



Département  
Maîtrise des Risques Industriels et Environnementaux  
Filière QHSE-GRI

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

**Thème**

**ETUDE D'IMPLANTATION ET D'EVALUATION PAR LA CHAÎNE DE MARKOV D'UN  
SYSTEME INSTRUMENTE DE SECURITE (SIS).**

**CAS : UNITE DE STOCKAGE DU GPL HAMRA ROURDH ENOUSS**

**Réalisé par :**

BENTOUMI YASSER ELMEKKI  
HASSENI MOHAMED NASSIM

Sous la direction de : M.A.KERTOUS

Maitre-assistant à l'ENP

M.F.LEGUEBEDJ

Maitre-assistant à l'ENP

Présenté et soutenu publiquement le (01/07/2019)

Président : M .A. BENMOKHTAR

Maitre-assistant à l'ENP

Rapporteur/ Promoteur : M.A.KERTOUS

Maitre-assistant à l'ENP

Rapporteur/ Promoteur : M.F.LEGUEBEDJ

Maitre-assistant à l'ENP

Examineur 1 : M .B.BOUBAKEUR

Maitre-assistant à l'ENP

Examineur 2 : M .M.ATTOUCHI

Maitre-assistant à l'ENP





Département  
Maîtrise des Risques Industriels et Environnementaux  
Filière QHSE-GRI

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

**Thème**

**ETUDE D'IMPLANTATION ET D'EVALUATION PAR LA CHAÎNE DE MARKOV D'UN  
SYSTEME INSTRUMENTE DE SECURITE (SIS).**

**CAS : UNITE DE STOCKAGE DU GPL HAMRA ROURDH ENOUSS**

**Réalisé par :**

BENTOUMI YASSER ELMEKKI  
HASSENI MOHAMED NASSIM

Sous la direction de : M.A.KERTOUS

Maitre-assistant à l'ENP

M.F.LEGUEBEDJ

Maitre-assistant à l'ENP

Présenté et soutenu publiquement le (01/07/2019)

Président : M .A. BENMOKHTAR

Maitre-assistant à l'ENP

Rapporteur/ Promoteur : M.A.KERTOUS

Maitre-assistant à l'ENP

Rapporteur/ Promoteur : M.F.LEGUEBEDJ

Maitre-assistant à l'ENP

Examineur 1 : M .B.BOUBAKEUR

Maitre-assistant à l'ENP

Examineur 2 : M .M.ATTOUCHI

Maitre-assistant à l'ENP

## **Dédicaces**

**J'ai le grand honneur de dédier ce travail à :**

**Ma très chère mère**

**Mon très cher père**

**À mon cher Frère Mouncef**

**À mes sœurs**

**À mon binôme Nassim**

**Mes chers amis Younes Samir et Anouar**

**Et tous ceux qui me sont chères**

**BENTOUMI YASSER ELMEKKI**

## **Dédicace :**

**J'ai le grand honneur de dédier ce travail à :**

**Ma chère maman**

**Mon fabuleux père**

**A mon meilleur grand frère**

**Et à ma jolie petite sœur**

**A tous mes tantes et mes oncles**

**A mon binôme yasser**

**A tous mes amis**

**Et à toutes les personnes qu'ont contribué positivement et  
négativement sur ma carrière d'étude**

**HASSENI MOHAMED NASSIM**



## Remerciements

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

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

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

Nos profondes gratitude et chaleureux remerciements s'orientent vers Monsieur BOUHRAOUA Chef département HSE au sein Du complexe de traitement de gaz HAMRA pour ses judicieux conseils et son support permanent, ainsi que tout le personnel du complexe qui ont su nous orienter par leurs conseils tout au long de ce travail.

Nos remerciements s'adressent aux membres du jury ; Mr BENMOKHTAR Amine qui a bien voulu présider ce jury, Mr BOUBAKEUR Mohamed et Mr ATOUCHI d'avoir bien voulu examiner ce travail modeste. Vous nous faites un grand honneur en acceptant de juger ce travail.

