présence d'un gaz inerte)
+ 175	60 à 80	0.25
150 à 175	80 à 100	0.50
100 à 150	10 à 150	0.75
75 à 100	150 à 200	1.25
< 75	> 200	2.00

- Pression de soulagement

L'augmentation de la pression de service par rapport à la pression atmosphérique pourrait provoquer la libération de matières inflammables en cas de fuite. En outre, le taux de libération augmentera avec l'augmentation de la pression de fonctionnement. Par conséquent, le score concerne la probabilité de déversement de matières inflammables causées par défaillance de certains composants dans l'unité de traitement [18]. Il est déterminé par la procédure suivante :

1. Le score pour des pressions de fonctionnement de l'ordre de 0 à 1000 psi est donné par l'équation (II.5) :

$$\text{Score} = 016109 + \frac{1.61503}{1000}P - 1.42879 \left(\frac{P}{1000}\right)^2 + 0.5172 \left(\frac{P}{1000}\right)^3 \quad \text{II. 5}$$

Où : P est la pression de fonctionnement.

- Pour une pression de fonctionnement supérieure à 1000 psi, le score est donné dans le tableau 2.7 ci-dessus.

Tableau 2.7 Attribution des scores aux pressions élevées pour les liquides inflammables et combustibles

Pression (psi)	1000	1500	2000	2500	3000 à 10000	>10000
Pression(KPa)	6895	10343	13790	17238	20685 à 69950	>68950
Score	0.86	0.9	0.96	0.98	1.00	1.50

- **Basse température**

Cette section est basée sur le fait que l’alliage d’acier au carbone ou d’un autre métal peut être fragile lorsqu’il est exposé à des températures supérieures à sa température de transition fragile ductile. Aucun score ne doit être appliqué s’il n’y a pas de possibilité de telles températures. Si le procédé utilise une construction en acier au carbone et fonctionne à ou en dessous de sa température de transition déformable / fragile, le score attribué est de 0,30. Les autres matières reçoivent un score de 0,20. [18]

- **Quantité de matière inflammable / instable**

La présente section porte sur l’effet des quantités de matière inflammable et instable qui peut provoquer un risque. Il existe trois catégories, calculées séparément [18], et en considérant seulement une catégorie où le MF est applicable et discuté ci-après.

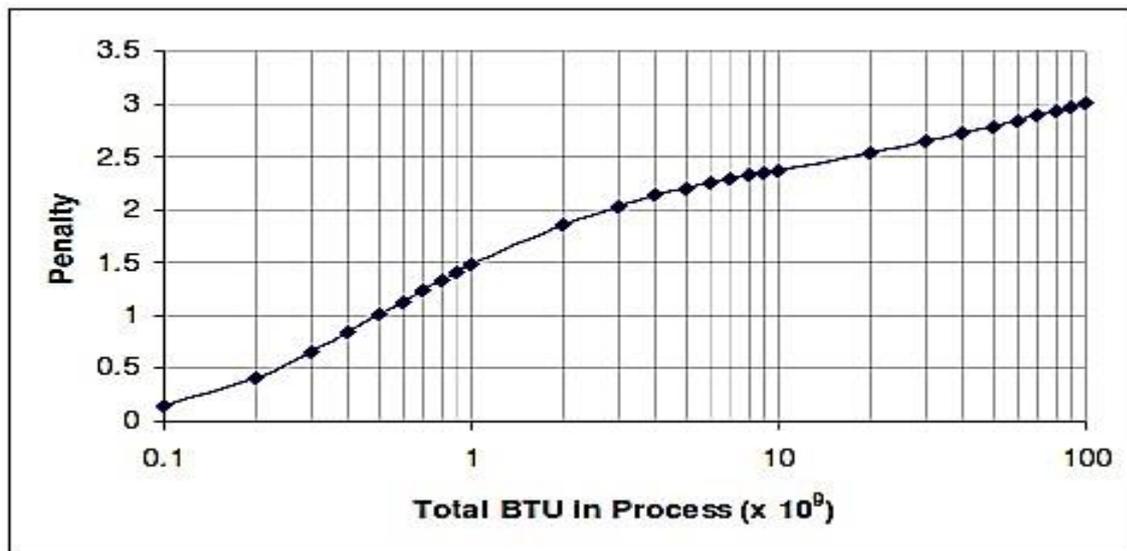


Figure 2.2 Attribution de scores des liquides ou gaz en cour de traitement (plot de l'équation II-6)

La présente section considère la quantité de matière qui peut être déversée et crée un incendie, une explosion ou un événement chimique réactif. L’attribution de score est basée sur le débit d’écoulement de la matière pendant 10 minutes, où la plus grande valeur entre la quantité de matière dans l’unité de traitement et la quantité de matière dans la plus grande unité connectée est appliquée [18]. Ce score est déterminé en utilisant la figure ci-dessus ou donnée par l’équation (II.6),

$$\text{Log}(Y) = 0.17179 + 0.42988 \times (\text{Log}(X)) - 0.37244 \times (\text{Log}(X))^2 + 0.17712 \times (\text{Log}(X))^3 - 0.029984 \times (\text{Log}(X))^4 \quad \text{II. 6}$$

Où :

- Y est le score attribué ;
- X est l’énergie totale dans le procédé (BTU x 10⁹) équivalent à (1055,06 J x 10⁹)

Cette pénalité s’applique aux :

- Liquides inflammables et combustibles avec un point d'éclair <60 °C ;
- Gaz inflammables et les gaz liquéfiés inflammables ;
- Liquides combustibles avec F.P> 60 °C ;
- Produits chimiques réactifs.

Stockage des Liquides ou gaz (en dehors de la zone de traitement)

Ce score est attribué aux liquides inflammables et combustibles dans le stockage (par exemple, fûts, réservoirs, matières dans les parcs de stockage, récipients portatifs, conteneurs, etc.), où aucun procédé n'est impliqué. Il existe trois catégories qui dépendent de : la quantité de matière, Liquide/gaz et la chaleur de combustion (H_C) [8]

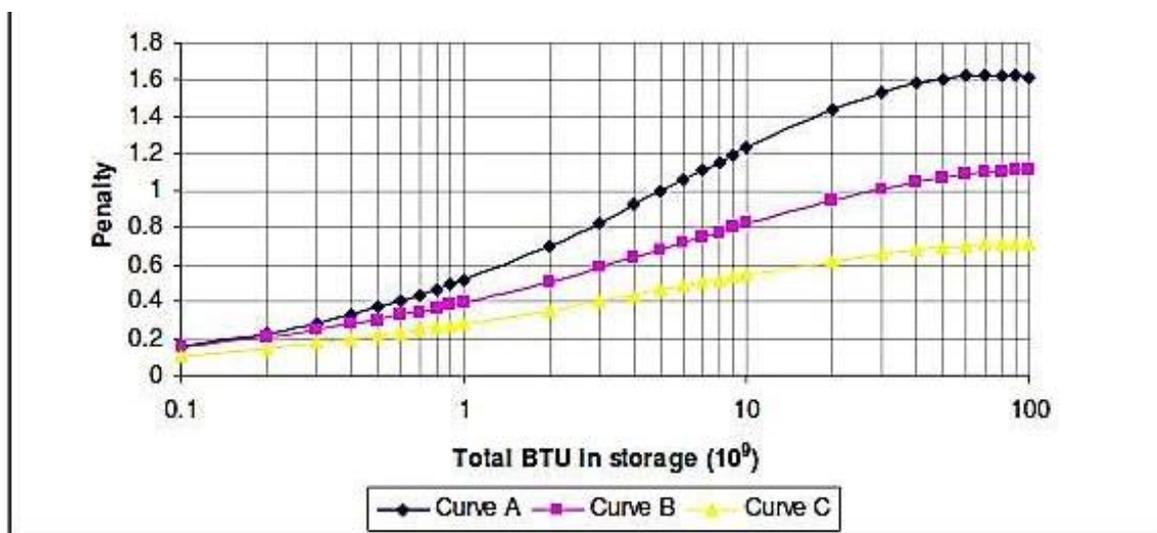


Figure 2.3 Quantité de matière inflammable/instable pour les liquides ou les gaz dans le stockage (plot des équations (II.7), (II.8), (II.9))

L'attribution du score est déterminée en utilisant la figure ci-dessus ou donnée par l'équation (I-8), (I-9) et (I-10) :

✓ **Courbe A** : Gaz liquéfiés

$$(Y) = 0.289069 + 0.472171 (\text{Log } X) - 0.074585 (\text{Log } X)^2 - 0.01864 (\text{Log } X)^3 \quad \text{II. 7}$$

✓ **Courbe B** : liquides inflammables de classe I (F.P < 100°F)

$$(Y) = 0.403115 + 0.378703 (\text{Log } X) - 0.046402 (\text{Log } X)^2 - 0.015379 (\text{Log } X)^3 \quad \text{II. 8}$$

✓ **Courbe C** : Liquides combustibles (38°C < F.P < 60°C)

$$(Y) = 0.558394 + 0.363321 (\text{Log } X) - 0.057296 (\text{Log } X)^2 - 0.057296 (\text{Log } X)^3 \quad \text{II. 9}$$

✓ Y est le score attribué ; o X est l'énergie totale dans le procédé (BTU x 10⁹).

Stockage des combustibles solides ou en poussière dans le procédé :

Cette catégorie couvre les quantités de matières combustibles solides ou en poussières stockées, lorsqu'elles sont classées en tant que matières de base pour le MF.

Le score dans cette évaluation est basé sur : la densité de la matière, sa facilité d'ignition, et sa capacité de maintenir une flamme. Il est déterminé par la figure I.19 ou les équations (I-11) et (I-12).

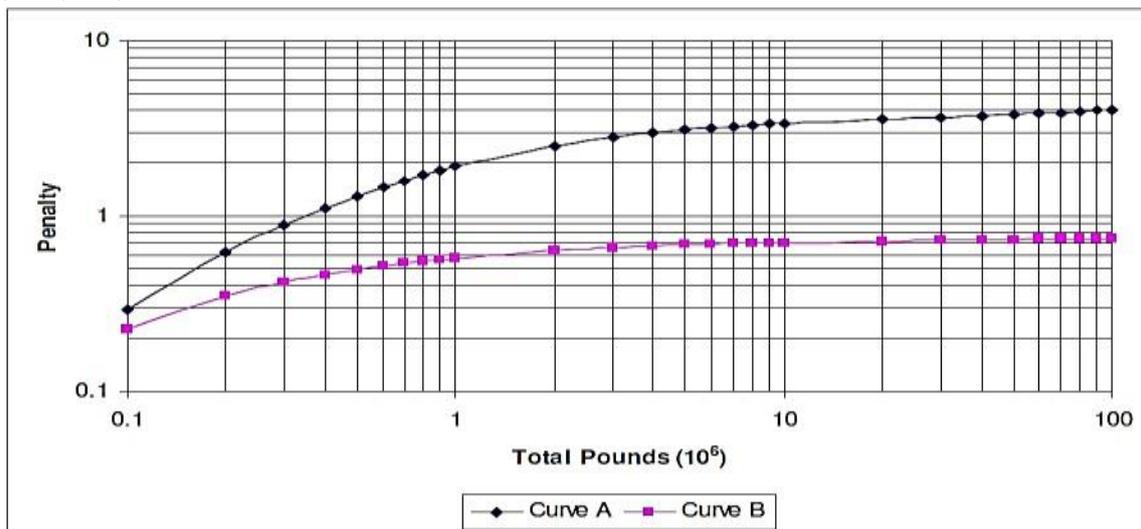


Figure 2.4 Les combustibles solides dans le stockage/ Poussière dans le procédé [17] (plot des équations (II-10) et (II-11)) [18]

Les équations de la courbe A et B de la figure I.19, pour la détermination du score en fonction de la quantité du produit combustibles sont :

- **Courbe A** : matériaux avec une densité < 10 lb/ ft³

$$\log Y = 0.280423 + 0.464559 (\log X) - 0.28291 (\log X)^2 + 0.066218 (\log X)^3 \quad \text{II. 10}$$

- **Courbe B** : matériaux avec une densité > 10 lb/ ft³

$$\log Y = -0.358311 + 0.459926 (\log X) - 0.141022 (\log X)^2 + 0.02276 (\log X)^3 \quad \text{II. 11}$$

Où :

- Y présente le score ;
- X le poids total en livres de matières combustibles solides ou de poussières stockées.

- Corrosion et érosion :

Certains problèmes de corrosion/érosion peuvent se manifester dans les installations. Le taux de corrosion est considéré comme étant la somme des taux de corrosion internes et externes. Les scores suivants doivent être appliqués :

- Pour un taux de corrosion inférieur à 0,127 mm/an, avec un risque de piqûres ou d'érosion locale, le score attribué est de 0,10 ;
- Pour un taux de corrosion supérieur à de 0,127 mm/an et inférieur à 0,254 mm/an, le score attribué est de 0,20 ;
- Pour un taux de corrosion supérieur à 0,254 mm/an, le score attribué est de 0,50 ;
- Si le risque de fissuration par corrosion sous tension pourrait se développer, le score appliqué est de 0,75. Cela se produit dans les zones de traitement contaminé par la vapeur de chlore pendant des périodes prolongées ;

Si le revêtement est nécessaire pour empêcher la corrosion, le score attribué est de 0,20. Cependant, si le revêtement a pour but de protéger le produit et de garder ces caractéristiques comme la couleur, aucun score n'est appliqué. [18]

- **Fuite des joints / conditionnement :** La fuite des liquides inflammables ou combustibles peut se trouver au niveau des joints, des articulations, les arbres ou le conditionnement, en particulier lorsqu'un cycle thermique et de pression se produit. Le score doit être sélectionné en fonction de la conception de l'unité étudiée et de la matière utilisée dans le procédé. Les scores suivants doivent être appliqués :

- Lorsque les pompes et les joints de cartouche sont susceptibles de causer des fuites de nature mineure, le score attribué est de 0,10 ;
- Si la fuite se manifeste régulièrement dans les pompes, les compresseurs, et les joints de bride, le score attribué est de 0,30 ;
- Pour les procédés dans lesquels un cycle thermique et de pression se produit, le score attribué est de 0,30 ;
- Si la matière pénètre dans l'unité de traitement ou elle se présente sous forme d'une pâte abrasive qui peut provoquer des problèmes d'étanchéité et si l'unité de traitement utilise un joint d'arbre rotatif, le score attribué est de 0,40 ;
- Pour toute unité de traitement munie de fenêtres vitrées, des soufflets assemblés ou des joints de dilatation, le score attribué est de 1,50. [18]

- **L'utilisation des équipements à combustion**

La présence d'appareils alimentés dans un procédé augmente la probabilité d'inflammation lorsque des liquides inflammables, des vapeurs ou des poussières combustibles sont libérés. Le score considère les risques supplémentaires produits par ces équipements, il est basé sur la distance en pieds d'un point de fuite probable dans l'unité de traitement en cours d'évaluation de l'équipement alimentés, et il est déterminé à l'aide de la figure I.20, ou donné par l'équation (II-15) et (II-16) [18]

Courbe Above Flache Point : lorsque le produit libéré est en-dessous de son point d'éclair et pour les poussières combustibles.

$$\log(Y) = -3.3243 \left(\frac{x}{210}\right) + 3.75127 \left(\frac{x}{210}\right)^2 - 1.42523 \left(\frac{x}{210}\right)^3 \quad \text{I- 1} \quad \text{I- 2}$$

Courbe above boiling point : lorsque le produit libéré est en-dessus de son point d'ébullition

$$\log(Y) = -0.3745 \left(\frac{x}{210}\right) - 2.70212 \left(\frac{x}{210}\right)^2 + 2.09171 \left(\frac{x}{210}\right)^3 \quad \text{I- 3}$$

Où : Y représente le score ; X à distance en pied.

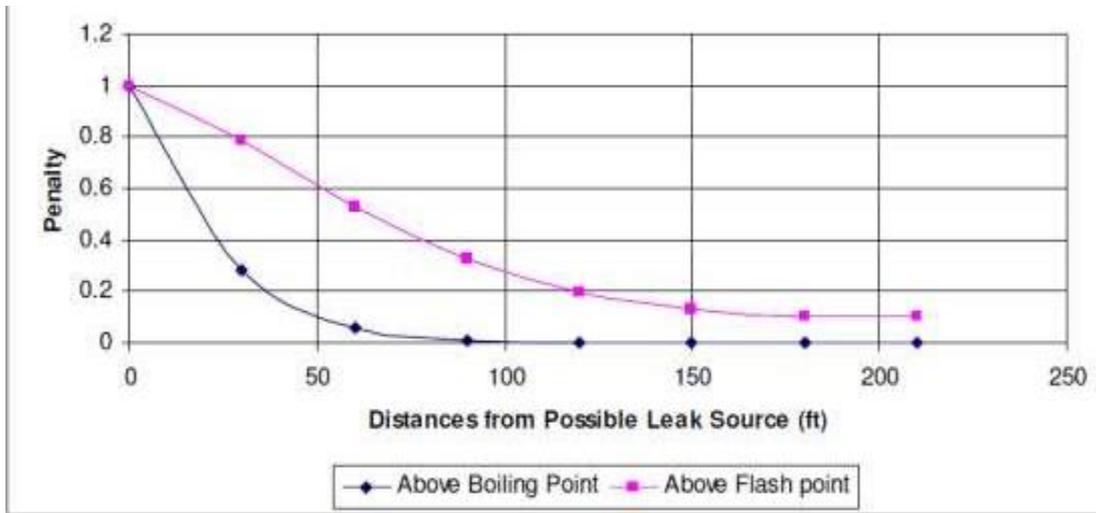


Figure 2.5 Score pour les équipements à combustion [18]

- Système d'échange de chaleur par l'huile chaude

La plupart des fluides d'échange de chaleur sont utilisés au-dessus de leurs points d'éclair ou leurs points d'ébullition, ils représentent un danger supplémentaire dans toute unité de traitement. Les scores dans cette section sont basés sur la quantité et la température de ces fluides. Aucun score n'est attribué si l'huile chaude est non-combustible ou, si un fluide combustible est toujours utilisé en dessous de son point d'éclair. La quantité de fluide utilisé dans le calcul du score correspond à la valeur minimale d'un déversement de 15 minutes d'une rupture de la ligne de service.

Le tableau 2.8 résume le score pour différentes quantités de fluide d'échange de chaleur.

Tableau 2.8 Scores pour les systèmes d'échange de chaleur par l'huile chaude [18]

Quantité, Gallons	Quantité, (m ³)	Score du fluide au-dessus de leurs points d'éclair	Score du fluide au-dessus de leurs points d'ébullition
5.000	18.9	0.15	0.25
5.000 à 1.0000	18.9 à 37.9	0.30	0.45
10.000 à 25.000	37.9 à 94.6	0.50	0.75
>25.000	> 94.6	0.75	1.15

- Les équipements rotatifs

Cette section présente l'exposition des unités de traitement aux risques intégrant les grandes pièces d'équipement rotatif. Statistiquement, il est indiqué que les pompes et les compresseurs, au-delà d'un certain seuil, sont susceptibles de contribuer à un incident. Un score de 0,50 est attribué aux unités de traitement qui utilisent :

- Un compresseur de plus de 600 hp (hecto pascal) ;
- Une pompe de plus de 75 hp ;
- Les agitateurs et les pompes de circulation dans lesquelles une défaillance pourrait créer un procédé exothermique en raison de l'absence de refroidissement ;

- D'autres grands équipements rotatifs à grande vitesse avec un historique de perte significative ; par exemple, les centrifugeuses.

Une fois que tous les risques du procédé spécial ont été évalués, une somme des scores appliqués doit être effectuée pour obtenir « le facteur de risque du procédé spécial (F₂) ».

2.1.5.5 Facteurs de crédit de contrôle des pertes

Ces facteurs représentent les caractéristiques de contrôle des pertes qui ont été historiquement et statistiquement avérées bénéfiques, à la fois dans la prévention des incidents graves et dans la réduction de la probabilité et de l'ampleur d'un incident particulier. Il existe trois catégories de facteurs de crédit de contrôle des pertes, à savoir, le Contrôle du procédé (C1), l'isolation de la matière (C2), et la protection contre les incendies (C3) [24]. Si aucun de ces facteurs n'est appliqué à un élément particulier, le score attribué est de 1,0.

Le facteur de crédit total est donné par l'équation (II-14) [25] :

$$C(\text{total}) = C1 \times C2 \times C3 \quad \text{II. 12}$$

Les caractéristiques de contrôle des pertes et leurs facteurs de crédit respectives sont énumérés et expliqués par la suite :

- **Le facteur de crédit de contrôle du procédé (C₁)**

Le facteur de crédit de contrôle du procédé est composé de :

- Alimentation de secours

Ce facteur de crédit est applicable si l'alimentation de secours est disponible pour contrôler un incident, avec passage automatique du fonctionnement normal à l'urgence, dans ce cas un facteur de crédit de 0,98 est attribué, sinon un facteur de 1,00 doit être attribué indiquant aucun crédit.

- Refroidissement

Si les systèmes de refroidissement du procédé sont conçus, avec la capacité de maintenir le refroidissement pendant au moins 10 minutes au cours d'une condition anormale, le facteur de crédit attribué est de 0,99. Et s'ils sont conçus pour fournir 150% des besoins de refroidissement pendant au moins 10 minutes, le facteur de crédit attribué est 0,97.

- Contrôle d'explosion

Si des systèmes de sécurité sont installés pour le confinement des effets de la surpression d'explosion sur des équipements qui contiennent des matières en suspension, des poussières ou des vapeurs, le facteur de crédit attribué est de 0,84.

Si des disques de rupture et/ou des événements d'explosion, qui protègent l'unité de traitement en cas de conditions anormales, le facteur de crédit attribué est de 0,98.

- L'arrêt d'urgence

Pour les systèmes de redondance (fonctionnement simultané d'un ensemble de deux composants mis en parallèle remplissant les mêmes fonctions ou missions, un seul de ceux-ci

suffisant pour les réaliser.) peut s'activer et déclenchent la séquence d'arrêt en cas d'incident, le facteur de crédit attribué est de 0,98.

Si un équipement rotatif (ex : les compresseurs, les turbines et les ventilateurs) est conçu avec détection de vibrations, le facteur de crédit attribué est de 0,99 si l'équipement actionne seulement une alarme, et il est de 0,96 si elle initie un arrêt.

- **Le contrôle informatique du procédé**

Lorsque l'installation est fréquemment utilisée sans contrôle par ordinateur, le facteur de crédit est attribué de 0,99. Et lorsqu'un logiciel avec la logique « échec- sûr » est en contrôle direct du procédé, un facteur de crédit de 0,97 est attribué. Enfin si l'une des options suivantes est utilisée, le facteur de crédit sera de 0,93 :

- Des entrées de champs critiques redondants ;
- Des fonctions d'annulations sur les entrées critiques ;
- Des fonctions de sauvegarde du système de contrôle.

- **Gaz inerte**

Lorsque les équipements contenant des vapeurs inflammables sont continuellement remplis avec un gaz inerte, un facteur de crédit de 0,96 est attribué. Si le système de gaz inerte a une capacité suffisante pour purger le volume total de l'unité automatiquement, le facteur de crédit attribué est de 0,94. Ce crédit n'est pas applicable si la connexion au gaz inerte est activée ou contrôlée manuellement.

- **Procédures/instructions d'exploitation**

L'adéquation des procédures constitue une partie importante pour le maintien du contrôle de l'installation. Les instructions d'exploitation et les procédures suivantes, énumérées avec l'attribution des scores, sont considérées comme étant les plus importantes :

- Démarrage - 0,5 ;
- Arrêt programmé - 0,5 ;
- Conditions de fonctionnement normales - 0,5 ;
- Conditions de refus de fonctionnement - 0,5 ;
- Conditions de fonctionnement d'attente - 0,5 ;
- Conditions de fonctionnement revalorisés - 1.0 ;
- Redémarrage juste après un arrêt - 1.0 ;
- Conditions de redémarrage de l'usine après l'entretien - 1.0 ;
- Procédures de maintenance - 1,5 ;
- L'arrêt d'urgence - 1.5 ;
- Modification et extension de l'unité - 2.0 ;
- Situations de défaut anormal prévisible - 3,0.

Le calcul du facteur de crédit, est effectué en utilisant l'équation (II.13) suivante :

$$Y = 1.00 - \frac{X}{150} \quad \text{II. 13}$$

Où :

- Y représente le facteur de crédit ;

- X représente la somme des scores.

- **Inventaire des produits chimiques réactive**

L'utilisation documentée d'un programme de révision des produits chimiques réactifs, y compris les nouveaux produits relatifs au changement du procédé, leur stockage et leur manutention, est une fonction importante de contrôle des pertes.

Lorsque ce programme est un élément permanent des opérations, un facteur de crédit de 0,91 est attribué. Et si la révision se fait uniquement de façon occasionnelle, un facteur de crédit de 0,98 est attribué.

- **Autres Analyses de risque du procédé**

Les scores ont attribué aux différentes méthodes d'analyses des risques sont :

- Évaluation quantitative des risques (*QRA*) – 0.91 ;
 - Analyse des conséquences détaillée – 0.93 ;
 - L'analyse par arbre de défaillances – 0.93 ;
 - Etude Hazard and Operability (HAZOP) – 0.94;
 - L'analyse des modes de défaillances et leurs effets (*FMEA*) – 0.94 ;
 - L'environnement, la santé, la sécurité et revue de prévention de perte – 0.96 ;
 - Etude *what-if* - 0.96 ;
 - *Check list* d'évaluations - 0.98 ;
 - Management du changement – 0.98.
- ***Le facteur de crédit de l'isolation de la matière (C2)***

Le facteur de crédit de l'isolation de la matière est composé des éléments suivants :

- **Les vannes de contrôle à distance**

Si l'unité évaluée dispose des vannes d'isolement actionnées à distance un score de 0,98 est attribué. Et s'ils sont entretenus annuellement, le facteur de crédit attribué est de 0,96

- **Vidange / purges**

Lorsqu'un réservoir de vidange d'urgence peut être utilisé directement pour recevoir le contenu de l'unité de traitement en toute sécurité, le score attribué est de 0,98. Et si le réservoir de vidange est situé en dehors de la zone de traitement le score est de 0,96. Enfin si la matière à l'état gazeux /vapeur est acheminée vers un système de torche ou à un récepteur fermé de l'évent, attribuer score de 0,96. Un événement lié à un système de torche recevrait un crédit de 0,98.

- **Drainage**

Pour éliminer un déversement important, dans les entrepôts de stockage ou l'unité de traitement, il est jugé nécessaire de prévoir une pente conduisant à une fosse d'évacuation. Si 100% du contenu du plus grand réservoir, avec 10% du réservoir voisin pourrait être libéré, et une heure de bon fonctionnement du système de déluge / sprinkler sont satisfaisants, un score de 0,91 est attribué. Si la conception de drainage permettra une mise en commun d'un déversement important, mais peut gérer les déversements mineurs, un score de 0,97 est attribué.

Les réservoirs de stockage qui contiennent une cuvette de rétention sur les quatre côtés pour retenir les déversements ne reçoivent pas de crédit.

- **Verrouillage**

Si un procédé est muni d'un système de verrouillage qui empêche le flux de matières de produire des réactions indésirables, un score 0,98 est accordé.

• *Le facteur de crédit de protection contre l'incendie (C3)*

Le facteur de crédit de protection contre l'incendie est composé de :

- **Détection des fuites**

Si les détecteurs de gaz sont installés avec une seule alarme permettant d'identifier la zone, le score t est de 0,98. Et lorsqu'un détecteur de gaz est muni de deux alarmes et actionne un système de protection avant que la limite inférieure d'inflammabilité soit atteinte, le score est de 0,94.

- **Charpentes d'acier**

Lorsque l'ignifugation est appliquée à tout support de charge en acier d'une hauteur minimale de

5 mètre, un score de 0,98 est utilisé. Si elle s'étend au-dessus de 5 mètre et moins de 10 mètre, le score est de 0,97. Et pour une ignifugation supérieure à 10 mètre, le score est 0,95.

- **Approvisionnement en eau d'extinction**

Lorsque la pression d'alimentation est supérieure ou égale à 690 KPa, le score attribué est 0,94. Et si la pression d'alimentation est inférieure à 690 KPa, le score est 0,97.

Un score de 0,97 est accordé si l'approvisionnement en eau d'extinction est capable de fonctionner pour une période de quatre heures. Pour moins de quatre heures, l'eau d'incendie doit être appropriée aux opérations à faible risque.

- **Systèmes particuliers**

Les systèmes particuliers comprennent le CO₂, halons, les détecteurs de fumées et de flammes et les murs anti-explosion pour les compartiments. Un score de 0,91 est attribué pour ces systèmes.

- **Les systèmes sprinkler**

Le score attribué aux systèmes déluge est de 0,97. Le système de déluge (à tête ouverte) reçoit le crédit minimal, car de tels systèmes comportent de nombreux composants, chacun d'entre eux pourrait être partiellement ou complètement défaillant, produisant ainsi, un effet négatif sur le fonctionnement et l'efficacité du système. De plus, le système déluge est utilisé en combinaison avec d'autres fonctions de contrôle des pertes sur les interventions opérationnelles relativement dangereuses, d'où son bénéfice individuel est moins.

Les score pour les tuyaux vides / remplis à l'intérieur des zones de production et les entrepôts sont calculés comme suit :

Tableau 2.9 Score des systèmes de déluge

Taux d'occupation	Conception		Score	
	gmp/ft ²	lpm/m ²	Tuyau rempli	Tuyau vide
Léger	0.15 - 0.20	6.11 - 8.15	0.87	0.87
ordinaire	0.21 - 0.34	8.56 - 13.8	0.81	0.84
Très dangereux	≥ 0.35	≥14.3	0.74	0.81

Les tuyaux vides/ remplis des systèmes sprinklers (à tête fermée) sont à 99,9% plus fiables, avec une très faible probabilité de refus de sollicitation des vannes de déluge.

Il suffit de multiplier les facteurs ci-dessus par les scores suivants, qui sont basés sur la superficie confiné avec pare-feu :

- Surface > 10,000 ft² (929 m²) = 1,06 ;
- Surface > 20 000 ft² (1858 m²) = 1,09 ;
- Surface > 30,000 ft² (2 787 m²) = 1,12.

Il est à noter que, tant que la surface d'un incendie est importante (dans un entrepôt par exemple), le score sera attribué d'un score de 1.06 à 01.12, ce qui accroitra le facteur de crédit de contrôle.

- Les rideaux d'eau

L'utilisation de rideaux automatiques de pulvérisation d'eau entre une source d'inflammation et une fuite de vapeur potentielle peut être efficace pour réduire le potentiel d'inflammation du nuage de vapeur.

Un score de 0.98 est accordé pour un seul niveau de gicleurs à une altitude maximale de 5 mètre. Pour un deuxième niveau de gicleurs, qui ne dépassant pas 2 mètre au-dessus du premier niveau, recevra un score de 0,97.

- Les mousses

Si le système de protection de la zone comprend la capacité d'injection de la mousse dans un système d'extincteurs à partir d'une station de contrôle manuelle à distance, un score de 0,94 est attribué. Et lorsqu'il est totalement automatique, le score attribué est de 0,92.

Les systèmes manuels d'application de la mousse sur les réservoirs ouverts/ à toit flottant reçoivent un score de 0,97. Un score de 0,94 est accordé, lorsque les dispositifs de détection d'incendie sont utilisés pour l'actionnement du système de mousse. Les systèmes de mousses souterrains et les chambres à mousses installés sur les citernes à toit conique reçoivent un score de 0,95.

L'application de la mousse autour de l'enveloppe extérieure d'un réservoir de liquide inflammable reçoit un score de 0,97 si elle est appliquée manuellement, et 0,94 s'il est automatique.

- Les extincteurs à main

S'il existe un approvisionnement adéquat des extincteurs à main et portatifs, en cas de risque d'incendie, un score de 0,98 est attribué. Le score accordé aux extincteurs à main ne

convient pas pour les zones de traitement, où de grandes quantités de matières liquides inflammables ou combustibles peuvent être déversées.

Si des canons ont également été installés, un score de 0,97 est attribué. Et si ces derniers peuvent être commandés à distance, le score sera 0,95. Et enfin les canons équipés d'une capacité d'injection de mousse reçoivent un score de 0,93.

- Protection des câbles

Les chemins de câbles électriques sont très vulnérables aux dommages causés par l'exposition au feu lorsqu'ils sont installés dans les conduites et les structures d'exploitation.

L'utilisation de 14 à 16 tôles de jauge avec un jet d'eau dirigé sur la face supérieure fournira une protection raisonnable qui justifie un score de 0.98. L'utilisation d'un matériau ignifuge sur la feuille de métal reçoit un score de 0.98. Si le chemin de câble est enterré dans une tranchée un facteur de score de 0.94 est utilisé.

2.1.6 L'indice d'incendie et d'explosion (F & EI)

Le calcul de l'indice d'incendie et d'explosion est utilisé pour estimer les dommages qui seraient probablement résulté d'un incident dans une usine de traitement [24]. Il est le produit du facteur de risque de l'unité de traitement (F_3) et le facteur matière (MF), (équation II-1).

$$F\&EI = F_3 \times MF (II - 1)$$

Le tableau 2.10, présente la liste des valeurs de l'indice $F \& EI$ avec le degré de danger.

Tableau 2.10 Degré de danger pour F&EI [16]

Indice F&EI	Degré du danger
1-60	Léger
61-96	Modéré
97-127	Intermédiaire
128-158	Fort
>159	Grave

2.2 Méthode HAZOP

La méthode que nous allons détailler est la méthode HAZOP (*HAZard OPerability*) qui a été développée par la société *IMPERIAL CHEMICAL INDUSTRIES* (ICI) au début des années 1970.

Considérant de manière systématique les dérives des paramètres d'une installation en vue d'en identifier les causes et les conséquences, cette méthode est particulièrement utile pour l'examen de systèmes thermo hydrauliques, pour lesquels des paramètres comme le débit, la température, la pression, le niveau, la concentration... sont particulièrement importants pour la sécurité de l'installation.

De par sa nature, cette méthode requiert notamment l'examen de schémas et plans de circulation des fluides ou schémas P&ID (*Piping and Instrumentation Diagram*).

2.2.1 Principe

HAZOP est une technique systématique qui considère les déviations par rapport au design par l'application de mots guides pour une opération, un process flow sheet. Il est ainsi primordial de maîtriser des paramètres comme la pression, la température, le débit...

Elle peut se faire très tôt dans la phase design ligne par ligne dans le flow sheet conceptuel dans ce cas seuls les aspects sécurité sont généralement notés, ou bien lors de la phase détaillée du design ligne par ligne sur un P & ID (Piping and Instrumentation Diagram) ; dans ce cas toutes les indésirables déviations qu'il s'agisse de sécurité ou opérabilité devraient être notées.

Le groupe de travail doit ainsi s'attacher à déterminer les causes et les conséquences potentielles de chacune de ces dérives et à identifier les moyens existants permettant de détecter cette dérive, d'en prévenir l'occurrence ou d'en limiter les effets. Le cas échéant, le groupe de travail pourra proposer des mesures correctives à engager en vue de tendre vers plus de sécurité.

2.2.2 Déroulement

Le déroulement d'une étude HAZOP est sensiblement similaire à celui d'une AMDE. Il convient pour mener l'analyse de suivre les étapes suivantes :

1. Dans un premier temps, choisir une ligne ou une maille. Elle englobe généralement un équipement et ses connexions, l'ensemble réalisant une fonction dans le procédé identifié au cours de la description fonctionnelle.
2. Choisir un paramètre de fonctionnement,
3. Retenir un mot-clé et générer une dérive,
4. Vérifier que la dérive est crédible. Si oui, passer au point 5, sinon revenir au point 3,
5. Identifier les causes et les conséquences potentielles de cette dérive,
6. Examiner les moyens visant à détecter cette dérive ainsi que ceux prévus pour en prévenir l'occurrence ou en limiter les effets,
7. Proposer, le cas échéant, des recommandations et améliorations,
8. Retenir un nouveau mot-clé pour le même paramètre et reprendre l'analyse au point 3),
9. Lorsque tous les mots-clés ont été considérés, retenir un nouveau paramètre et reprendre l'analyse au point 2),
10. Lorsque toutes les phases de fonctionnement ont été envisagées, retenir une nouvelle ligne et reprendre l'analyse au point 1).

Tableau 2.11 Exemples de mots guides [8]

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

2.2.3 Limites Et Avantages

L'HAZOP est un outil particulièrement efficace pour les systèmes thermo hydrauliques. Cette méthode présente tout comme l'AMDEC un caractère systématique et méthodique.

De plus, HAZOP est une technique compréhensive, identifie les causes, considère les conséquences, inclut les gardes de sécurité, considère les procédures opératoires, couvre les erreurs humaines, les résultats sont enregistrés, c'est une technique créative, complète. Elle identifie tous les dangers relatifs au process, elle est rigoureuse et enfin structurée.

En revanche, HAZOP permet difficilement d'analyser les événements résultant de la combinaison simultanée de plusieurs défaillances.

Par ailleurs, il est parfois difficile d'affecter un mot clé à une portion bien délimitée du système à étudier.

La technique demande beaucoup de temps, étudie énormément de défaillances de faibles conséquences, se focalise sur une unique déviation, n'est pas quantitative, peu de membres de l'équipe dominent le sujet... [8].

2.2.4 Organisation d'une étude HAZOP

2.2.4.1 Définition de l'étendue et objectif de l'étude et établissement des limites :

Cette partie contribue d'une façon significative à la réussite ou non de l'étude HAZOP ;

Une définition claire de l'étendue et des objectifs est cruciale pour l'étude entière. La pratique normale identifie les risques concernant la santé, sécurité et environnement (HSE) comme principal objectif. Comme il est de pratique de rechercher des objectifs autres qui n'ont pas d'implications liées aux questions HSE comme par exemple les problèmes potentiels d'opérabilité.

Entre autre : la fiabilité et les problèmes de maintenance, pertes de qualité des produits, facteurs affectant la durée de vie des installations et la productivité. Satisfaire aux exigences de la loi ou aux normes et standards de l'entreprise pourrait être également défini comme objectif.

Les limites de l'étude devraient être également clairement définies incluant comment prendre en charge un problème qui pourrait influencer au-delà des limites préétablis.

La première étape consiste à identifier les sections de l'unité qui devrait être incluses dans l'étude, quand ces limites sont établies les facteurs liés à la nature du process, les dangers inhérents à ce process, la nouveauté des opérations, la complexité des systèmes de contrôle et la relation avec les autres unités opératoires devraient être considérés.

Lorsque ces limites auront été établies, les interfaces avec d'autres sections telles que recyclages, drains, événements, traitement des effluents et même de sections utilisées occasionnellement devraient être considérées. Il est essentiel que ces interfaces soient prises en considération et non omises parce qu'elles ne sont pas dans les schémas en cours d'utilisation. L'équipe devrait avoir une vue d'ensemble sur tout le système de telle sorte que des causes et/ou conséquences de ces sections ne soient pas omises.

Un autre aspect à établir au départ de l'étude est le domaine des modes opérationnels couverts i.e. marche normale, démarrage, arrêt...etc. ; car ceci implique des conditions opératoires différentes de pression, température, débit.....

Il n'est pas possible d'estimer la durée de cette étude ou planifier en détail tant que ces limites n'ont pas été établies.