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

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

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

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

## ملخص

يهدف هذا العمل إلى التحكم في الأخطار الرئيسية في مجمع معالجة الغاز في الحمرا-رود النص بدأنا دراستنا بتحليل الأخطار الموجودة على مستوى المنطقة 180 وذلك بواسطة الطريقة تحليل الأخطار اين نتج لنا 6 سيناريوهات خطيرة. بعد ذلك طبقنا على هذه السيناريوهات طريقة طبقة تحليل الحماية من اجل هدف دراستنا هو التحكم في الأخطار من خلال اقتراح نظام أمان وفقاً لاستنتاج مستوى سلامة الأمان الكبير للمعايير الدولية وتقييمه وفقاً للطريقة سلسلة ماركوف أين ننهي عملنا من خلال دراسة تقنية اقتصادية.

لكلمات المفتاحية: MARKOV، LOPA BLEVE SIS، HAZOP، دراسة تقنية اقتصادية.

## Abstract:

This work aims to control the major risks in the Hamra-Rourdh gas treatment complex, in this study we used as a risk analysis method the Hazard Operability method or we defined 6 critical scenario that we did evaluated them by the LOPA method or we found the largest Safety Integrity Level of the scenarios.

This study also contains the risk management by the proposal of an instrumented safety system referred to the international standard IEC61508 as well as the assessment of the SIS proposed by the Markov process that will be closed by a techno-economic study.

**Keywords:** BLEVE, HAZOP, LOPA, MARKOV, Financial study.

## RESUME

Ce travail a pour objectif la maîtrise des risques majeurs au niveau du Complexe de traitement de gaz Hamra-Rourdh enouss, dans cette étude nous avons utilisé comme méthode d'analyse de risque la méthode HAZOP ou on a définie 6 scénario critique que nous avons les évalués par la méthode LOPA ou on a trouvé le plus grand SIL des scénarios

Cette étude contient aussi la maitrise des risque par la proposition d'un système instrumenté de sécurité référé à la norme international IEC61508 ainsi que l'évaluation du SIS proposé par le processus de Markov qu'on va clôturer par une étude technico-économique du SIS proposé

**Mots clés :** BLEVE, HAZOP, LOPA, SIS, MARKOV, étude technico-économique

## Table des matières

### Liste des figures

### Liste des tableaux

<b>INTRODUCTION GENERALE</b> .....	13
<b>I CHAPITRE : Principaux concepts et définitions de la sécurité fonctionnelle et la maîtrise des risques</b>	16
I.1 Introduction : .....	16
I.2 Notions et concepts de base .....	16
I.2.1 Notion de danger : .....	16
I.2.2 Notion de risque.....	16
I.2.3 Risque industriel majeur : .....	16
I.2.4 Notion de sécurité.....	16
I.2.5 Sécurité fonctionnelle .....	17
I.3 Normes relatives aux systèmes instrumentés de sécurité .....	17
I.4 Concept de Systèmes Instrumentés de Sécurité .....	17
I.4.1 Définition d'un SIS .....	17
I.4.2 Constitution élémentaire d'un SIS .....	18
I.4.3 Fonction Instrumentée de Sécurité .....	18
I.4.4 Mode de fonctionnement d'un SIS .....	19
I.4.5 Test relatif aux SIS .....	19
I.5 Détermination des niveaux de SIL requis : .....	19
I.6 Définition des paramètres .....	21
I.6.1 Proportion de défaillances de cause commune non détectées beta.....	21
I.6.2 Mean time to repair .....	21
I.6.3 Couverture du diagnostic (DC).....	21
I.7 Architectures pour le mode de fonctionnement faible demande.....	22
I.7.1 Architecture 1oo1 .....	22
I.7.2 Architecture 1oo2 .....	22
I.7.3 Architecture 2oo2 .....	22
I.8 Procédure de calcul : .....	22
I.8.1 Architectures« KOON» d'un SIS : .....	22
I.8.2 Les contraintes architecturales (DC) : .....	22
I.8.3 La probabilité moyenne de défaillance sur demande .....	23
I.9 Phénomènes dangereux .....	24
I.9.1 BLEVE (BoilingLiquidExpandingVapor Explosion), .....	24
I.9.2 UVCE (UnconfinedVapor Cloud Explosion).....	25
I.9.3 Feu de nappe.....	25
I.10 Textes législatifs et réglementaires .....	25