2.3 INDICE D'INCENDIE ET D'EXPLOSION DE PERTE PROBABLE

Taking credit for loss control measures in the plant with the likely loss fire and explosion index (LL-F&EI)

2.3.1 INDICE D'INCENDIE ET D'EXPLOSION DE PERTE PROBABLE [6]

Alors que dans de nombreux cas, des données économiques telles que le coût de la construction et la valeur de l'équipement par unité de surface peuvent être disponibles, ce n'est pas le cas lors des phases initiales de la conception du procédé. Lors de la conception initiale du procédé, un indice est requis, qui tient compte des dangers dus aux produits chimiques utilisés et aux inventaires nécessaires, ainsi que de la réduction des risques. Inhérentes aux mesures de contrôle des pertes, telles que, par exemple, un système de contrôle de processus informatique. Cette section propose un tel index [6]. L'analyse ci-dessus montre que le dommage maximal probable à la propriété est de la forme suivante

$$MPPD \text{ réel} = g(LCCF, MF, F3, \text{valeur unité de surface})$$

Puisque le F&EI est fonction de MF et F3. De cette relation fonctionnelle, il est évident que l'on peut définir un indice qui prend en compte les mesures de contrôle des pertes mises en œuvre dans l'usine ou l'unité étudiée. Une possibilité pour une perte probable et un indice d'explosion ou LL-F & EI est la suivante :

$$LL - F\&EI = 0.205939 \times LCCF \times DF \times (F\&EI)^2 \quad \text{II. 14}$$

Où le coefficient dérive du calcul de la zone d'exposition dans le Guide F & EI (AIChE, 1994). Toutefois, puisque les pertes probables après la mise en œuvre des mesures de contrôle des pertes, seront inférieures à celles sans ces mesures, il est souhaitable de créer un LL-F&EI avec la propriété, que sa valeur est inférieure ou égale à la F&EI. Par conséquent, la définition suivante est plus appropriée.

$$LL - F\&EI = 0.453805 \times (LCCF \times DF)^{0.5} \times F\&EI \quad \text{II. 15}$$

L'indice défini ici est basé sur les mêmes informations que le F&EI, c'est-à-dire le matériau dans l'usine, MF, et le niveau de risque de la plante F3, ainsi que les mesures de contrôle des pertes [6].

Également sur la base des informations déjà accumulées dans les entreprises, les catégories de sévérité des risques de *DOW Chemical Company* peuvent être définies de la même manière que les catégories de sévérité des risques associées aux E & E. En fait, dans le cas le plus défavorable du facteur de crédit de contrôle de perte unitaire et du facteur de dommage unitaire, les catégories du tableau 1.14 pourraient être utilisées [6].

Degré de criticité	Marge de LL-F&EI
Leger	1–27
Modéré	28–43
Intermédiaire	44–57
fort	58–71
grave	>72

Tableau 2. 1 les degrés des dangers pur LL-F&EI [6]

Pour plus de détails sur le calcul de MPDO et de BI à partir du MPPD réel sont les même de la méthode DOW F&EI.

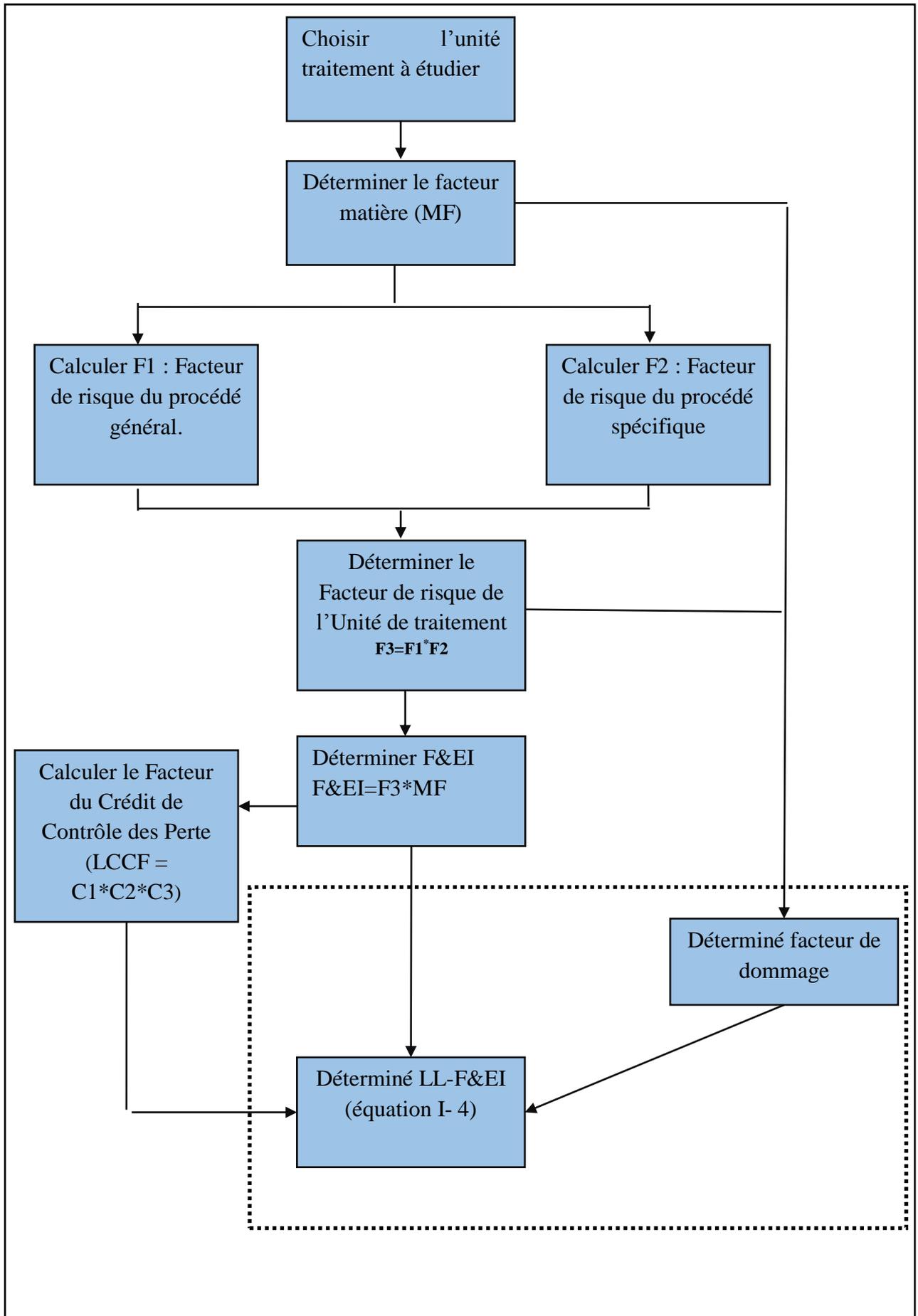


Figure 2.6 Procédure de calcul LL-F&EI

Conclusion :

Dans ce chapitre nous avons exposé les différentes méthodes d'analyse de risques afin de mettre en avant les outils de solutions à employer plus tard dans notre étude, tel que les études quantitatives (F&EI, LL-F&EI) qui sont d'une importance majeure afin d'avoir un indice de sécurité (F&EI, LL-F&EI). Nous utiliserons ces dernières dans l'élaboration d'un tableau de bord de maîtrise de risques.

Chapitre 3
Application de la méthode
DOW F&EI

Application de la méthode DOW F&EI

3.1 Introduction

Ce chapitre est dédié à une étude de cas ; le module Hassi R'Mel, par l'application de la méthode DOW F&EI. Cette dernière permet de quantifier le risque en l'associant à un indice permettant d'explorer des appréciations.

Avant d'entamer cette étude nous avons présenté une description de l'ensemble des équipements (section du stockage, colonnes débutaniseur et dé-éthaniseur).

3.2 Présentation de l'entreprise d'accueil

3.2.1 SONATRACH

SONATRACH est la compagnie nationale algérienne pour la recherche, la production, le transport par canalisation, la transformation et la commercialisation des hydrocarbures dérivés. Elle intervient également dans d'autres secteurs tels que la génération électrique, les énergies nouvelles et renouvelables et le dessalement des eaux de mer. Elle exerce ses métiers en Algérie et partout dans le monde où des opportunités se présentent. Elle est la première entreprise du continent africain et occupe une place de premier plan au niveau mondial.

SONATRACH est divisé en quatre Activités : Amont, Aval, Transport par canalisation et Commercialisation. La Division Production (DP) fait partie intégrante de l'Activité Amont. Les sites de production de la DP sont répartis selon neuf Directions Régionales. [20]

3.2.2 La Direction Régionale Hassi R'Mel

La Direction Régionale Hassi R'Mel se situe à 550 km au Sud d'Alger et à 100 km au Sud de la ville de Laghouat (figure 2.1). Le champ ayant été découvert en 1956 s'étale sur plus de 3500 km². Il est l'un des plus grands gisements de gaz à l'échelle mondiale. Ces produits seront traités dans des unités industrielles pour obtenir en fin les produits finaux : GPL, Condensât, gaz sec, et huile. [20]

La Direction Régionale Hassi R'Mel englobe vingt unités réparties sur les trois périmètres suivants [20] :

- **Hassi R'Mel Nord** : MPP3, SBN, SCN, CTH2, CTH4 ;
- **Hassi R'Mel Centre** : MMP0, MPP1, MPP4, Communs, SBC, SRGA, CSTF, CTH1, CTH3 ;
- **Hassi R'Mel Sud** : MPP2, SBS, SCS, HR Sud, CTH Sud.

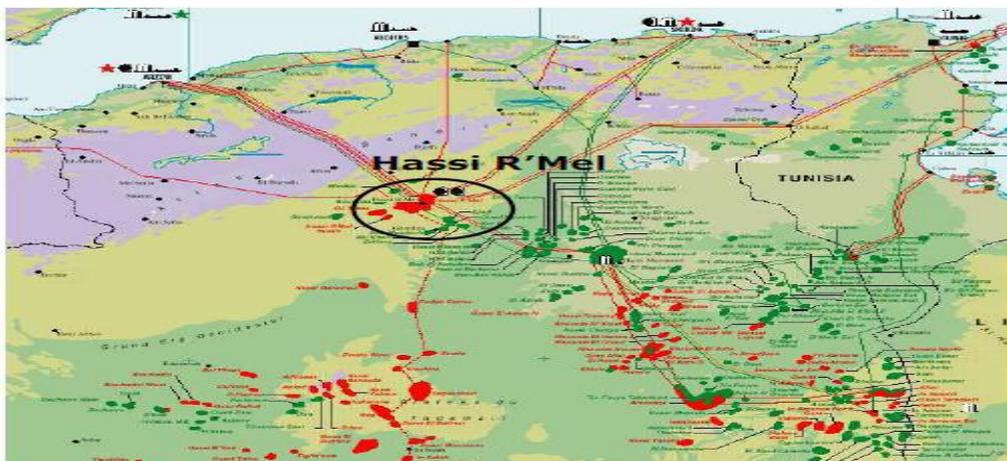


Figure 3.1 Situation géographique Hassi R'mel [20]

3.2.3 Description du procédé de traitement MPP4

L'usine de traitement de gaz naturel MPP4 permet de traiter 60 millions de Sm³/jour de gaz brut afin de produire du gaz sec (de vente ou de réinjection), du condensat et du GPL. Le centre de dispatching national (CNDG) reçoit le gaz produit et le centre de stockage et de transfert (CSTF) reçoit le condensat et le GPL [20].

Le module 4 comprend les unités suivantes :

- 3 Trains identiques qui assurent le traitement du gaz brut et la récupération du condensat et GPL ;
- Une section de re-compression du gaz à moyenne pression qui provient des trains ;
- Une section de Gaz combustible ;
- Une section de dégazage, d'expédition et de stockage des condensats produits ;
- Une section d'expédition, de stockage et de vaporisation du GPL produit ;
- 2 unités de régénération du glycol hydraté. [20]

La localisation des installations du Module 4 (MPP4) est présentée sur la vue aérienne du site ci-dessous (Figure 2.2).

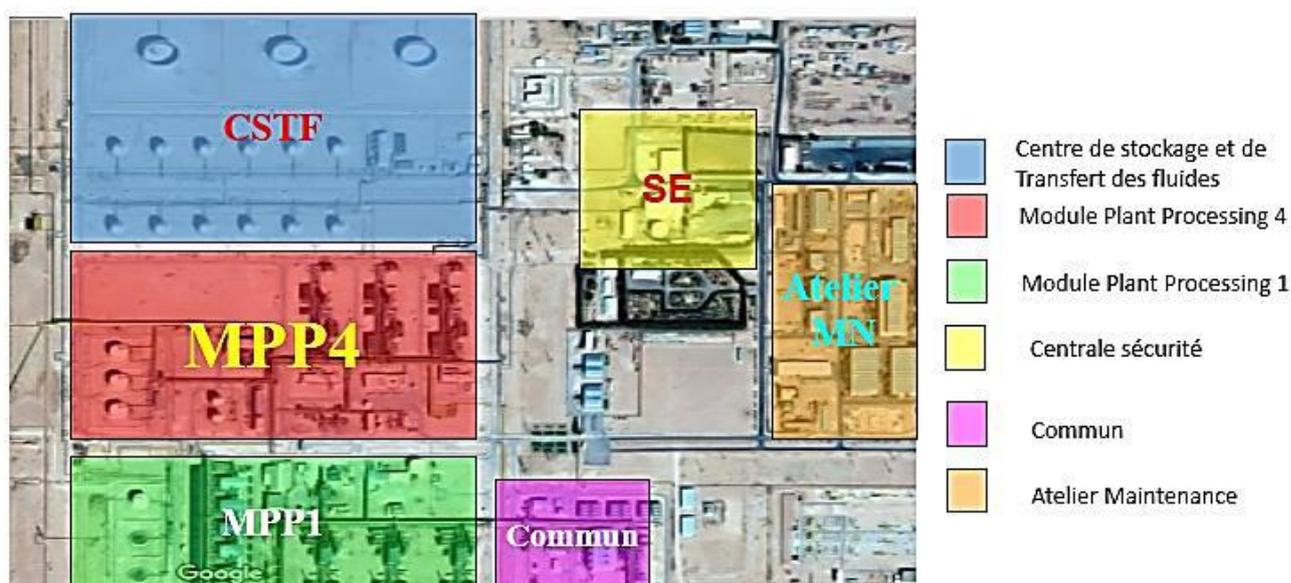


Figure 3.2 Vue aérienne des installations du module 4 (MPP4)

Le gaz brut en provenance des puits producteurs est un mélange d'hydrocarbures (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau de gisement. A l'entrée de l'usine de traitement MPP4, il a une pression d'environ 140 bars et une température de 65°C.

Le traitement se déroule en quatre phases principales (Figure 2.3) [20] :

3.2.3.1 Déshydratation

Absorption de l'eau de saturation des hydrocarbures par injection de glycol et régénération de ce dernier avant son recyclage à nouveau dans le système de déshydratation.

3.2.3.2 Séparation du gaz des hydrocarbures liquides

C'est le refroidissement du gaz brut par aéroréfrigérant et récupération d'hydrocarbures liquide par gravité dans le premier ballon de séparation. Le gaz saturé du premier séparateur subit une série de détente et passe par différentes phases de refroidissement, qui permettent la condensation de tous les hydrocarbures liquides et obtenir du gaz sec au dernier ballon de séparation.

3.2.3.3 Stabilisation et fractionnement

Les hydrocarbures liquides sont stabilisés dans la première colonne de distillation pour éliminer les gaz légers (éthane et méthane) en tête de colonne et récupérer la phase liquide au fond de la colonne pour son fractionnement. Les hydrocarbures liquides stabilisés sont fractionnés en condensat et GPL dans la deuxième colonne de distillation. Les deux produits sont refroidis puis expédiés vers CSTF (Centre de stockage et de Transfer).

3.2.3.4 Compression des gaz à moyenne pression

Les gaz récupérés des ballons de séparation à moyenne pression et ceux provenant de la colonne de stabilisation, sont comprimés à nouveau par un turbocompresseur et mélangés au gaz sec produit.

3.3 Description des équipements étudiés :

3.3.1 Colonnes débutaniseur

Chaque train comprend un débutaniseur (C102). Son principe de fonctionnement est similaire à celui d'une colonne à distiller classique. Le débutaniseur permet de récolter le gaz en tête (propane et butane) et le condensat en pied (C5+). Le rebouillage est assuré par un four. Le reflux passe quant à lui par un aéroréfrigérant (E108) et un ballon de séparation (D108). Une pompe permet de faire circuler le reflux du ballon vers la colonne.

- **Description de l'équipement**

Les caractéristiques du débutaniseur sont reprises au tableau suivant :

Tableau 3.1 Caractéristiques du débutaniseur

Caractéristiques	Valeurs
Type d'installation	Débutaniseur
Substance	Gaz/condensat
T service (tête/fond) (°C)	0/190
T calcul (tête/fond) (°C)	-28.8/280
P service (barg)	14.5
P calcul (barg)	16.5
P épreuve (barg)	28.8
Volume total (m ³)	206

3.3.2 Colonnes dé-éthaniseur

Chaque train comprend un dé-éthaniseur Son principe de fonctionnement est similaire à celui d'une colonne à distiller classique. Le dé- éthaniseur permet de récolter le gaz en tête (méthane et éthane) et le condensat en pied. Le rebouillage est assuré par un four. Le reflux passe quant à lui par un échangeur de chaleur intégré au procédé et un ballon de séparation. Une pompe permet de faire circuler le reflux du ballon vers la colonne et une autre le condensat du pied au four. Le dé-éthaniseur est également alimenté en condensat par le séparateur.

- **Description de l'équipement**

Les caractéristiques des équipements sont reprises au tableau suivant.

Tableau 3.2 Caractéristique de dé-éthaniseur

Caractéristiques	Valeurs
Type d'installation	Dé-éthaniseur
Substance	Gaz/condensat
T calcul (tête/fond)	-16 / 145
T calcul (tête/fond) (°C)	-45.5 / 265
P service (barg)	27.4
P calcul (barg)	30.6
P épreuve (barg)	50
Volume (m ³)	205

3.3.3 Description des sections de stockage et expédition du GPL

Le GPL produit selon les spécifications requises provenant de la colonne débutaniseur est acheminé vers la section de stockage et d'expédition.

Il est aspiré à partir des ballons dégazeurs D005A-B par les pompes d'expédition P004A/B/C pour être refoulé vers le centre de stockage et transfert des liquides CSTF.

Le GPL pourra être stocké temporairement dans les sphères avec une capacité de 3591 m³ en cas d'arrêt d'expédition.

Le GPL issu du traitement non conforme aux spécifications est envoyé vers l'une des sphères pour être ensuite recyclé vers le train pour retraitement.

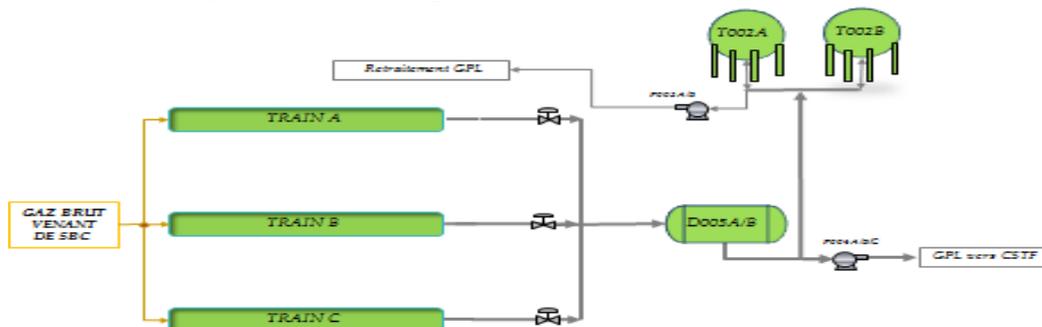


Figure 3.3 Section de stockage du GPL

3.3.3.1 Le ballon GPL

Les caractéristiques de l'équipement sont reprises dans le tableau suivant.

Tableau 3.3 Caractéristique de ballon de GPL

Caractéristiques	Valeurs
Type d'installation	Ballon de GPL
Substance	GPL
T service (°C)	31
T calcul (°C)	-28.8 / +93.3
P service (barg)	14.5
P calcul (barg)	16.5
P d'épreuve (barg)	29
Volume (m ³)	83.5
Densité (kg/m ³)	538

3.3.3.2 Pompe de GPL

Les caractéristiques de l'équipement sont reprises dans le tableau suivant.