I.10.1	Cadre réglementaire et normatif.....	25
I.11	Gestion des risques .....	27
I.12	Analyse des risques .....	28
I.12.1	. Méthodes d'analyse de risque.....	29
	.....	33
I.13	Etude technico-économique .....	36
I.14	Conclusion .....	38
<b>II</b>	<b>CHAPITRE : Présentation de l'entreprise (CHAMPS D'étude)</b> .....	<b>39</b>
II.1	Introduction.....	39
II.2	Présentation de l'entreprise.....	39
II.2.1	Historique du site HAMRA .....	39
II.2.2	Les champs .....	39
II.2.3	Le champ d'étude.....	39
II.2.4	Le plan global des installations .....	41
II.2.5	Description des installations d'exploitation et de production .....	41
II.2.6	Contrôles, régulation et sécurité en place dans le site HAMRA.....	43
II.2.7	Conclusion .....	49
<b>III</b>	<b>Chapitre 03 : Application des méthodes d'analyse et d'évaluation des risques</b> .....	<b>51</b>
III.1	Introduction.....	51
III.2	Analyse des risques : .....	51
III.2.1	Mise en œuvre de la méthode HAZOP : .....	51
III.3	Modélisation des effets dangereuse.....	56
III.3.1	Description de l'équipement étudié.....	56
III.3.2	Rupture catastrophique de la sphère .....	57
III.3.3	Fuite de la sphère.....	57
III.3.4	Distances d'effets.....	57
III.3.5	Analyse de la cinétique des évènements.....	62
III.3.6	Etude des effets dominos .....	62
III.4	Evaluation des risques.....	64
III.4.1	Mise en œuvre de la méthode LOPA : .....	64
III.4.2	Identification des scénarios d'accidents.....	64
III.4.3	Identification des couches de protection indépendantes (IPL).....	66
III.4.4	. Représentation des scénarios d'accidents.....	67
III.4.1	Évaluation des risques par rapport aux critères d'acceptabilité.....	80
III.5	Conclusion .....	80
<b>IV</b>	<b>Chapitre : Maîtrise des risques par la mise en œuvre d'un système instrumenté de sécurité</b> .....	<b>82</b>
IV.1	Introduction.....	82

IV.2	SIS proposé :	82
IV.2.1	Données du système instrumenté de sécurité:	82
IV.2.2	Construction d'un SIS	83
IV.2.3	Les architecture	83
IV.2.4	Modélisation et calculs :	87
IV.2.5	Evaluation du système instrumenté de sécurité par l'approche markovienne :	89
IV.2.6	Calcul des PFDavg :	99
IV.3	Etude technico-économique	102
V	CONCLUSION GENERALE	106
VI	RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES	108
VII	ANNEXES	110
VII.1	ANNEXE 1	110
VII.2	Annexe 2 HAZOP :	114
VII.3	Annexe 3-Accidentologie	134

## Liste des figures

figure 1-1-systeme instrumente de securite.....	17
figure 2-systeme instrumente de securite .....	18
figure 3-fonction instrumentee de securite [10] .....	18
figure 4-exemple de fonction instrumentee de securite.....	19
figure 5-les differentes phases de developpement d'un bleve [19].....	24
figure 6-les differentes phases de developpement d'un uvce [19].....	25
figure 7-les differentes phases de developpement d'un feu de nappe [19].....	25
figure 8-processus de la gestion du risque [20] .....	28
figure 9-deroulement de la methode hazop [21] .....	30
figure 10-differentes couches de protection suivant lopa [22] .....	32
figure 11-le processus de selection d'une ipl .....	33
figure 12-les principales etapes de la methode lopa.....	34
figure 13demarche de l'analyse cout-benefice .....	37
figure 14; plan d'implantation du champ .....	40
figure 15-carte des unites .....	41
figure 16-schema general de l'usine .....	41
figure 17-organigramme representatif de schema de l' unite de traitement .....	43
figure 18_schema pid de la zone 180 .....	51
figure 19-niveau d'acceptabilites pour chaque zone .....	55
figure 20-les pourcentages de chaque niveau d'acceptabilite de l' unite 180 .....	55
figure 21-les contours d'effets sur l'homme .....	58
figure 22-les contours d'effets sur l'homme .....	59
figure 23-les contours d'effets sur l'homme .....	61
figure 24-les contours d'effets sur l'homme .....	62
figure 25-principe d'ipl selon le ccps.....	64
figure 26-architecture du sis.....	87
figure 27-configuration du systeme propose .....	87
figure 28-effet des tests periodiques sur l'evolution de la pfd du systeme .....	88
figure 29-fiche technique des donnees par grif .....	89
figure 30-construction de la chaine de markov du capteur .....	90
figure 31_construction de la chaine de markov du capteur.....	90
figure 32-construction de la chaine de markov de l'actionneur .....	94
figure 33-construction de la chaine de markov de l' unite logique .....	97
figure 34-les niveaux de personnes epargnees .....	103
figure 35-les differents seuils de notre sis .....	104
figure 36-justification de la mise en œuvre du sis.....	105