Tableau 3.4 Caractéristique de pompe de GPL

Caractéristiques	Valeurs
Type d'installation	Ballon de GPL
Substance	GPL
T service (°C)	31
T calcul (°C)	-28.8 / +93.3
P service (barg)	14.5
P calcul (barg)	16.5
P d'épreuve (barg)	29
Volume (m ³)	83.5
Densité (kg/m ³)	538

3.3.3.3 Sphère de stockage GPL

Le GPL répond aux spécifications de vente est expédié vers le CSTF. Le GPL ne répondant pas aux normes est stocké dans deux sphères (T002A/B) puis refoulé vers le débutaniseur C102 afin de subir un retraitement. Le scénario représentatif étudié est la défaillance d'une sphère de GPL ; elles présentent chacune un volume total de 3591 m³ (les pompes associées aux sphères de stockage ont été prises en compte dans l'analyse du scénario relatif à la défaillance d'une ligne de GPL).

Les caractéristiques des sphères sont reprises dans le tableau suivant.

Tableau 3.5 Caractéristiques des sphères GPL

Caractéristiques	Valeurs
Type d'installation	Sphère de stockage
Substance	GPL
T service (°C)	21
T calcul (°C)	-17.5/93.3
P service (barg)	5.34
P épreuve (barg)	/
Volume (m ³)	3591
Densité (kg/m ³)	543

3.3.4 Description des sections de stockage et expédition du Condensât :

3.3.4.1 Stockage et expédition du condensât

La section stockage est composée de trois bacs à toits fixes T001A/B/C d'une capacité unitaire de 7990 m³.

Actuellement le condensât on SPEC produit provenant du fond de débutaniseur est directement transféré à partir des ballons D003A/B ou à partir des bacs vers le CSTF par le biais des pompes d'expédition P002A/B/C.

Le condensât non conforme aux spécifications requises est envoyé vers l'un des trois bacs pour être recyclé vers le train pour retraitement.

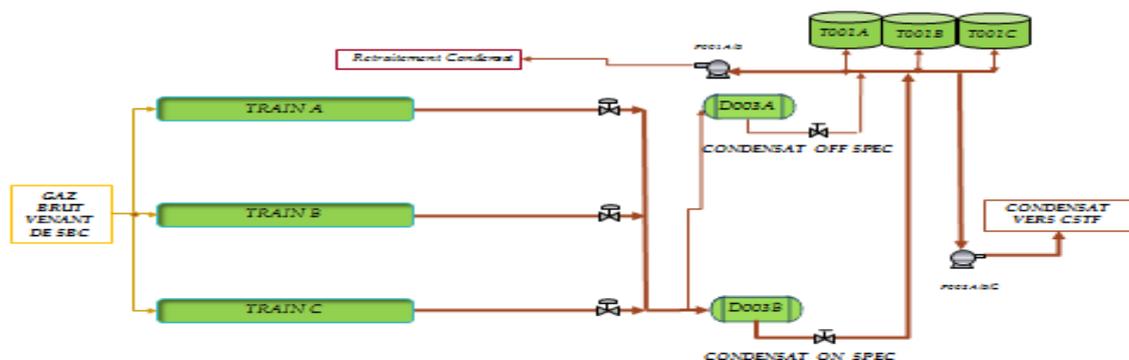


Figure 3.4 Section de stockage du condensât.

3.3.4.2 Le ballon condensat

Ce scénario étudie la défaillance d'un ballon de détente de condensat brut. L'équipement représentatif pour ce scénario est le D003AB. Celui-ci est choisi sur base de son volume et de sa pression.

- **Description de l'équipement**

Les caractéristiques de l'équipement sont reprises dans le tableau suivant.

Tableau 3.6 Caractéristiques des ballons de condensat

Caractéristiques	Valeurs
Type d'installation	Ballon de condensat
Substance	condensat
T service (°C)	40
T calcul (°C)	-28.8 / +182
P service (barg)	2
P calcul (barg)	7
P d'épreuve (barg)	15.3
Volume (m ³)	29
Densité (kg/m ³)	700

3.3.4.3 Pompe de condensat

Tableau 3.7 Caractéristiques des pompes de condensat

Caractéristiques	Valeurs
Type d'installation	Ballon de condensat
Substance	condensat
T service (°C)	40
T calcul (°C)	-28.8 / +182
P service (barg)	2
P calcul (barg)	7
P d'épreuve (barg)	15.3
Volume (m ³)	29
Densité (kg/m ³)	700

3.3.4.4 Bac de stockage condensat

Le site comporte trois réservoirs de stockage intermédiaires de condensat à toit fixe. Tous les bacs sont équipés d'une cuvette de rétention. Les murs des rétentions sont construits en utilisant du sable compact.

- **Description de l'équipement**

Les bacs de condensat opèrent à température ambiante et à une légère surpression. Les caractéristiques des bacs sont reprises dans le tableau suivant.

Tableau 3.8 Caractéristiques des bacs de stockage condensat

Caractéristiques	Valeurs
Type d'installation	Bac de stockage
Substance	Condensat
Type de toit	Fixe
T service (°C)	40
T calcul (°C)	-5 / +93.6
P service (barg)	0.002
P calcul (barg)	0.015
Volume (m ³)	7990
Hauteur (m)	12.8
Diamètre (m)	28.2

3.4 ETUDE PAR METHODE DOW F&EI

Afin d'illustrer les étapes de calcul de l'indice de risque d'incendie et d'explosion, nous prendrons la sphère de stockage de condensat comme exemple ; les autres équipements seront bien détaillés dans l'annexe B.

3.4.1 Indice de risque d'explosion et d'incendie F&EI « La sphère de stockage du GPL »

3.4.1.1 Facteur de risque de la sphère de stockage du GPL (F3)

Pour obtenir le facteur de risque de la sphère, il faut d'abord calculer le risque du procédé général et le risque du procédé spécial.

3.4.1.2 Risque du procédé général (F1)

Réaction chimique exothermique :

L'unité de traitement étudiée est une sphère .il n'y a pas de réaction chimique. D'où le score attribué est 0.

- Réaction chimique endothermique :

La réaction chimique endothermique n'a pas lieu. Alors le score attribué est 0.

- Manutention et transfert de la matière :

La sphère est un entrepôt de stockage du GPL ayant un $N_f=4$ nous attribuons un score de 0.85 de plus la sphère est munie des supports avec arrosage d'où le score ne sera pas ajusté.

- Unité de traitement couverte/fermée :

La sphère se situe dans une zone ouverte (espace non clos) donc aucun score n'est attribué.

- L'accès :

La sphère possède des accès qui sont appropriés donc aucun score n'est accordé.

- Drainage et contrôle des déversements :

L'endiguement qui est au tour de la sphère n'empêche pas le déversement du GPL vers d'autres zones donc aucun score n'est attribué.

Le facteur de risque général (F1) de la sphère est la somme de tous les scores des risques qui ont été évalués

$$F1 = 1 + \Sigma F1 (i) \quad \text{III. 1}$$

Ce qui donne : 1,85

3.4.1.3 Risque lié au procédé spécial (F2)

- Matière toxique

Le facteur de santé NH associé au propane (car le GPL est riche en propane) et donné par la norme NFPA est 1. Alors, le score attribué à cette section est obtenu par : $0,2 \times NH$ et donc 0,2.

- Basse pression

Aucun score n'est attribué car aucune possibilité d'introduction de l'air dans la sphère.

- Fonctionnement a ou près de l'intervalle d'inflammabilité :

L'air ne peut pas être présent dans la sphère ce qui donne le score =0.

- Explosion de poussière

Pour toutes les unités de traitements, aucun score n'est appliqué à l'explosion des poussières car il s'agit d'un site gazier ou les hydrocarbures sont traités.

- Pression de soulagement

Puisque la $P_s = 75.952422 \text{ psi}$ qui est inférieure à 1000psi donc le score est calculé comme suit :

$$\text{Score} = 0.16109 + \left(\frac{1.61503}{1000}\right) (P_s) - 1.42879 \left(\frac{P_s}{1000}\right) + 20.5172 \left(\frac{P_s}{1000}\right)^3 \quad \text{III. 2}$$

Score=0.27. Pression en Psi

- Basse température :

La construction de la sphère est en acier au carbone et fonctionne à un intervalle de température de (-4 à 93.6 °C). Le produit GPL est stocké à une température de 28.2°C. A cet effet, il est approprié pour la température de calcul, donc aucun score n'est appliqué.

- Quantité de la matière inflammable/instable :

On a le pouvoir calorifique du GPL = 25747 kcal/m^3

le pouvoir calorifique du GPL = 10843.7 kcal/kg

L'unité en cours d'évaluation (sphère de stockage du GPL) est située en dehors de la zone de traitement du gaz naturel (zone de stockage).

Nous avons $\text{le volume d'exploitation réel} = 2873 \text{ m}^3$

Sachant que la densité du GPL =0.541 (la masse volumique) ce qui nous donne :

$$\text{la quantité du GPL stocké} = 2873 * 0.541 = 1554.293 \text{ kg}$$

L'énergie libérée par la combustion de la quantité GPL stockée :

$$1554.293 \times 10843.7 = 16854287 \text{ kcal}$$

Nous avons $1 \text{ kcal} = 3.97 \text{ BTU}$

Donc la chaleur spécifique du GPL :

$$H_c = 0.06687092 \times 109 \text{ BTU}$$

Remplaçons dans l'équation :

$$\text{LogY} = -0.289069 + 0.472171 \times \log(X) - 0.074585 \times \log(X^2) - 0.01864 \times \log(X^3)$$

III. 3

Y = 60

par projection sur la courbe le score = 1,7

- Corrosion et érosion :

La corrosion et l'érosion sont des phénomènes qui peuvent se manifester dans la sphère de stockage, ce qui accélère la fragilité mécanique de ses parois. Selon les rapports d'inspection des sphères de stockage du GPL de Hassi R'mel, un taux de corrosion de 0.027 mm/an inférieur à 0.127 mm/an avec un risque de piqûre ou d'érosion locale sont relevés à cet effet le score est 0,10.

- Fuites de joints/conditionnement :

Les fuites de nature mineure du GPL peuvent se manifester dans la ligne de corrosion, les brides d'isolement, et les vannes, le score attribué dans ce cas est de 0,10.

- L'utilisation des équipements à combustion :

La probabilité d'inflammation du GPL lorsqu'il est libéré augmente en fonction de la présence d'équipements à combustion dans les zones voisines. Le score est basé sur la distance X entre la fuite et l'équipement à combustion le plus proche

Dans notre cas la source d'inflammation (turbine) est situé à X=120m de la sphère et la température du GPL en cas de fuite est de 28.2°C (supérieure à son point d'éclair qui est de -104°C). Pour cela, le calcul du score est donné par l'équation suivante :

$$\text{Log } y = -3.3243\left(\frac{x}{210}\right) + 3.75127\left(\frac{x}{210}\right)^2 - 1.42523\left(\frac{x}{210}\right)^3 \quad \text{III. 4}$$

Y : présente le score ;

X : présente la distance en pied (120m=393.72 pieds) :

$$Y=0.0036$$

- Système d'échange de chaleur par l'huile chaude :

La section du stockage du GPL n'est pas concernée par ce type de traitement, donc aucun score n'est attribué.

- Les équipements rotatifs :

L'unité évaluée ne possède pas d'équipement rotatif, pour cela le score dans cette section est nul.

D'où le facteur de risque spécial « F2 » de la sphère est la somme de tous les scores des risques qui ont été évalué.

$$F_2 = 1 + \Sigma F_2 (i)$$

Ce qui donne F2=3.37

3.4.1.4 L'indice d'incendie et d'explosion de la sphère :

Les dommages qui résultent lors d'un incident dans une sphère de stockage du GPL sont estimés par un indice calculé ci-après

$$F_3 = F_1 * F_2$$

$$F_3 = 1.85 * 3.37 ; F_3 = 6.23$$

$$F\&EI = F_3 \times MF$$

Ce qui nous donne $F\&EI=131$

3.4.1.5 Le Facteur matière du GPL

Le facteur MF est obtenu à partir de l'inflammabilité et la réactivité de la matière, données par la norme NFPA.

Le produit contenu dans la sphère est le GPL (mélange d'hydrocarbures de type C3 et C4 riche en propane, d'où : NF=4 ; NR=0.

Nous obtenons MF=21

Facteur de crédit de contrôle des pertes

3.4.1.6 Facteur de crédit de contrôle du procédé (C1) :

- Alimentation de secours

Un score de 1,00 est attribué dans notre cas, indiquant que la sphère ne possède pas une alimentation de secours.

- Système de refroidissement

La sphère possède comme système de refroidissement les couronne d'eau qui assurent plus de 150 % des besoins de refroidissement et pendant plus de 10 minutes pour cela on lui accorde un score de 0.97.

- Contrôle d'explosion

La sphère est protégée en cas d'une situation anormal par une soupape de sécurité qui a le même rôle que les événements pour cela on lui attribue un score de 0.98.

- L'arrêt d'urgence :

En cas de haut niveau du GPL dans la sphère, le système d'arrêt d'urgence s'active et lance la séquence de fermeture des vannes de remplissage. Le facteur de Crédit attribué dans ce cas est de 0,98.

- Contrôle informatique du procédé

Un système redondant des indicateurs de niveau (en double), de pression et de température est installé sur la sphère, ce qui justifie le choix de 0.93 comme un facteur de crédit.

- Gaz inerte

La sphère de stockage du GPL n'est pas munie d'un système de purge avec un gaz inerte. Alors, aucun facteur de crédit n'est attribué donc score=1.

- Procédures d'exploitation

Les programmes de suivi de la sphère, lors de ces phases de cycle de vie (exploitation, et maintenance) est assuré par un ensemble des procédures énumérées dans ce qui suit avec leur score. Pour les procédures de démarrage, d'arrêt programmé, les conditions de fonctionnement normales, les conditions de refus de fonctionnement, et les conditions de fonctionnement d'attente un facteur de crédit de 0.50 est attribué. Les procédures de fonctionnement revalorisé, de redémarrage juste après un arrêt et, de redémarrage de la sphère après l'entretien reçoivent un score de 1.00 chacune. Et enfin, le crédit pour la procédure de maintenance et d'arrêt d'urgence est de 1.50 et celui pour la procédure de modification de la sphère et de situation de défaut anormal prévisible de 2.00 et 3.00 respectivement.

Le facteur de crédit total de cette section, est calculé en utilisant l'équation suivante :

$$Y = 1.00 - X/150$$

$$X = \sum X(i) = 13.5$$

$$\text{D'où } Y = 0.91$$

- Inventaire des produits chimiques réactifs

Aucun produit chimique réactif n'est utilisé dans la section du stockage du GPL, donc un crédit de 1.00 est utilisé.

- Autres Analyses de risque du procédé :

Plusieurs outils d'analyse de risque sont utilisés pour évaluer les risques de la sphère de stockage :

- Evaluation quantitative des risques (QRA) avec un score de 0.91,
- Analyse par arbre d'événement avec un score de 0.93,
- Analyse par arbre de défaillance avec un score de 0.93,
- Etude Hazard and Operability (HAZOP) avec un score de 0.94,
- Audit environnemental, santé, sécurité et Etude What-if avec un facteur de 0.96 chacune,
- Enfin la check List d'évaluations et le management du changement avec un facteur de 0.98 chacun.

Comme ces méthodes sont utilisées occasionnellement, nous prendrons le plus grand facteur, soit 0.98.

Le facteur de crédit de contrôle du procédé « C1 » de la sphère est le produit de tous les crédits qui ont été évalué :

$$C_1 = \prod C_i$$

Ce qui donne :

$$C_1 = 0.77$$

Le facteur de crédit d'isolation de la matière (C2) :

- Les vannes de contrôle à distance :

La sphère dispose des vannes d'isolations actionnées à distance qui sont inspectées annuellement, le score attribué est 0.96.

- Vidange/purge :

La sphère dispose d'une soupape de sécurité liée à un système de torche ce qui lui accorde un score de 0.98.

- Drainage :

La sphère est à l'intérieur d'une cuvette de rétention sur quatre côtés, pour retenir les déversements en cas de destruction, alors il ne reçoit pas de crédit ; score=1.

- Système de verrouillage :

Le système de verrouillage n'est pas applicable pour le cas de la sphère. Donc score=1.

Le facteur de crédit d'isolation de la matière « C2 » de la sphère est le produit de tous les crédits qui ont été évalué :

$$C_2 = \prod C_i$$

Ce qui donne : 0.94.

Le facteur de crédit de protection contre l'incendie C (3) :

- Système de détection des fuites de gaz :

Au niveau de la sphère il y a des détecteurs de gaz qui sont installés avec une seule alarme permettant d'identifier la zone de la fuite de gaz dont un score de 0.98 est attribué.

- Charpente en acier :

Le matériau de construction des supports de la sphère est de l'acier ignifugé avec une hauteur inférieure à 5mètre, le score attribué est 0.98.

- Approvisionnement en eaux d'extinction :

La pression d'alimentation en eaux d'extinction est de 1300kpa qui est supérieure à 690 kpa, alors le crédit attribué est 0,94.

- Les systèmes particuliers :

La zone de stockage de GPL ne dispose pas de systèmes particuliers d'extinction tel que le CO2, l'halon, les détecteurs de fumées et de flammes et les murs anti-explosion. A cet effet, le crédit attribué est 1.

- Systèmes sprinklers :

Les couronnes de refroidissement ont le même rôle que le système de déluge elles assurent l'injection d'eau en cas de situation anormale donc le crédit est de 0.97.

- Les rideaux d'eau :

La couronne de refroidissement ayant même rôle que les rideaux d'eau permettent d'isoler la sphère en cas d'incendie extérieur, et donc éviter les effets dominos. Avec deux niveaux de buses, le crédit attribué est 0,97.

- Les mousses :

La sphère ne dispose pas d'un système de mousse pour cela aucun score n'est attribué ; crédit=1

- Les extincteurs à mains :

Il existe un approvisionnement adéquat des extincteurs à mains portatifs en cas d'un risque d'incendie pour la sphère ; le crédit attribué est de 0.98.

- Protection des câbles :

Un facteur de score de 0,94 est utilisé car les chemins des câbles sont enterrés dans une tranchée. Le facteur de crédit de protection contre l'incendie « C3 » de la sphère est le produit de tous les crédits qui ont été évalué :

$$C_3 = \prod C_i \quad \text{III. 5}$$

Ce qui donne : C3= 0.78.

Facteur de crédit de contrôle des pertes :

$$C(\text{total})=C1*C2*C3 \quad \text{III. 6}$$

$$LLCF = 0.57.$$

3.4.2 Etude de section de stockage et expédition de condensat

Les équipements contenus dans cette section sont plusieurs, donc nous préférons faire un seul exemple de calcul et détailler pour les autres équipements dans l'annexe B

3.5 Résultats obtenus

Après l'application de la méthode sur tous les équipements nous trouvons les résultats suivants

Tableau 3.9 Résultats de la méthode DOW F&EI

équipement	F&IE indice
Colonne dé-éthaniseur	208,60
Colonne débutaniseur	139,32
bac de stockage du condensat	320,67
bac de stockage du condensat 2	320,67
bac par défaut	320,67
Ballon de condensat	99,00
Ballon condensat 2	99,00
Ballon condensat par défaut	99,00
Pompe de condensat	71,85
Pompe condensat par défaut	72,00
Sphère de stockage de GPL	145,08
sphère par défaut	145,08
ballon de GPL	199,19
ballon GPL par défaut	199,19
Pompe de GPL	86,75
pompe GPL par défaut	86,75

Les détails de calcul sont spécifiés dans l'annexe C.

Tableau 3.10 Degré de danger pour F&EI

Indice F&EI	Degré du danger
1-60	Léger
61-96	Modéré
97-127	Intermédiaire
128-158	Fort
>159	Grave

Après que nous utilisons les marges données par la méthode DOW pour chaque criticité

Tableau 3.11 Les criticités tirées de l'application DOW F&EI

Equipement	F&IE indice	Marge de l'indice	Appréciation du risque par DOW
Colonne dé-éthaniseur	208,6	>159	Grave
Colonne débutaniseur	139,32	128-158	Fort
bac de stockage du condensat	320,67	>159	Grave
bac de stockage du condensat 2	320,67	>159	Grave
bac par défaut	320,67	>159	Grave
Ballon de condensat	99	97-127	Grave
Ballon condensat 2	99	97-127	Léger
Ballon condensat par défaut	99	97-127	Léger
Pompe de condensat	71,85	61-96	Modéré
Pompe condensat par défaut	72,00	61-96	Modéré
Sphère de stockage de GPL	145,08	128-158	Fort
sphère par défaut	145,08	128-158	Fort
ballon de GPL	199,19	>159	Grave
ballon GPL par défaut	199,19	>159	Grave
Pompe de GPL	86,75	61-96	Modéré
pompe GPL par défaut	86,75	61-96	Modéré

Conclusion

A travers ce chapitre, nous avons pu déterminer l'indice du risque ainsi que les criticités pour chaque équipement.