## Liste des tableaux

Tableau 1-Niveau d'intégrité de sécurité maximale admissible pour une sécurité fonction exécutée par un élément ou sous-système de sécurité de type A.....	27
Tableau 2-Niveau d'intégrité de sécurité maximale admissible pour une sécurité fonction réalisée par un élément ou sous-système de sécurité de type B.....	27
Tableau 3-les quatre niveaux de SIL.....	37
Tableau 5-Catégorie de probabilité.....	57
Tableau 6-Catégorie pour gravité.....	58
Tableau 7-grille de criticité adopté par.....	59
Tableau 8-Les caractéristiques des sphères.....	59
Tableau 9-les distances d'effets de surpression associées au phénomène de BLEVE .....	61
Tableau 10-les distances d'effets thermiques et les caractéristiques associées au phénomène de boule de feu.....	62
Tableau 11-les distances d'effets thermiques et les caractéristiques associées au phénomène de feu de flaque.....	63
Tableau 12-les distances d'effets thermiques et les caractéristiques associées au phénomène de feu de chalumeau.....	64
Tableau 13-La cinétique des phénomènes possibles.....	65
Tableau 14-les scénarios retenus.....	71
Tableau 1-Probabilités de défaillance à la demande (PFD) des IPL.....	72
Tableau 16-Fréquence des événements initiateurs.....	72
Tableau 17-Feuille de travail LOPA de scénario -1-.....	81
Tableau 18-Feuille de travail LOPA de scénario -2-.....	82
Tableau 19-Feuille de travail LOPA de scénario -3-.....	83
Tableau 20-Feuille de travail LOPA de scénario -5-.....	84
Tableau 2 Feuille de travail LOPA de scénario -4-.....	91
Tableau 22 Feuille de travail LOPA de scénario -6-.....	92
Tableau 23-Niveau d'intégrité de sécurité maximale admissible pour une sécurité.....	96
Tableau 24-PFD du groupe logique.....	96
Tableau 25-Niveau d'intégrité de sécurité maximale admissible pour une sécurité.....	97
Tableau 26-PFD du capteur.....	97
Tableau 27-Niveau d'intégrité de sécurité maximale admissible pour une sécurité.....	98
Tableau 28-PFD du groupe logique.....	98

Tableau 29-Description de l'état des nœuds -.....	102
Tableau 30-les résultats de simulation de la chaine de markov-sous système capteur.....	103
Tableau 31_Description de l'état des nœuds.....	105
Tableau 32-les résultats de simulation de la chaine de markov-sous système actionneur...	106
Tableau 33-Description de l'état des nœuds.....	108
Tableau 34-résultats de simulation de la chaine de markov- unité de traitement logique.....	109
Tableau 35-résultats de calcul de PFD de l'actionneur.....	110
Tableau 36-résultats de calcul de PFD de l'unité logique.....	110
Tableau 37-résultats de calcul de PFD du capteur.....	110
Tableau 38-résultat de calcul de PFD du SIS proposé.....	111
Tableau 39-Proposition d'échelle qualitative de couts.....	111
Tableau 40-Les résultats obtenus.....	113
Tableau 41-Nombre de personnes épargnées par notre SIS.....	114