A partir des résultats obtenus, nous avons constaté que le niveau du risque relatif à chaque équipement est très élevé, contrairement à celui aperçu sur le terrain. Cela, nous a poussé à mener une étude comparative, en utilisant une autre méthode jugée plus crédible et plus adaptée au domaine pétrochimique.

Chapitre 4
Analyse de la fiabilité des
résultats de la méthode DOW
F&EI

Chapitre 4 : ajustement de la méthode

4.1 Introduction

Dans ce chapitre, nous allons étudier la crédibilité de la méthode DOW F&EI, en faisant une étude comparative entre cette dernière et la méthode HAZOP.

Sur la base des résultats de l'étude comparative, nous pourrions expliciter si l'ajustement est requis, et alors, dans ce cas nous l'exécuterons.

4.2 Application de la méthode HAZOP

La méthode HAZOP donne des appréciations des risques par scénario, dans ce contexte nous avons choisi de retenir l'appréciation de scénario la plus critique, comme une criticité de l'équipement en question.

4.2.1 Les résultats de l'étude

- Bac de stockage de condensat

En fonction des fréquences d'événements, de l'impact de ces effets et des moyens de prévention et de protection en place, nous obtenons :

Tableau 4.1 Résultats de l'étude par HAZOP bac de stockage de condensat

N°	Phénomène	Probabilité	gravite	Criticité
1	VCE	P2	G4	Inacceptable
2	Feu de flaque	P2	G4	Inacceptable
3	Feu de flash	P2	G3	ALARP
4	Boilover	P1	G1	Acceptable

D'après les résultats, nous constatons que la criticité du phénomène *Boilover* est acceptable, contrairement aux phénomènes Feu de flaque et VCE qui sont inacceptables, d'autre part le phénomène Feu de flash apparaît avec une criticité ALARP. Donc degré du risque dans le bac de stockage est inacceptable.

- Sphère de stockage du GPL

En fonction des fréquences d'événements, de l'impact de ces effets et des moyens de prévention et de protection en place, nous obtenons :

Tableau 4.2 Résultats de l'étude de sphere par HAZOP stockage de GPL

N°	Phénomène	Probabilité	gravite	Criticité
1	VCE	P1	/	Acceptable
2	BLEVE	P1	G4	ALARP
3	Boule de feu	< 10 ⁻⁶	/	Acceptable
4	Feu de flaque	P1	G4	ALARP
5	Feu chalumeau	P1	G4	ALARP
6	Feu flash	< 10 ⁻⁶	/	Acceptable

D'après les résultats, nous constatons que la criticité des phénomènes VCE, Boule de feu et feu de flash sont acceptables, d'autre part les phénomènes *BLEVE*, Feu de flaque et Feu chalumeau apparaissent avec une criticité ALARP ; donc le degré du risque dans la sphère de stockage est ALARP.

- Ballon de GPL

En fonction des fréquences d'événements, de l'impact de ces effets et des moyens de prévention et de protection en place, nous obtenons :

Tableau 4.3 résultats de l'étude par HAZOP ballon de GPL

N°	Phénomène	Probabilité	gravite	Criticité
1	VCE	P1	G4	ALARP
2	BLEVE	P1	G4	ALARP
3	Boule de feu	P1	G4	ALARP
4	Feu de flaque	P2	G3	ALARP
5	Feu de chalumeau	P2	G4	Inacceptable
6	Feu flash	P1	G3	ALARP

D'après les résultats, nous constatons que la criticité de phénomène *Boilover* est acceptable contrairement aux phénomènes Feu de flaque et VCE qui sont inacceptables. D'autre part, le phénomène Feu de flash apparaît avec une criticité ALARP. Ceci nous amène à conclure que le degré du risque dans le bac de stockage est inacceptable.

- Ballon de condensat

En fonction des fréquences d'événements, de l'impact de ces effets et des moyens de prévention et de protection en place, nous obtenons :

Tableau 4.4 resultats de l'etude par HAZOP

N°	Phénomène	Probabilité	gravite	Criticité
1	VCE	P1	G1	Acceptable
2	BLEVE	P1	G2	Acceptable
3	Boule de feu	< 10 ⁻⁶	/	Acceptable
4	Feu de flaque	P1	G2	Acceptable
5	Feu flash	P1	G2	Acceptable

D'après les résultats, nous constatons que les criticités des phénomènes VCE, BLEVE, Boule de feu, feu de flaque, feu de flash sont acceptables. Le degré du risque dans le bac de stockage est acceptable.

- Colonne dé-éthaniseur

En fonction des fréquences d'événements, de l'impact de ces effets et des moyens de prévention et de protection en place, nous obtenons :

Tableau 4.5 résultats de l'étude par HAZOP Colonne dé-éthaniseur

N°	Phénomène	Probabilité	gravite	Criticité
1	VCE	P2	G4	Inacceptable
2	BLEVE	P1	G4	ALARP
3	Boule de feu	P1	G4	ALARP
4	Feu de flaque	P3	G4	Inacceptable
5	Feu de chalumeau	P3	G2	ALARP
6	Feu flash	P2	G3	ALARP

- Analyse et discussions :

D'après les résultats, nous constatons que la criticité des phénomènes BLEVE et boule de feu sont ALARP, contrairement aux phénomènes Feu de flaque et VCE qui sont inacceptables. Le degré du risque dans le bac de stockage est inacceptable.

- Colonne débutaniseur

En fonction des fréquences d'événements, de l'impact de ces effets et des moyens de prévention et de protection en place, nous obtenons :

Tableau 4.6 Résultats de l'étude par HAZOP de colone débutaniseur

N°	Phénomène	Probabilité	gravite	Criticité
1	VCE	P1	G4	ALARP
2	BLEVE	P1	G4	ALARP
3	Boule de feu	P1	G4	ALARP
4	Feu de flaque	P2	G2	ALARP
5	Feu de chalumeau	P2	G2	ALARP
6	Feu flash	P1	G3	ALARP

- Analyse et discussions :

D'après les résultats, nous constatons que la criticité du phénomène *Boilover* est acceptable, contrairement aux phénomènes Feu de flaque et VCE qui sont inacceptables, d'autre part le phénomène Feu de flash apparaît avec une criticité ALARP.

- Conclusion :

Les phénomènes les plus critiques sont Feu de flaque et VCE, avec une criticité inacceptable.

Donc le degré du risque dans le bac de stockage est inacceptable.

4.3 Comparaison entre les résultats des deux méthodes

Hypothèse :

- Puisque la terminologie utilisée en terme de criticité est différente dans les deux méthodes, on suppose cette équivalence afin de faciliter leur comparaison :

Tableau 4.7 Equivalence proposé concernant la nomenclature des deux méthodes

Criticité par HAZOP	L'équivalent dans la méthode DOW F&EI
acceptable	Modéré ; Léger
ALARP	Intermédiaire
Inacceptable	Fort ; Grave

Après l'application de la méthode DOW F&EI et l'obtention des résultats de HAZOP on trouve les résultats qui sont illustrés dans le tableau suivant

Tableau 4.8 Comparaison des criticités de DOW F&EI et les criticités de HAZOP

équipement	l'appréciation de risque par DOW	l'appréciation de risque par HAZOP
Sphère de stockage de GPL(1)	Fort	ALARP
Sphère de stockage de GPL (2)	Fort	ALARP
ballon de GPL(1)	Grave	Inacceptable
ballon GPL (2)	Grave	Inacceptable
Pompe de GPL(1)	Modéré	/
pompe GPL (2)	Modéré	/
bac de stockage du condensat (1)	Grave	ALARP
bac de stockage du condensat (2)	Grave	ALARP
bac de stockage du condensat (3)	Grave	ALARP
Ballon de condensat (1)	Intermédiaire	acceptable
Ballon de condensat (2)	Intermédiaire	acceptable
Ballon de condensat (3)	Intermédiaire	acceptable
Pompe de condensat (1)	Modéré	/
Pompe de condensat (2)	Modéré	/
Colonne dé-éthaniseur	Grave	Inacceptable
Colonne débutaniseur	Fort	ALARP

4.4 Discussions et conclusion

D'après la comparaison, les deux méthodes nous donnent deux appréciations de risque différentes ce qui est justifié par leurs domaines d'application différents.

D'autre part, malgré la différence des deux méthodes, nous constatons que leurs résultats convergent. En réalité, tous les niveaux de risque obtenus par la méthode DOW F&EI sont plus importants au sens de la criticité

Nous pouvons conclure que la méthode DOW F&EI surestime le risque par rapport à la méthode HAZOP. Ceci est due à leurs domaines d'application, la méthode DOW étant à la base utilisée dans le domaine pharmaceutique où la sensibilité face aux risques est très grande.

4.5 Ajustement de la méthode :

Nous avons mentionné que la méthode DOW F&EI a l'inconvénient de surestimer le risque. Nous allons trouver un moyen d'ajustement afin d'avoir une estimation plus crédible et plus précise du risque permettant de l'intégrer au domaine pétrochimique.

4.5.1 Travaux antérieurs sur la modification de la F&EI

Le problème de surestimation de risqué de la méthode DOW F&EI a été traité auparavant :

Gupta et al. (2003) ont proposé un indice de risque appelé « Offset F&EI » [15] :

$$\text{offset F\&EI} = \text{LCCF}^{(0.5)} \times \text{F\&EI}$$

qui a le même MPPD réel que le F&EI d'origine, et donc également les mêmes valeurs que les autres informations de gestion, c'est-à-dire, MPDO et BI. Cependant, Gupta et al. (2003), dans leur interprétation, ignorent la différence entre le danger tel qu'évalué par la valeur F & EI, et le risque, tel que mesuré par les éléments d'information de gestion, par exemple, le dommage maximal probable au procédé (MPPD).

Cela peut conduire à une utilisation et une analyse incorrectes lors de l'utilisation de l'option "Offset F & EI". Par exemple, des mesures de contrôle des pertes, comme un ordinateur de contrôle de processus ou des vannes de commande à distance ou des systèmes de mousse, peuvent rendre une usine plus sûre, mais elles peuvent échouer. Par conséquent, leur présence ne rend pas le système plus sûr ou ne change pas son niveau de danger. Ces mesures ne changent que le niveau de risque. Par exemple, ce ne serait pas une bonne pratique d'ingénierie de réduire l'espacement de la disposition à cause d'un ordinateur de contrôle de processus dans la salle de contrôle. En cas d'incendie et /ou d'explosion, l'ordinateur de contrôle de processus ne limite pas la zone touchée par ce feu et /ou explosion.

Par conséquent, l'ordinateur de contrôle de processus ou toute autre mesure de contrôle des pertes ne peut pas être utilisé pour calculer l'espacement des équipements dans l'aménagement de l'installation, comme dans l'équation du rayon d'exposition, Guide des IE et des IE (AIChE, 1994) [5]

$$\mathbf{R} = \mathbf{0.256} \times \mathbf{F\&EI}$$

Une disposition de l'installation, qui minimise les pertes dues aux incendies et aux explosions, tentera d'espacer l'équipement, de sorte que les zones d'exposition définies par le rayon ci-dessus ne se chevauchent pas et qu'un feu ou une explosion dans une unité de traitement n'a pas d'effet domino unité.

L'interprétation du rayon d'exposition ou de la zone d'exposition calculée à partir du F & EI compensé utilisant le même facteur de multiplication que dans le Guide F & EI, soit 0,256 (en unités SI), n'est pas claire, tout comme la valeur de remplacement calculée à partir de cette zone.

Malheureusement, Gupta et al. (2003) conclut, en se basant sur «Offset F & EI», que «l'équipement peut être moins étalé pour éviter les effets domino» et que «cela implique des exigences moindres en termes de terres» ou «des longueurs de tuyaux plus courtes».

Gupta et al. (2003) indiquent également que « les mesures de contrôle des pertes sont mises en place pour réduire le risque potentiel d'un processus ».

Des mesures de contrôle des pertes sont prises pour réduire le risque, comme indiqué par MPPD, MPDO ou BI. Le danger ne peut être réduit qu'en appliquant les principes de conception intrinsèquement plus sûre. Il n'est pas non plus correct d'affirmer que le système « Offset F & EI » rend le système intrinsèquement plus sûr. Seuls les changements de système, c'est-à-dire, la conception du processus et les modifications de route de processus rendront le système intrinsèquement plus sûr. [5]

4.5.1.1 Likely Loss Fire and Explosion Index LL-F&EI

Cette modification a été bien détaillée dans le chapitre 2 titre 2.3

4.5.2 Procédure de la modification

Pour l'ajustement en va prendre la méthode HAZOP comme une référence.

Après avoir établi une comparaison des résultats de DOW F&EI et HAZOP on trouve que c'est possible d'opter à un ajustement par un score de proportion afin d'augmenter la crédibilité de la méthode DOW F&EI.

Le facteur d'ajustement se fait à l'aide d'une étude qualitative.

Tableau 4.9 Comparaison des résultats des deux méthodes

Equipement	F&EI	Criticité (DOW)	Criticité (HAZOP)
Sphère de stockage de GPL (1)	145,07	Fort	ALARP
Sphère de stockage de GPL (2)	145,07	Fort	ALARP
Ballon de GPL (1)	199,18	Grave	Inacceptable
Ballon de GPL (2)	199,18	Grave	Inacceptable
Bac de stockage du condensat (1)	320,67	Grave	Inacceptable
Bac de stockage du condensat (2)	320,67	Grave	Inacceptable
Bac de stockage du condensat (3)	320,67	Grave	Inacceptable
Ballon de condensat (1)	184,39	Grave	acceptable.
Ballon de condensat (2)	184,39	Grave	acceptable.
Ballon de condensat (3)	184,39	Grave	acceptable.
Colonne dé-éthaniseur	208,6	Grave	Inacceptable
Colonne débutaniseur	139,32	Fort	ALARP

Pour que les criticités données de la méthode F&EI ressemble à celles données par la méthode HAZOP, il faut que l'indice de risque (F&EI) soit dans la marge de criticité donnée par la méthode HAZOP donc nous avons proposé un poids pour chaque criticité en respectant les marges de DOW F&EI appropriés :

Tableau 4.10 Les marges d'indice appropriée aux criticités de la méthode HAZOP

Criticité (HAZOP)	Marge F&EI
ALARP	97-129
ALARP	97-129
Inacceptable	>129
acceptable.	1-97
acceptable.	1-97
acceptable.	1-97
Inacceptable	205>129
ALARP	97-129

Afin d'établir une relation entre l'indice du risque trouvé et les poids de chaque criticité,

Tableau 4.11 Indice de risque F&EI et poids proposé pour l'ajustement

Equipement	F&EI trouvée	Moyen de Marge F&EI
Sphère de stockage de GPL (1)	145,07	113
Sphère de stockage de GPL (2)	145,07	113
ballon de GPL (1)	199,18	150
ballon de GPL (2)	199,18	150
bac de stockage du condensat (1)	320,67	200
bac de stockage du condensat (2)	320,67	200
bac de stockage du condensat (3)	320,67	200
Ballon de condensat (1)	99,37	48,5
Ballon de condensat (2)	99,37	48,5
Ballon de condensat (3)	99,37	48,5
Colonne dé-éthaniseur	208,6	150
Colonne débutaniseur	139,32	113

L'Analyse de la relation entre l'indice de risque trouvé (F&EI) et les poids de chaque criticité trouvée par l'étude HAZOP sont donnés dans le figure ci-dessous

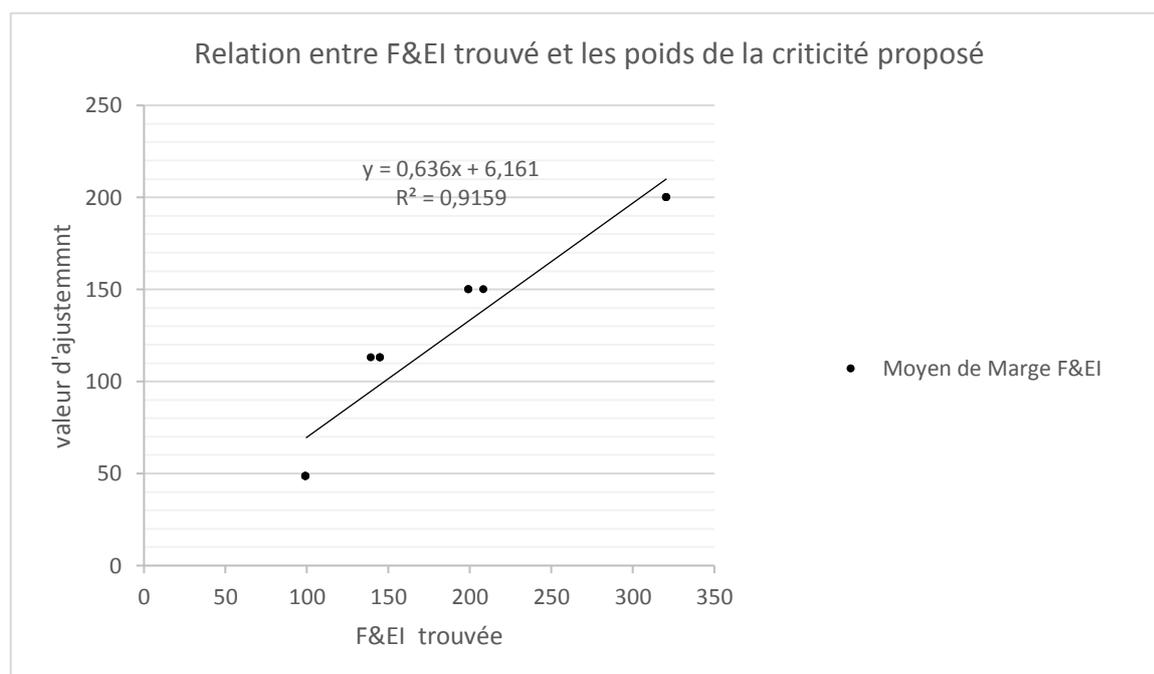


Figure 4.1 Relation entre l'indice de risque et les poids des criticités proposées

A partir de cette représentation graphique, nous constatons que :

$$Le\ poids\ de\ chaque\ criticité = F\&EI_{trouvé} \times 0.636 + 6.161$$

Nous remarquons que le coefficient $R^2 = 0.9159$ et il est proche de 1, ce qui reflète la fiabilité de l'ajustement. Pour cela, nous pouvons généraliser cette relation pour l'ensemble des équipements présents dans le complexe gazier Hassi R'mel.

Donc, l'indice de risque devient :

$$F\&EI_{ajusté} = F\&EI \times 0.636 + 6.161$$

4.5.3 Vérification de l'ajustement

Après ajustement, nous obtenons les résultats suivants :

Tableau 4.12 Resultats de la methode DOW F&EI après ajustement

Equipement	F&EI ajusté	Criticité (DOW)	Criticité (HAZOP)
Sphère de stockage de GPL	100	Intermédiaire	ALARP
sphère par défaut	100	Intermédiaire	ALARP
ballon de GPL	137	fort	Inacceptable
ballon GPL par défaut	137	fort	Inacceptable
bac de stockage du condensat	221	Grave	Inacceptable
bac de stockage du condensat 2	221	Grave	Inacceptable
bac par défaut	221	Grave	Inacceptable
Ballon de condensat	69	Modéré	acceptable.
Ballon condensat 2	69	Modéré	acceptable.
Ballon condensat par défaut	69	Modéré	acceptable.
Colonne dé-éthaniseur	148	fort	Inacceptable
Colonne débutaniseur	99	Intermédiaire	ALARP

4.5.3.1 Discussion

Nous constatons que les résultats tirés par les deux méthodes semblent être plus proches après l'ajustement par l'optimisation que ce qui justifie la fiabilité de notre ajustement.

4.6 Conclusion :

A travers ce chapitre, nous avons pu mener une étude comparative entre les deux méthodes DOW F&EI et HAZOP. Sur la base des résultats obtenus, nous avons opté pour une approche d'optimisation par la technique d'ajustement.

Les résultats d'ajustement nous informent sur le degré de la fiabilité de notre technique, un coefficient de $R^2 = 0.9151$ étant obtenu.

Après ajustement, nous avons repris l'analyse comparative pour prouver la fiabilité de notre technique.

CHAPITRE VI

*L'élaboration d'un tableau de
bord de maîtrise de risque par
l'utilisation de l'indice DOW
F&EI ajusté*

Chapitre 5 : L'élaboration d'un tableau de bord de maîtrise de risque par l'utilisation de l'indice DOW F&EI ajusté

Introduction

L'objectif de ce chapitre est dédié à l'élaboration d'un tableau de bord en forme de jauge qui indique le niveau de maîtrise des risques au niveau de la station de Sonatrach Hassi R'mel. Nous prendrons comme modèle de calcul la section de stockage (module 4).

5.1 Procédure

Dans un premier temps, nous calculons le degré de maîtrise du risque en utilisant l'indice F&EI obtenu dans le chapitre précédent et en nous basant sur l'équation V.1, le tableau 5.1:

$$LL - F\&EI = 0.453805 \times (LCCF \times DF)^{0.5} \times F\&EI_{ajusté} \quad V.1$$

- $F\&EI_{ajusté} = F\&EI \times 0.636 + 6.161$
- LLCF : Facteur de crédit de contrôle des pertes
- DF : facteur de dommage

Tableau 5.1 Degré de danger par la LL-F&EI

Marge de LL-F&EI	Degrée de risque
1-27	Acceptable
28-43	Modéré
44-57	Intermédiaire
58-71	Grave
>72	Très grave

On propose :

$$LL - F\&EI_{max} = 82$$

$$LL - F\&EI_{min} = 1$$

Donc

- pour une maîtrise de risque à 100% on $LL - F\&EI_{min} = 1$
- pour une maîtrise de risque à 0% on $LL - F\&EI_{max} = 82$

Nous obtenons l'équation suivante :

$$\% = \left(1 - \frac{LL - F\&EI}{LL - F\&EI_{max}}\right) \times 100 \quad V.2$$

Les pourcentages de maîtrise des risques et leur signification sont illustrés dans le tableau suivant qu'on interprétera par la suite sous forme de jauge :

Tableau 5.2 Les pourcentages et les signification de l'indice LL-F&EI

Degrée de risque	LL-F&EI range	Pourcentage (%)	couleur
Acceptable	1-27	67.07-100	Vert
Modéré	28-43	47.56-67.07	Vert jaunâtre
Intermédiaire	44-57	30.48-47.56	Jaune
Grave	58-71	13.41-30.48	Orange
Très grave	>72	0.00-13.41	Rouge

On a choisi le *LCCF* comme indicateur de performance qui indique l'apport des barrières de sécurité à la minimisation de risque donc à l'augmentation de niveau de maîtrise de risque

$$LCCF = \prod C_i \quad V.3$$

Les facteurs de crédit de contrôle des (LLCF) pertes visent à tenir compte des caractéristiques de l'installation expérimentale ou de l'installation pilote qui, d'après l'expérience, ont prouvé leur utilité à la fois pour prévenir les incidents graves et réduire la probabilité et l'ampleur d'un incident particulier. Le but des crédits de contrôle des pertes est de réduire le coût d'un accident à une valeur plus probable et plus réaliste. Ainsi, seules les caractéristiques qui contribueront réellement à réduire ou contrôler les risques d'installation analysés devraient être considérées.

Le crédit global de contrôle des pertes est le produit de tous les facteurs de crédit de contrôle des pertes pertinents. Ainsi, les facteurs de crédit sont multipliés, tandis que les facteurs de pénalité sont ajoutés. [5]

C_i (0-1) indique l'apport de chaque barrière à l'augmentation de niveau de maîtrise

5.1.1 Fonctionnement de l'indicateur :

Afin d'utiliser cet outil pour le suivi et le contrôle du niveau de maîtrise de risque. Nous fournissons un fichier Excel contenant notre indicateur qui permet aux utilisateurs de modifier le facteur de contrôle d'un équipement de sécurité tel que le refroidissement, alimentation de secours.

5.1.1.1 Système de sécurité actuel

Pour avoir le niveau de risque en utilisant le système de sécurité, nous avons inséré les facteurs (C_i) correspondantes aux différentes barrières de sécurité présentes dans la section.

L'indicateur de maîtrise de risque interprète l'effet de l'ensemble des barrières de sécurité présentes dans la section sur le niveau de maîtrise de risque de la section de stockage et nous renseignera sur le niveau de risque de l'Équipement et la maîtrise de risque au niveau de la section de stockage.

5.1.1.2 En cas de changement de système de sécurité

Afin d'avoir le niveau de maîtrise en cas de changement au niveau de système de sécurité l'utilisateur insert le facteur en respectant les conditions suivantes :

- ❖ Si un équipement tombe en panne veuillez entrer la valeur 1 au champ approprié
- ❖ En cas de non-respect des durées de vérification périodique, le vieillissement de l'état de barrière de sécurité, ou le dépassement de durée de changement de la barrière : l'utilisateur doit choisir un facteur d'où l'intervalle supérieur au facteur original suivant son expérience ou l'avis d'un expert
- ❖ En cas d'ajout un équipement de sécurité veuillez vérifier l'intervalle de facteur équivalent

5.1.1.3 L'exemple suivant va nous permettre de comprendre le procédé

a. Cas de système de sécurité actuel

- Niveau de maîtrise de risque au niveau de l'équipement

Nous prenons le cas de pompe de condensat (2) comme un exemple d'un équipement

Facteur de crédit de contrôle des pertes pompe de condensat (2)		
C1:Facteur de crédit de contrôle du procédé		
	L'intervalle des facteurs	insert votre facteur
A:Alimentation de secours	0,98	1,00
B:Refroidissement	0,97 to 0,99	0,97
C:Contrôle d'explosion	0,84 to 0,98	1,00
D:Arrêt d'urgence	0,96 to 0,99	0,98
E:Contrôle informatique du procédé	0,93 to 0,99	0,97
F:Gaz inerte	0,94 to 0,96	1,00
G:Procédures/instructions d'exploitation	0,91 to 0,99	0,91
H:Inventaire des produits chimiques réactifs	0,91 to 0,98	1,00
C2:Facteur de crédit de l'isolation de la matière C2		
	L'intervalle des facteurs	insert votre facteur
A:Vannes de contrôle à distance	0,96 to 0,98	0,96
B:Vidange/purge	0,96 to 0,98	0,96
C: Drainage	0,91 to 0,97	0,97
D:Verrouillage	0,98	1,00
C3:Facteur de crédit de protection contre l'incendie C3		
	L'intervalle des facteurs	insert votre facteur
A:Détéction des fuites	0,94 to 0,98	0,98
B:Charpente d'acier	0,95 to 0,98	1,00
C:Approvisionnement en eau d'extinction	0,94 to 0,97	0,94
D: Systèmes particuliers	0,91	1,00
E:Systèmes sprinkler	0,74 to 0,97	0,97
F:Rideaux d'eau	0,97 to 0,98	0,97
G:Les mousses	0,92 to 0,97	1,00
H:Extincteurs à main	0,93 to 0,98	0,98
I:Protection des cables	0,94 to 0,98	0,94

- Si un équipement tombe en panne veuillez entrer la valeur 1 au champ approprié

- En cas de non respect des durées de vérification périodique, le vieillissement de l'état de barrière de sécurité, ou le dépassement de durée de changement de la barrière : l'utilisateur doit choisir un facteur d'où l'intervalle supérieur au facteur original suivant son expérience ou l'avis d'un expert

- En cas d'ajouter un équipement de sécurité veiller vérifier l'intervalle de facteur équivalent

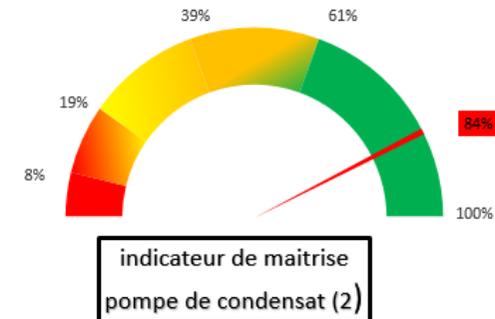


Figure 5.1 Aperçu du tableau de bord (pompe condensat)

- Niveau de maitrise de risque au niveau de la section de stockage

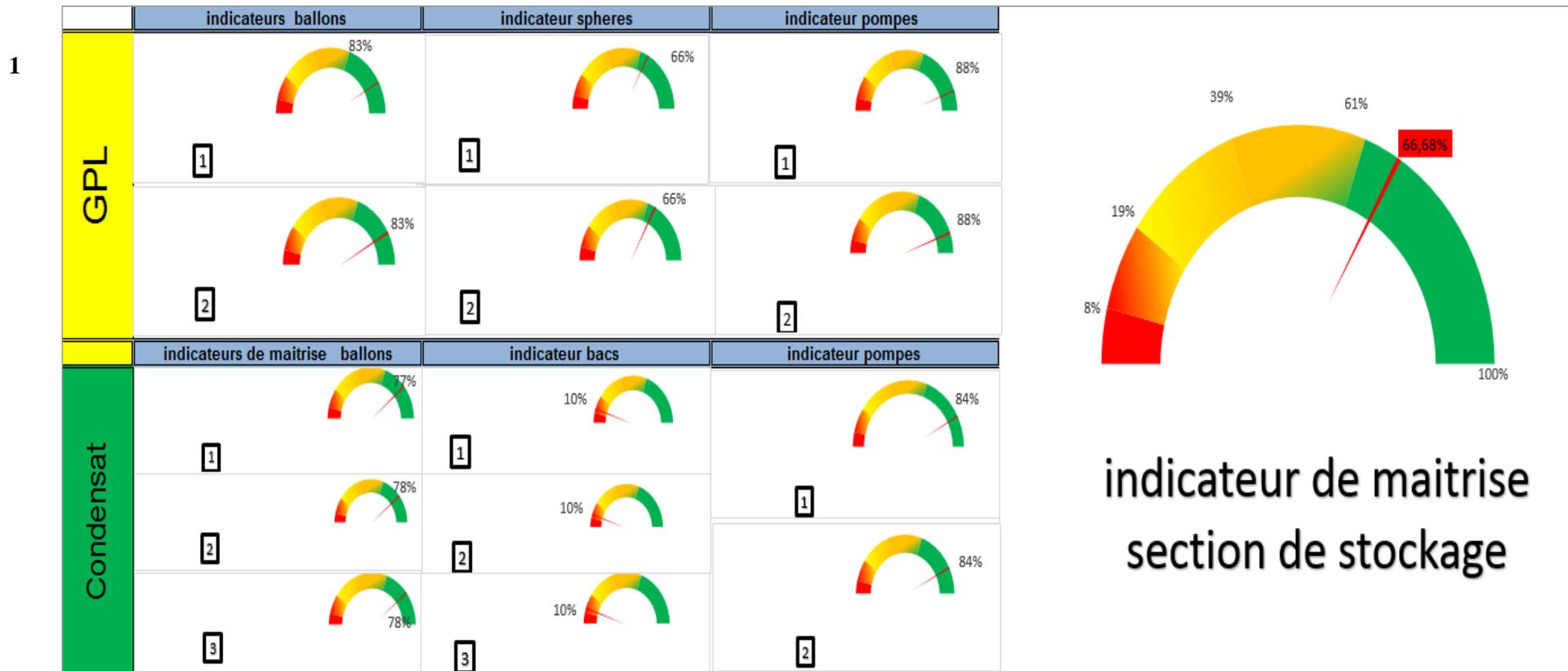


Figure 5.2 Aperçu du tableau de bord (section de stockage)

Donc, le niveau initial de maîtrise de la section de stockage est de 84 %

b. Exemple de changement de système de sécurité

Nous supposons que l'entreprise implante un système sprinkler à l'équipement « pompe condensat 2 » donc, il suffit que l'utilisateur insère le facteur de perte équivalent au système sprinkler qui est de 0.74.

L'application calculera l'effet de ce changement (système de protection) sur le niveau de maîtrise d'équipement et même au niveau de la section de stockage.

Facteur de crédit de contrôle des pertes pompe de condensat (2)		
C1:Facteur de crédit de contrôle du procédé		
	L'intervalle des facteurs	insert votre facteur
A.Alimentation de secours	0,98	1,00
B.Refroidissement	0,97 to 0,99	0,97
C.Contrôle d'explosion	0,84 to 0,98	1,00
D.Arrêt d'urgence	0,96 to 0,99	0,98
E.Contrôle informatique du procédé	0,93 to 0,99	0,97
F.Gaz inerte	0,94 to 0,96	1,00
G.Procédures/instructions d'exploitation	0,91 to 0,99	0,91
H.Inventaire des produits chimiques réactifs	0,91 to 0,98	1,00
C2:Facteur de credit de l'isolation de la matière C2		
	L'intervalle des facteurs	insert votre facteur
A.Vannes de contrôle à distance	0,96 to 0,98	0,96
B.Vidange/purge	0,96 to 0,98	0,96
C. Drainage	0,91 to 0,97	0,97
D.Verrouillage	0,98	1,00
C3:Facteur de credit de protection contre l'incendie C3		
	L'intervalle des facteurs	insert votre facteur
A.Détéction des fuites	0,94 to 0,98	0,98
B.Charpente d'acier	0,95 to 0,98	1,00
C.Approvisionnement en eau d'extinction	0,94 to 0,97	0,94
D.Systèmes particuliers	0,91	1,00
E.Systèmes sprinkler	0,74 to 0,97	0,74
F.Rideaux d'eau	0,97 to 0,98	0,97
G.Les mousses	0,92 to 0,97	1,00
H.Extincteurs à main	0,93 to 0,98	0,98
I.Protéction des cables	0,94 to 0,98	0,94

- Si un équipement tombe en panne veuillez entrer la valeur 1 au champ approprié

- En cas de non respect des durées de vérification périodique, le vieillissement de l'état de barrière de sécurité, ou le dépassement de durée de changement de la barrière : l'utilisateur doit choisir un facteur d'où l'intervalle supérieur au facteur original suivant son expérience ou l'avis d'un expert

- En cas d'ajouter un équipement de sécurité veiller vérifier l'intervalle de facteur équivalent

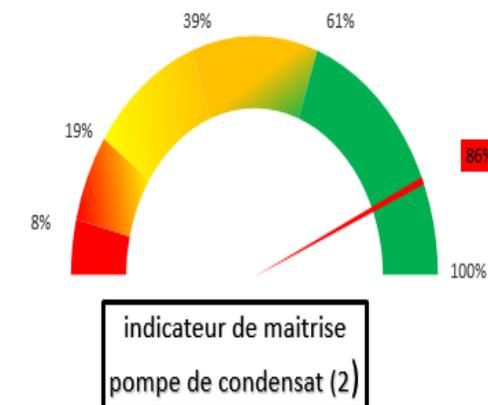
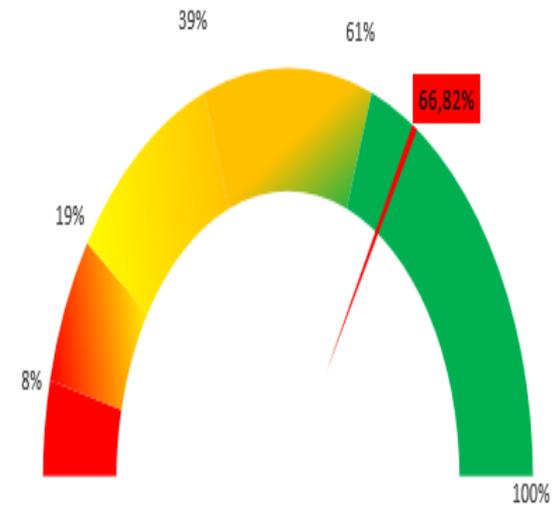


Figure 5.3 Aperçu du tableau de bord (pompe condensat 2) après la mise en place de système sprinkler

	indicateurs ballons	indicateur spheres	indicateur pompes
GPL	1	1	1
	2	2	2
	indicateurs de maitrise ballons	indicateur bacs	indicateur pompes
Condensat	1	1	1
	2	2	2
	3	3	3



indicateur de maitrise
section de stockage

Figure 5.4 Aperçu du tableau de bord (section de stockage) après la mise en place de système sprinkler

c. Discussion des résultats

Nous remarquons que les niveaux de maîtrise ont changé :

- Le niveau a augmenté de 84% à 86 % pour La pompe de condensat (2).
- Le niveau a augmenté de 66.68 % à 66.82 % pour la section de stockage.

Nous constatons que grâce à cet outil, nous pouvons connaître l'apport réel de chaque barrière de sécurité sur le niveau de la maîtrise des risques de l'équipement en question et au niveau de la totalité de la section de stockage.

5.2 Analyse des résultats

5.2.1 Discussion

D'après le tableau de bord, nous constatons que tous les équipements de la section de stockage ont un niveau de risque acceptable, alors que les bacs de stockage ont un niveau de risque inacceptable (le niveau de maîtrise est de l'ordre de 10 %).

Ces résultats sont conformes aux points suivants :

- La grande quantité de matière inflammable (condensats) stockée.
- L'indice d'explosion et d'incendie du bac obtenu de 320,04 reflète le degré de gravité selon la classification des indices *F&EI*.
- La valeur du facteur de dommage de 0,83 est relativement élevée par rapport à la valeur maximale, ce qui signifie que l'effet de la libération d'énergie d'incendie et d'explosion du bac est importante.
- La simulation réalisée dans l'étude de danger nous a montré que la destruction totale des équipements et au voisinage d'une zone de 21 077,39 m².

5.2.2 Recommandations

Les résultats de cette partie, nous permettent de proposer à l'entreprise les recommandations suivantes :

1. Agir de manière préventive afin d'éviter toute fuite de produit inflammable en mettant en place un planning d'inspection pour garantir l'intégrité des instruments, vannes, et systèmes de sécurité intrinsèque.
2. Placer un système anti-incendie qui se déclenche automatiquement par des détecteurs de flamme, pour maîtriser l'extinction en peu de temps.
3. Renforcer les mesures d'isolation des équipements situés à un rayon de 81.93 m (tel que les rideaux).
4. Utiliser du matériel anti déflagrant ADF en respectant les zones ATEX pour éviter toute source d'ignition.
5. Vérifier périodiquement les systèmes d'intervention, autour des équipements à protéger pour s'assurer qu'ils seront exploitables en cas d'accident.
6. Assurer l'alimentation continue en eau d'extinction.

5.2.2.1 Vérification du niveau de sécurité en cas de l'application de recommandation :

Pour avoir le niveau de risque après les recommandations citées précédemment, il faut traduire les barrières de sécurité en facteur de contrôle de perte :

- Le système anti-incendie automatique, représente un moyen de contrôle informatique de procédé, le facteur de contrôle de perte varie entre 0.93 à 0.99, donc nous prenons 0,93.
- Approvisionnement en eau d'extinction : le facteur de contrôle de perte varie de 0.94 to 0.97 nous prenons 0,94.
- L'inspection des équipements pour éviter les fuites, un moyen de détection des fuites, le facteur de contrôle de perte varie de 0.94 à 0.98 donc nous prenons 0,94.
- Utilisation des équipement électrique ATEX, un moyen de contrôle d'explosion, le facteur de contrôle des pertes varie de 0.84 à 0.98 donc nous prenons 0,84.

Après l'insertion de ces facteurs, voire figure 4.5, nous constatons que le niveau de maîtrise de risque est amélioré, en effet il attient une criticité jugée intermédiaire (ALARP) avec un niveau de maîtrise de 20%.

C1:Facteur de crédit de contrôle du procédé

	L'intervalle des facteurs	Insert votre facteur
A:Alimentation de secours	0,98	0,98
B:Refroidissement	0,97 to 0,99	1,00
C:Contrôle d'explosion	0,84 to 0,98	0,84
D:Arrêt d'urgence	0,96 to 0,99	0,98
E:Contrôle informatique du procédé	0,93 to 0,99	0,93
F:Gaz inerte	0,94 to 0,96	1,00
G:Procédures/instructions d'exploitation	0,91 to 0,99	0,91
H:Inventaire des produits chimiques réactifs	0,91 to 0,98	0,91
I:Autres analyses de risque du procédé	0,91 to 0,98	0,98

C2:Facteur de credit de l'isolation de la matière C2

	L'intervalle des facteurs	Insert votre facteur
A:Vannes de contrôle à distance	0,96 to 0,98	0,96
B:Vidange/purge	0,96 to 0,98	0,96
C: Drainage	0,91 to 0,97	1,00
D:Verrouillage	0,98	1,00

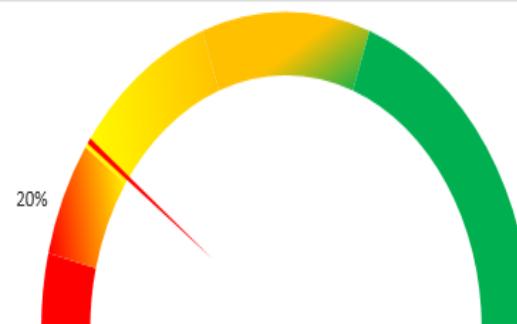
C3:Facteur de credit de protection contre l'incendie C3

	L'intervalle des facteurs	Insert votre facteur
A:Détection des fuites	0,94 to 0,98	0,94
B:Charpente d'acier	0,95 to 0,98	0,95
C:Approvisionnement en eau d'extinction	0,94 to 0,97	0,94
D: Systèmes particuliers	0,91	1,00
E:Systèmes sprinkler	0,74 to 0,97	1,00
F: Rideaux d'eau	0,97 to 0,98	0,97
G: Les mousses	0,92 to 0,97	0,94
H:Extincteurs à main	0,93 to 0,98	0,95
I:Protection des cables	0,94 to 0,98	0,98

- Si un équipement tombe en panne veuillez entrer la valeur 1 au champ approprié

- En cas de ne respect les durées de vérification périodique, le vieillissement de l'état de barrière de sécurité, ou le dépassement de durée de changement de la barrière : l'utilisateur doit choisir un facteur d'où l'intervalle supérieur au facteur original suivant son expérience ou l'avis d'un expert

- En cas d'ajouter un équipement de sécurité veiller vérifier l'intervalle de facteur équivalent



indicateur de maitrise
bac de stockage de condensats (3)

Figure 5.5 Résultats obtenus à partir du tableau de bord

CONCLUSION

Cette étude nous a permis de mettre en place un tableau de bord qui, nous informe, d'une part, sur l'influence de l'état de barrière sur le niveau de maîtrise et qui nous permet d'autre part de comprendre de façon plus simple la situation sécuritaire de la section de stockage ainsi que l'évaluation et la gestion des risques liées à cette section.

Donc ce tableau de bord constitue un outil d'aide à la décision en permettant aux responsables de cette section de surveiller la situation sécuritaire.

Conclusion générale

L'objectif de ce mémoire était d'établir un tableau de bord reflétant l'effet de l'état de barrière de sécurité sur la maîtrise des risques d'incendie et d'explosion au niveau de l'entreprise SONATRACH Division Production de Hassi R'mel (MPP4 section de stockage). Pour atteindre cet objectif, nous avons procédé comme suit :

Dans un premier temps, nous avons appliqué la méthode DOW F&EI sur tous les équipements de la section étudiée afin d'avoir les indices de risque (incendie & explosion) relatifs aux équipements en question ainsi que leurs criticités.

En se basant sur l'étude de danger réalisée par l'entreprise, nous avons comparé les résultats de la méthode DOW F&EI avec ceux de la méthode HAZOP et nous avons constaté que la méthode DOW F&EI surestime la criticité des risques. Car le domaine d'application d'origine de cette méthode est le domaine pharmaceutique pour lequel la sensibilité face aux risques est importante. Ceci a nécessité un ajustement de la méthode DOW F&EI par l'optimisation des indices de risque afin de converger les résultats des deux méthodes.

Afin de réaliser cet ajustement, nous avons déterminé les criticités de chaque équipement à partir l'étude HAZOP, une pondération a été faite en prenant en compte les marges de la méthode DOW F&EI et un avis d'expert. En comparant les résultats obtenus, nous avons optimisé l'indice de risque trouvé par la méthode DOW. Et en effet on a trouvé un R^2 proche de l'unité reflétant la fiabilité de notre ajustement.

En tenant compte des résultats obtenus, nous avons élaboré un tableau de bord de maîtrise de risque, en utilisant le logiciel Excel, qui interprète quantitativement l'effet de l'état des barrières de sécurité sur le niveau de la maîtrise des risques à l'aide des facteurs de contrôle des pertes (LLCF) proposés par la méthode elle-même. Ces facteurs indiquent le pouvoir de réduction de risque pour chaque barrière de sécurité.

La mise en œuvre de ce tableau de bord nous a donné une vision claire et réelle sur la maîtrise de risque d'incendie et d'explosion est peut-être exploité comme un outil d'aide à la décision. Cependant, il faut faire attention à la surestimation de risque d'où l'obligation d'ajuster la méthode selon le domaine d'application, notamment le domaine pétrochimique.

Références bibliographiques

- [1] Center for Chemical Process Safety. (2001). Layer of protection analysis – Simplified process risk assessment. New York, NY: Center for Chemical Process Safety. pp. 1–258.
- [2] Dr A. CHERFAOUI - Notes du Cour Etude de dangers, Groupe HSE aval promotion 2017
- [3] Y. He, M. Horasan, P. Taylor, and C. Ramsay, “Stochastic Modelling for Risk Assessment,” Proceedings of the Seventh International Fire Safety Science Symposium, International Association for Fire Safety Science, London, pp. 336–337 (2002).
- [4] Layer of protection analysis -Simplified Process Risk Assessment (2001).
- [5] Gupta, J.P., Khemani, G. and Mannan, M.S., 2003, Calculation of Fire and Explosion Index (F&EI) value for the DOW Guide taking credit for loss control measures, Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 16; 235– 241.
- [6] N. JENSEN* AND S. B. JORGENSEN 2007 - Taking credit for loss control measures in the plant with the likely loss fire and explosion index (LL-F&EI)
- [7] ISO/CEI Guide 5, 1999, Aspects liés à la sécurité : Principes directeurs pour les inclure dans les normes, Organisation internationale de normalisation (ISO).
- [8] BOURAI k, 2010, Maîtrise des risques d'accidents majeurs dans le secteur des Hydrocarbures « Apport du Système de Gestion Sécurité SGS », Thèse Professionnelle Mastère Spécialisé en Management de la Qualité, Sécurité et Environnement, p (11-12), Algérie.
- [9] DEDEYAN J M, 2013, Prévention des risques majeurs - la démarche française, Ministère de l'écologie, du Développement durable et de l'énergie, P (1).
- [10] K. Tillander and O. Keski-Rahkonen, “The Ignition Frequency of Structural Fires in Finland, 1996–99,” Proceedings of the Seventh International Fire Safety Science Symposium, International Association for Fire Safety Science, London, pp. 100–262 (2002).
- [11] DNV ENERGY, 2010, Etudes Analyse de Risque Quantitative (QRA) des unités industrielles de la Division Production « Analyse de risque quantitative ».
- [12] SCHEFFLER N, HEITZIG W, 1994, DOW 's Fire and Explosion Index Hazard Classification Guide, the American Institute of Chemical Engineers, 7ème édition, p (1-59)
- [13] SUARDIN J, 2005, The integration of DOW 's Fire and Explosion Index into Process Design and Optimization to Achieve an Inherently Safer Design, Master en Science à Texas A & M University, p (18-54).
- [14] BRIDGES W, 2008, Selection of Hazard Evaluation Techniques, Guidelines for Hazard Evaluation Procedures, 3ème Edition, John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey, p. 175-209.

- [15] GUPTA P, 1997, Application of DOW 's Fire and Explosion Index Hazard Classification Guide to Process Plants in the Developing Countries, Journal of Loss Prevention in the Process Industries 10, p 7.
- [16] SINNOTT K, 2005, Chemical Engineering Design, Coulson & Richardson's Chemical Engineering, Volume 6, 4^{ème} édition, p (370-377).
- [17] American institute of chemical engineers (*AICHE*), 1987. DOW 's fire and explosion index hazard classification guide, The American Institute of Chemical Engineers, 6^{ème} édition.
- [18] AIChE, 1994, DOW 's Chemical Exposure Index Guide, American Institute of Chemical Engineers, 1^{ère} édition.
- [19] Jensen N, Jorgensen S, 2007, Taking credit for loss control measures in the plant with the likely loss fire and explosion index (LL-F&EI), journal de Process Safety and Environmental Protection.
- [20] DNV ENERGY, SONATRACH, 2010, Etude De Danger SONATRACH Activité Amont Division Production Direction Régionale de Hassi R'Mel Centre, p (12-14).
- [21] DESCOURRIERE S, DEBRAY B, FARRET R, JOLY C, 2006, « Formalisation du savoir et des outils dans le domaine des risques majeurs, L'étude de dangers d'une Installation Classée - oméga 9», Rapport d'étude INERIS, DRA-35, pages 42.

ANNEXES

Annexes

6.1 Annexe A : Propriété et facteur matière MF

Produit	MF	Hc (BTU/LB x10 ³)	Classification NFPA			FP (° F)	BP (°F)
			NH	NF	NR		
Butane	21	19.7	1	4	0	-76	31
Méthane	21	21.5	1	4	0	Gaz	-258
Propane	21	19.9	1	4	0	Gaz	-44
pentane	21	19.4	1	4	0	<-40	97

6.2 Annexe B :

6.2.1 F & EI des équipements « Colonne dé-éthaniseur »

1. Indice de risque		
A. Risque du procédé général		
	Gamme de facteur de pénalité	Facteur de pénalité utilisé
Facteur de base.....	1	1
Réaction chimique exothermique	0.30 à 1.25	0
Réaction endothermique	0.20 à 0.40	0
Manutention et transfert de la matière	0.25 à 1.05	0
Unité de traitement couverte/ fermée	0.25 à 0.90	0.30
Adéquation de l'accès	0.20 à 0.35	0
Drainage et contrôle des déversements	0.25 à 0.50	0
Facteur de risque du procédé général (F1) (sommes de a à f +facteur de base)		1.3
B. Risque du procédé spécial		
	Gamme de facteur de pénalité	Facteur de pénalité utilisé
Facteur de base.....	1	1
Matière toxique (NH=1)	0.20 à 0.80	0.20
Capacités sous pressions	0.50	0
Opérations prés/dans l'intervalle d'inflammabilité	0.50 à 0.80	0.80
Explosion des poussières	0.25 à 2	0
Pression	0.20 à 0.30	1.68
Basse température	0.20 à 0.30	0
Quantité de matière inflammable/ instable	Liquide ou gaz dans la zone de procédé	2.23
	Liquide ou gaz dans la zone de stockage	
Corrosion et érosion	0.10 à 0.75	0.1
Fuite dans les joints/ conditionnement	0.10 to 1.50	0.3
Utilisation des équipements à combustion		0.029
Système d'échange de chaleur par l'huile chaude	0.15 à 1.15	0
Equipements rotatifs	0.50	0
Facteur de risque de procédé spécial F2 (sommes de a à l + facteur de base)		7.64
Facteur de risque de l'unité de traitement (F1 x F2l =F3)		9.93
Fire and explosion Index (F3 x MF =F&EI) MF= 21		208.60

6.2.2 F & EI de l'équipement « Colonne débutaniseur »

Indice de risque		
B. Risque du procédé général		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
Facteur de base.....	1	0
Réaction chimique exothermique	0.30 à 1.25	0
Réaction endothermique	0.20 à 0.40	0
Manutention et transfert de la matière	0.25 à 1.05	0
Unité de traitement couverte/ fermée	0.25 à 0.90	0.3
Adéquation de l'accès	0.20 à 0.35	0
Drainage et contrôle des déversements	0.25 à 0.50	0
<i>Facteur de risque du procédé général (F1) (la somme de a à f + facteur de base)</i>		1.3
C. Risque du procédé spécial		
D.	Gamme de facteur de	Facteur utilisé
Facteur de base.....	1	1
Matière toxique (NH=1)	0.20 à 0.80	0.2
Capacités sous pressions	0.50	0
Opérations prés/dans l'intervalle d'inflammabilité	0.50 à 0.80	0.8
Explosion des poussières	0.25 à 2	0
Pression	0.20 à 0.30	0.37
Basse température	0.20 à 0.30	0
Quantité de matière inflammable/ instable	Liquide ou gaz dans la zone de procédé	2.31
	Liquide ou gaz dans la zone de stockage	
Corrosion et érosion	0.10 à 0.75	0.1
Fuite dans les joints/ conditionnement	0.10 to 1.50	0.3
Utilisation des équipements à combustion	/	0.02
Système d'échange de chaleur par l'huile chaude	0.15 à 1.15	0
Equipements rotatifs	0.50	0
<i>Facteur de risque de procédé spécial F2 (la somme de a à m + facteur de base)</i>		5.10
<i>Facteur de risque de l'unité de traitement (F1 x F2l =F3)</i>		6.63
<i>Fire and explosion Index (F3 x MF =F&EI) MF= 21</i>		139.32

6.2.3 F & EI des équipements « bac de stockage »

Indice de risque		
1. Risque du procédé général		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
Facteur de base	1,00	1,00
a. Réaction chimique exothermique		0,00
b. Réaction chimique endothermique	0.20 to 0.40	0,00
c. Manutention et transfert de la matière	0.25 to 1.05	0,85
d. Unité de traitement couverte/fermée	0.25 to 0.90	0,45
e. Accès	0.20 to 0.35	0,20
f. Drainage et contrôle des déversements	0.25 to 0.50	0,50
Risque du procédé général F1(la somme de a à f +facteur de base)		3,00
2. Risque du procédé spécial		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
Facteur de base	1,00	1,00
a. Matière toxique	0.20 to 0.80	0,20
b. Basse pression (inférieur à 500 mm hg)	0,50	0,50
c. Fonctionnement à ou près de l'intervalle d'inflammabilité	Stockage des liquides inflammables	0,50
	défaillance de l'instrument ou procédé muni d'une purge	0,30
	Fonctionnement continu ou près de l'intervalle d'inflammabilité	0,80
d. Explosion de poussière(voir le tableau)	0.25 to 2.00	0,00
e. Pression de soulagement	pression inférieure de 1000 psi	0,00
	pression supérieure à 1000psi	
f. Basse température	0.20 to 0.30	0,00
g. Quantité de matière inflammable/ instable	Liquide ou gaz dans la zone de procédé	3,19
	Liquide ou gaz dans la zone de stockage	
h. Corrosion et érosion	0.10 to 0.75	0,10
i. fuite des joints/conditionnement	0.10 to 1.50	0,10
j. L'utilisation des équipements à combustion		0,00
k. Système d'échange de chaleur par l'huile chaude	0.15 to 1.15	0,00
l. Les équipements rotatifs	0,50	0,00
Risque du procédé spécial F2(la somme a à k +facteur de base)		5,09
Facteur de risque de l'unité de traitement F3 (F3=F1*F2)		15,27
L'indice d'incendie et d'explosion(facteur de la matière*F3)		218,14

6.2.4 F & EI de l'équipement « pompe de condensat »

Indice de risque			
Risque du procédé général			
	Gamme de facteur	Facteur utilisé	
Facteur de base	1,00	1,00	
Réaction chimique exothermique		0,00	
Réaction chimique endothermique	0.20 to 0.40	0,00	
Manutention et transfert de la matière	0.25 to 1.05	0,00	
Unité de traitement couverte/fermée	0.25 to 0.90	0,00	
Accès	0.20 to 0.35	0,00	
Drainage et contrôle des déversements	0.25 to 0.50	0,50	
Risque du procédé général F1 (la somme de 1A à 1F +facteur de base)		1,50	
Risque du procédé spécial			
	Gamme de facteur	Facteur utilisé	
Base Factor	1,00	1,00	
Matière toxique	0.20 to 0.80	0,20	
Basse pression (inférieur à 500 mm hg)	0,50	0,00	
Fonctionnement à ou près de l'intervalle d'inflammabilité	Stockage des liquides inflammables	0,50	0,00
	défaillance de l'instrument ou procédé muni d'une purge	0,30	0,00
	Fonctionnement continu ou près de l'intervalle d'inflammabilité	0,80	0,00
Explosion de poussière (voir le tableau)		0.25 to 2.00	0,00
Pression de soulagement	opération à pression (0à1000)psi		0,38
	pression supérieure à 1000psi		
Basse température		0.20 to 0.30	0,00
Quantité de matière inflammable/ instable	Liquide ou gaz dans la zone de procédé		0,00
	Liquide ou gaz dans la zone de stockage		
Corrosion et érosion		0.10 to 0.75	0,10
Fuite des joints/conditionnement		0.10 to 1.50	0,10
L'utilisation des équipements à combustion			0,00
Système d'échange de chaleur par l'huile chaude		0.15 to 1.15	0,00
Les équipements rotatifs		0,50	0,50
Risque du procédé spécial F2 (la somme 1A à 1L +facteur de base)			2,28
Facteur de risque de l'unité de traitement F3			3,42
L'indice d'incendie et d'explosion(facteur de la matière*F3=L'indice d'incendie et d'explosion			72,00

6.2.5 F & EI de l'équipement « pompe de GPL »

a. Risque du procédé général			Facteur utilisé
a. Facteur de base		1,00	1,00
b. Réaction chimique exothermique			0,00
c. Réaction chimique endothermique		0.20 to 0.40	0,00
d. Manutention et transfert de la matière		0.25 to 1.05	0,00
e. Unité de traitement couverte/fermée		0.25 to 0.90	0,00
f. Accès		0.20 to 0.35	0,00
g. Drainage et contrôle des déversements		0.25 to 0.50	0,00
Risque du procédé général F1(la somme de 1A à 1F +facteur de base)			1,00
b. Risque du procédé spécial		L'intervalle des facteurs	Facteur utilisé
A. Base Factor		1,00	1,00
B. Matière toxique		0.20 to 0.80	0,20
C. Basse pression (inférieur à 500 mm hg)		0,50	0,00
D. Fonctionnement à ou près de l'intervalle d'inflammabilité	Stockage des liquides inflammables	0,50	1.6
	défaillance de l'instrument ou procédé muni d'une purge	0,30	
	Fonctionnement continu ou près de l'intervalle d'inflammabilité	0,80	
E. Explosion de poussière(voir le tableau)		0.25 to 2.00	0,00
F. Pression de soulagement	opération à pression (0à1000)psi	/	0,52
	pression supérieure à 1000psi	/	
G. Basse température		0.20 to 0.30	0,00
Quantité de matière inflammable/ instable	Liquide ou gaz dans la zone de procédé	0.00	0,00
	Liquide ou gaz dans la zone de stockage	0.00	
H. Corrosion et érosion		0.10 to 0.75	0,10
I. fuite des joints/conditionnement		0.10 to 1.50	0,10
J. L'utilisation des équipements à combustion		/	0,00
K. Système d'échange de chaleur par l'huile chaude		0.15 to 1.15	0,00
L. Les équipements rotatifs		0,50	0,50
Risque du procédé spécial F2(la somme 1A à 1L +facteur de base)			2,52
Facteur de risque de l'unité de traitement F3			2,52
L'indice d'incendie et d'explosion(facteur de la matière*F3=L'indice d'incendie et d'explosion			53,00

6.2.6 F & EI de l'équipement « sphère de stockage GPL »

Indice de risque		
Risque du procédé général		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
Facteur de base	1,00	1,00
Réaction chimique exothermique		0,00
Réaction chimique endothermique	0.20 to 0.40	0,00
Manutention et transfert de la matière	0.25 to 1.05	0,85
Unité de traitement couverte/fermée	0.25 to 0.90	0,00
Accès	0.20 to 0.35	0,00
Drainage et contrôle des déversements	0.25 to 0.50	0,00
Risque du procédé général F1 (la somme de 1a à 1f +facteur de base)		1,85
Risque du procédé spécial		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
Base Factor	1,00	1,00
Matière toxique	0.20 to 0.80	0,20
Basse pression (inférieur à 500 mm hg)	0,50	0,00
		0,00
Fonctionnement à ou près de l'intervalle d'inflammabilité	Stockage des liquides inflammables	0,50
	défaillance de l'instrument ou procédé muni d'une purge	0,30
	Fonctionnement continu ou près de l'intervalle d'inflammabilité	0,80
Explosion de poussière(voir le tableau)	0.25 to 2.00	0,00
Pression de soulagement		0,27
Basse température	0.20 to 0.30	0,00
Quantité de la matière inflammable/instable	Liquide ou gaz dans le procédé	
	Stockage des liquides ou gaz(en dehors de la zone de traitement)	
	Stockage des combustibles solides/poussiers dans le procédé	
		1,70
Corrosion et érosion	0.10 to 0.75	0,10
fuite des joints/conditionnement	0.10 to 1.50	0,10
L'utilisation des équipements à combustion		0,00
Système d'échange de chaleur par l'huile chaude	0.15 to 1.15	0,00
Les équipements rotatifs	0,50	0,00
Risque du procédé spécial F2 (la somme a à l +facteur de base)		3,37
Facteur de risque de l'unité de traitement F3 (F3=F1 *F2)		6,23
L'indice d'incendie et d'explosion (F&EI = facteur de la matière*F3)		130,92

6.2.7 F & EI d'équipement « ballon GPL »

Indice de risque		
1. Risque du procédé général		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
Facteur de base	1,00	1,00
a. Réaction chimique exothermique	/	0,00
b. Réaction chimique endothermique	0.20 to 0.40	0,00
c. Manutention et transfert de la matière	0.25 to 1.05	0,00
d. Unité de traitement couverte/fermée	0.25 to 0.90	0,00
e. Accès	0.20 to 0.35	0,00
f. Drainage et contrôle des déversements	0.25 to 0.50	0,00
Risque du procédé général F1 (la somme de 1A à 1F +facteur de base)		1,00
2. Risque du procédé spécial		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
Base Factor	1,00	1,00
a. Matière toxique	0.20 to 0.80	0,20
b. Basse pression (inférieur à 500 mm hg)	0,50	0,00
c. Fonctionnement à ou près de l'intervalle d'inflammabilité	1:Stockage des liquides inflammables	0,50
	2:défaillance de l'instrument ou procédé muni d'une purge	0,30
	3:Fonctionnement continu auprès de l'intervalle d'inflammabilité	0,80
d. Explosion de poussière (voir le tableau)	0.25 to 2.00	0,00
e. Pression de soulagement	opération à pression (0à1000)psi	0,43
	Pression supérieure à 1000psi	
f. Basse température	0.20 to 0.30	0,00
g. Quantité de matière inflammable/ instable	Liquide ou gaz dans la zone de procédé	/
	Liquide ou gaz dans la zone de stockage	/
h. Corrosion et érosion	0.10 to 0.75	0,10
i. Fuite des joints/conditionnement	0.10 to 1.50	0,10
j. L'utilisation des équipements à combustion		0,03
k. Système d'échange de chaleur par l'huile chaude	0.15 to 1.15	0,00
l. Les équipements rotatifs	0,50	0,00
Risque du procédé spécial F2(la somme 1A à 1L +facteur de base)		3,51
Facteur de risque de l'unité de traitement F3		3,51
L'indice d'incendie et d'explosion(facteur de la matière*F3=L'indice d'incendie et d'explosion)		73,71

6.2.8 F & EI de l'équipement « ballon GPL »

1. Indice de risque		
A. Risque du procédé général		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
Facteur de base	1,00	1,00
a. Réaction chimique exothermique		0,00
b. Réaction chimique endothermique	0.20 to 0.40	0,00
c. Manutention et transfert de la matière	0.25 to 1.05	0,30
d. Unité de traitement couverte/fermée	0.25 to 0.90	0,00
e. Accès	0.20 to 0.35	0,00
f. Drainage et contrôle des déversements	0.25 to 0.50	0,00
Risque du procédé général F1 (la somme de 1A à 1F +facteur de base)		1,30
B. Risque du procédé spécial		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
Facteur de base	1,00	1,00
a. Matière toxique	0.20 to 0.80	0,20
b. Basse pression (inférieur à 500 mm hg)	0,50	0,00
c. Fonctionnement auprès de l'intervalle d'inflammabilité		
d. Stockage des liquides inflammables	0,50	0,00
e. défaillance de l'instrument ou procédé muni d'une purge	0,30	0,00
f. Fonctionnement continu auprès de l'intervalle d'inflammabilité	0,80	0,00
g. Explosion de poussière(voir le tableau)	0.25 to 2.00	0,00
h. Pression de soulagement	opération à pression (0à1000)psi	0,23
	pression supérieure à 1000psi	
i. Basse température	0.20 to 0.30	0,00
j. Quantité de matière inflammable/ instable	Liquide ou gaz dans la zone de procédé	1,07
	Liquide ou gaz dans la zone de stockage	
k. Corrosion et érosion	0.10 to 0.75	0,10
l. Fuite des joints/conditionnement	0.10 to 1.50	0,10
m. L'utilisation des équipements à combustion		0,10
n. Système d'échange de chaleur par l'huile chaude	0.15 to 1.15	0,00
o. Les équipements rotatifs	0,50	0,00
Risque du procédé spécial F2 (la somme 1A à 1L +facteur de base)		2,80
Facteur de risque de l'unité de traitement F3 (F3 = F2*F1)		3,64
L'indice d'incendie et d'explosion(F&EI=facteur de la matière*F3)		99,37

6.3 Annexe C

6.3.1 Facteur de contrôle de perte et le LL-F&EI de l'équipements « bac de stockage »

Facteur de crédit de contrôle des pertes		
A. Facteur de crédit de contrôle du procédé C1		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
a. Alimentation de secours	0,98	1,00
b. Refroidissement	0.97 to 0.99	1,00
c. Contrôle d'explosion	0.84 to 0.98	0,98
d. Arrêt d'urgence	0.96 to 0.99	0,98
e. Contrôle informatique du procédé	0.93 to 0.99	0,93
f. Gaz inerte	0.94 to 0.96	1,00
g. Procédures/instructions d'exploitation	0.91 to 0.99	0,91
h. Inventaire des produits chimiques réactifs	0.91 to 0.98	1,00
i. Autres analyses de risque du procédé	0.91 to 0.98	0,98
Le facteur de credit de contrôle du procédé C1(le produits des Ci de A à I)		0,80
B. Facteur de credit de l'isolation de la matière C2		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
a. Vannes de contrôle à distance	0.96 to 0.98	0,96
b. Vidange/purge	0.96 to 0.98	0,96
c. Drainage	0.91 to 0.97	1,00
d. Verrouillage	0,98	1,00
Facteur de credit de l'isolation de la matière(produit des Ci de A à D)		0,92
C. Facteur de credit de protection contre l'incendie C3		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
a. Détection des fuites	0.94 to 0.98	0,98
b. Charpente d'acier	0.95 to 0.98	0,95
c. Approvisionnement en eau d'extinction	0.94 to 0.97	0,94
d. Systèmes particuliers	0,91	1,00
e. Systèmes sprinkler	0.74 to 0.97	1,00
f. Rideaux d'eau	0.97 to 0.98	0,90
g. Les mousses	0.92 to 0.97	0,94
h. Extincteurs à main	0.93 to 0.98	0,95
i. Protection des câbles	0.94 to 0.98	0,98
Le Facteur de crédit de protection contre l'incendie C3(produit des Ci de a à i)		0,69
Facteur de credit de contrôle des pertes $LCCF=C1*C2*C3$		0,51
L'indice d'incendie et d'explosion(facteur de la matière*F3)		218,14
L'indice d'incendie et d'explosion ajusté		138.68
facteur de dommage $DF= MF*(0,0143+0,00284*F3)/ MF=21$		1,21
$LL-F\&EI=0,205939*LCCF*DF*(F\&EI)2$		77,49

6.3.2 Annexe C : facteur de contrôle de perte et le LL-F&EI de l'équipements « pompe de condensat »

Facteur de crédit de contrôle des pertes		
Facteur de crédit de contrôle du procédé C1		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
Alimentation de secours	0,98	1,00
Refroidissement	0.97 to 0.99	0,97
Contrôle d'explosion	0.84 to 0.98	1,00
Arrêt d'urgence	0.96 to 0.99	0,98
Contrôle informatique du procédé	0.93 to 0.99	0,97
Gaz inerte	0.94 to 0.96	1,00
Procédures/instructions d'exploitation	0.91 to 0.99	0,91
Inventaire des produits chimiques réactifs	0.91 to 0.98	1,00
Autres analyses de risque du procédé	0.91 to 0.98	0,98
Le facteur de credit de contrôle du procédé C1(le produits des Ci de a à i)		0,82
Facteur de credit de l'isolation de la matière		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
Vannes de contrôle à distance	0.96 to 0.98	0,96
Vidange/purge	0.96 to 0.98	0,96
Drainage	0.91 to 0.97	0,97
Verrouillage	0,98	1,00
Facteur de credit de l'isolation de la matière(produit des ci de a à d)		0,89
Facteur de credit de protection contre l'incendie C3		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
Détection des fuites	0.94 to 0.98	0,98
Charpente d'acier	0.95 to 0.98	1,00
Approvisionnement en eau d'extinction	0.94 to 0.97	0,94
Systèmes particuliers	0,91	1,00
Systèmes sprinkler	0.74 to 0.97	0,97
Rideaux d'eau	0.97 to 0.98	1,00
Les mousses	0.92 to 0.97	1,00
Extincteurs à main	0.93 to 0.98	0,98
Protection des câbles	0.94 to 0.98	0,94
Le Facteur de crédit de protection contre l'incendie C3(produit des Ci de a à i)		0,82
Facteur de credit de contrôle des pertes (LLCF=C1*C2*C3)		0,61
L'indice d'incendie et d'explosion(F&EI=facteur de la matière*F3)		72,00
L'indice d'incendie et d'explosion ajusté		49.92
facteur de dommage (DF= MF*(0,0143+0,00284*F3)/ MF=21)		0,50
LL-F&EI=0,205939*LCCF*DF*(F&EI)2		18,05

6.3.3 Annexe C : facteur de contrôle de perte et le LL-F&EI de l'équipement « pompe de GPL »

Facteur de crédit de contrôle des pertes		
a. Facteur de crédit de contrôle du procédé	L'intervalle des facteurs	Facteur utilisé
a. Alimentation de secours	0,98	1,00
b. Refroidissement	0,97 to 0,99	0,97
c. Contrôle d'explosion	0,84 to 0,98	1,00
d. Arrêt d'urgence	0,96 to 0,99	0,98
e. Contrôle informatique du procédé	0,93 to 0,99	0,97
f. Gaz inerte	0,94 to 0,96	1,00
g. Procédures/instructions d'exploitation	0,91 to 0,99	0,91
h. Inventaire des produits chimiques réactifs	0,91 to 0,98	1,00
i. Autres analyses de risque du procédé	0,91 to 0,98	0,98
Le facteur de credit de contrôle du procédé C1(le produits des Ci de A à I)		0,82
Facteur de credit de l'isolation de la matière C2	L'intervalle des facteurs	Facteur utilisé
a. Vannes de contrôle à distance	0,96 to 0,98	0,96
b. Vidange/purge	0,96 to 0,98	1,00
c. Drainage	0,91 to 0,97	1,00
d. Verrouillage	0,98	1,00
1. Facteur de credit de l'isolation de la matière(produit des Ci de A à D)		0,96
Facteur de credit de protection contre l'incendie	L'intervalle des facteurs	Facteur utilisé
a. Détection des fuites	0,94 to 0,98	0,98
b. Charpente d'acier	0,95 to 0,98	1,00
c. Approvisionnement en eau d'extinction	0,94 to 0,97	0,94
d. Systèmes particuliers	0,91	1,00
e. Systèmes sprinkler	0,74 to 0,97	0,97
f. Rideaux d'eau	0,97 to 0,98	1,00
g. Les mousses	0,92 to 0,97	1,00
h. Extincteurs à main	0,93 to 0,98	0,98
i. Protection des câbles	0,94 to 0,98	0,94
Le Facteur de crédit de protection contre l'incendie C3(produit des Ci de A à I)		0,82
Facteur de credit de contrôle des pertes $LCCF=C1*C2*C3$		0,65
L'indice d'incendie et d'explosion(F&EI=facteur de la matière*F3)		53,00
L'indice d'incendie et d'explosion ajusté (F&EI=facteur de la matière*F3)		38,33
facteur de dommage DF= MF*(0,0143+0,00284*F3)/ MF=21		0,45
LL-F&EI=0,205939*LCCF*DF*(F&EI) ²		13,01

6.3.4 **Facteur de contrôle de perte et le LL-F&EI de l'équipement « sphère stockage de GPL »**

Facteur de crédit de contrôle des pertes		
Facteur de crédit de contrôle du procédé C1		
a. Alimentation de secours	0,98	1,00
b. Refroidissement	0.97 to 0.99	1,00
c. Contrôle d'explosion	0.84 to 0.98	0,98
d. Arrêt d'urgence	0.96 to 0.99	0,98
e. Contrôle informatique du procédé	0.93 to 0.99	0,93
f. Gaz inerte	0.94 to 0.96	1,00
g. Procédures/instructions d'exploitation	0.91 to 0.99	0,91
h. Inventaire des produits chimiques réactifs	0.91 to 0.98	1,00
i. Autres analyses de risque du procédé	0.91 to 0.98	0,98
Le facteur de credit de contrôle du procédé C1(le produits des Ci de A à I)		0,80
Facteur de credit de l'isolation de la matière C2		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
a. Vannes de contrôle à distance	0.96 to 0.98	0,96
b. Vidange/purge	0.96 to 0.98	0,98
c. Drainage	0.91 to 0.97	1,00
d. Verrouillage	0,98	1,00
Facteur de credit de l'isolation de la matière (produit des ci de a à d)		0,94
Facteur de credit de protection contre l'incendie C3		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
a. Détection des fuites	0.94 to 0.98	0,98
b. Charpente d'acier	0.95 to 0.98	0,98
c. Approvisionnement en eau d'extinction	0.94 to 0.97	0,94
d. Systèmes particuliers	0,91	1,00
e. Systèmes sprinkler	0.74 to 0.97	1,00
f. Rideaux d'eau	0.97 to 0.98	1,00
g. Les mousses	0.92 to 0.97	1,00
h. Extincteurs à main	0.93 to 0.98	0,98
i. Protection des câbles	0.94 to 0.98	0,94
Le Facteur de crédit de protection contre l'incendie C3 (produit des ci de a à i)		0,83
Facteur de credit de contrôle des pertes($LLCF=C1*C2*C3$)		0,62
L'indice d'incendie et d'explosion (F&EI = facteur de la matière*F3)		130,92
L'indice d'incendie et d'explosion ajusté		85.3
facteur de dommage (DF= MF*(0,0143+0,00284*F3)/ MF=21)		0,67
$LL-F&EI=0,205939*LCCF*DF*(F&EI_{ajusté})^2$		38,45

6.3.5 Facteur de contrôle de perte et le LL-F&EI de l'équipement « ballon de GPL »

Facteur de crédit de contrôle des pertes		
Facteur de crédit de contrôle du procédé		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
a. Alimentation de secours	0,98	1,00
b. Refroidissement	0.97 to 0.99	1,00
c. Contrôle d'explosion	0.84 to 0.98	0,98
d. Arrêt d'urgence	0.96 to 0.99	0,98
e. Contrôle informatique du procédé	0.93 to 0.99	0,93
f. Gaz inerte	0.94 to 0.96	1,00
g. Procédures/instructions d'exploitation	0.91 to 0.99	0,91
h. Inventaire des produits chimiques réactifs	0.91 to 0.98	1,00
i. Autres analyses de risque du procédé	0.91 to 0.98	0,98
Le facteur de credit de contrôle du procédé C1(le produits des Ci de A à I)		0,80
Facteur de credit de l'isolation de la matière C2		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
a. Vannes de contrôle à distance	0.96 to 0.98	0,96
b. Vidange/purge	0.96 to 0.98	0,98
c. Drainage	0.91 to 0.97	1,00
d. Verrouillage	0,98	1,00
Facteur de credit de l'isolation de la matière(produit des Ci de A à D)		0,94
Facteur de credit de protection contre l'incendie C3		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
a. Détection des fuites	0.94 to 0.98	1,00
b. Charpente d'acier	0.95 to 0.98	1,00
c. Approvisionnement en eau d'extinction	0.94 to 0.97	0,94
d. Systèmes particuliers	0,91	1,00
e. Systèmes sprinkler	0.74 to 0.97	1,00
f. Rideaux d'eau	0.97 to 0.98	1,00
g. Les mousses	0.92 to 0.97	1,00
h. Extincteurs à main	0.93 to 0.98	0,98
i. Protection des câbles	0.94 to 0.98	0,94
Le Facteur de crédit de protection contre l'incendie C3(produit des Ci de a à i)		0,87
Facteur de credit de contrôle des pertes ($LCCF=C1*C2*C3$)		0,65
L'indice d'incendie et d'explosion ((F&EI = facteur de la matière*F3)		73,71
L'indice d'incendie et d'explosion ajusté		50.53
facteur de dommage (DF= MF*(0,0143+0,00284*F3)/ MF=21)		4,70
LL-F&EI=0,205939*LCCF*DF*(F&EI)2		58,39

6.3.6 Facteur de contrôle de perte et le LL-F&EI de l'équipement « ballon de GPL »

Facteur de crédit de contrôle des pertes		
Facteur de crédit de contrôle du procédé		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
a. Alimentation de secours	0,98	1,00
b. Refroidissement	0.97 to 0.99	1,00
c. Contrôle d'explosion	0.84 to 0.98	0,98
d. Arrêt d'urgence	0.96 to 0.99	0,98
e. Contrôle informatique du procédé	0.93 to 0.99	0,93
f. Gaz inerte	0.94 to 0.96	1,00
g. Procédures/instructions d'exploitation	0.91 to 0.99	0,91
h. Inventaire des produits chimiques réactifs	0.91 to 0.98	1,00
i. Autres analyses de risque du procédé	0.91 to 0.98	0,98
Le facteur de credit de contrôle du procédé C1(le produits des Ci de A à I)		0,80
Facteur de credit de l'isolation de la matière C2		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
a. Vannes de contrôle à distance	0.96 to 0.98	0,96
b. Vidange/purge	0.96 to 0.98	0,96
c. Drainage	0.91 to 0.97	1,00
d. Verrouillage	0,98	1,00
Facteur de credit de l'isolation de la matière(produit des Ci de A à D)		0,92
Facteur de credit de protection contre l'incendie C3		
	Gamme de facteur	Facteur utilisé
a. Détection des fuites	0.94 to 0.98	1,00
b. Charpente d'acier	0.95 to 0.98	1,00
c. Approvisionnement en eau d'extinction	0.94 to 0.97	0,94
d. Systèmes particuliers	0,91	1,00
e. Systèmes sprinkler	0.74 to 0.97	1,00
f. Rideaux d'eau	0.97 to 0.98	1,00
g. Les mousses	0.92 to 0.97	1,00
h. Extincteurs à main	0.93 to 0.98	0,98
i. Protection des câbles	0.94 to 0.98	0,94
Le Facteur de crédit de protection contre l'incendie C3(produit des Ci de a à i)		0,87
Facteur de credit de contrôle des pertes (LCCF=C1*C2*C3)		0,64
L'indice d'incendie et d'explosion(F&EI=facteur de la matière*F3)		99,37
L'indice d'incendie et d'explosion ajusté ()		66.39
facteur de dommage (DF= MF*(0,0143+0,00284*F3)/ MF=21)		0,52
LL-F&EI=0,205939*LCCF*DF*(F&EI)2		25,86