## Acronymes

Signe	signification
• ALARP	As Low As Reasonably Practicable (aussi faible qu'un raisonnablement possible)
• APS	Automate Programmable de Sécurité
• ATEX	ATmosphère EXplosif
• Béta :	Proportion de défaillances de cause commune non détectées
• BCPS	Basic Process Control System
• BLEVE	Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion
• CEI (IEC)	Commission Electronique Internationale & International Electro technical Commission
• CCPS	Center for Chemical Process Safety
• DCS	Distributed Control System
• DC	Couverture du diagnostic
• E/E/EP	électrique/électronique / électronique programmable
• EI	Evénement Initial
• GPL	Gaz Pétrole Liquéfié
• GRIF	Graphiques Interactifs pour la Fiabilité
• HAZOP	Hazard and Operability Analysis
• ISO	International Organisation for Standardization
• IPL	Independent Protection Layer (Barrières de sécurité indépendantes)
• KooN	out of N (K parmi N)
• LOPA	Layer Of Protection Analysis
• MTTR	Mean Time To Repair / Durée moyenne de panne
• OREDA	Off-shore Reliability Data base
• OHSAS	Occupational Health and Safety Assessment Series
• P&ID	Piping and Instrumentation Diagram
• PFD	Probability of Failure on Demand
• PFH	Probability of Failure per Hour
• PLC	Programmable Logic Controller
• PT	Pressure Transmitter
• POI	Plan d'intervention Interne
• PPI	Plan Particulier d'intervention
• PHAST	Process Hazard Analysis Software Tool
• RE <sub>x</sub>	Retour d'expérience
• RRF	Risk Reduction Factor
• SH	SONATRACH.
• (SFF)	Safe Failure Fraction OU la proportion de défaillances en sécurité
• SIF	Safety Instrumented Function / Fonction instrumentée de sécurité
• SIS	Safety Instrumented System / Système instrumenté de sécurité = l'ensemble composé de toutes les fonctions de sécurité d'une installation
• SIL	Safety Integrity Level / Niveau d'intégrité de sécurité d'une fonction instrumentée de sécurité.
• UVCE	Unconfined Vapour Cloud Explosion
• $\lambda$	Taux de défaillance d'un canal.
• $\lambda_D$	Taux de défaillance dangereuse du canal.
• $\lambda_{DD}$	Taux de défaillance dangereuse détectée du canal.
• $\lambda_{DU}$	Taux de défaillance dangereuse non détectée du canal.

## INTRODUCTION GENERALE

La Sécurité fonctionnelle consiste à identifier les défaillances spécifiques dangereuses qui conduisent à des conséquences graves « catastrophe humaine et matérielle », Les appareils dont l'échec contribue à chacun de ces risques est identifié et habituellement dénommé «relatif à la sécurité».

Des exemples sont les systèmes industriels thermo-hydrauliques, de contrôle de processus, les systèmes de l'arrêt de processus, de l'équipement de signalisation ferroviaire, les contrôles l'automobile, médicale, ....etc. matériel de traitement

En d'autres termes, tout équipement « avec ou sans logiciel » dont la défaillance peut contribuer à un risque est susceptible d'être liés à la sécurité.

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

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

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

Le Complexe de traitement de gaz HAMRA dispose d'un certain nombre d'installations complexes pouvant engendrer des accidents majeurs ayant des conséquences sur divers cibles humaines, matérielles et environnementales. C'est pour cela que le complexe HAMRA est soumis à une autorisation d'exploitation ministérielle selon le décret exécutif n°06-198 définissant la réglementation applicable aux installations et établissements classés pour la protection de l'environnement et cela d'après les rubriques N° 1510, 1512,1531 et 1532.

En effet, ce complexe est un site à risque majeur à cause de sa capacité de stockage et de la nature de ses produits stockés (GPL, Condensat) qui sont très inflammables, invisible, sans odeur et très explosives.

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

Vu le caractère majeur des accidents qui peuvent découler du complexe et plus particulièrement la zone 180 et en tenant compte de l'environnement du site, nous sommes dans l'obligation de vérifier l'efficacité de ses moyens de sécurité afin de les mettre à jour avec les

nouvelles techniques de prévention, protection et d'intervention pour mieux gérer les situations de risque majeur et d'assurer en même temps une sûreté de fonctionnement optimale.

La sécurité, ce n'est évidemment pas que de l'organisation. C'est aussi des méthodologies à suivre, des moyens techniques à déployer. Et pour cela, une norme s'est imposée à l'échelle internationale : l'**IEC 61508**. Il s'agit d'une norme orientée "performances", c'est-à-dire qu'elle laisse à l'utilisateur le soin de réaliser son analyse de risque et elle lui propose des moyens pour le réduire. Elle porte plus particulièrement sur le système E/E/PE (Electrical/Electronic/ProgrammableElectronicSafety- related systems). C'est-à-dire système électroniques et électriques de sécurité. En principe, elle ne concerne pas les systèmes simples, pour lesquels le mode de défaillance de chaque élément est clairement défini et pour lesquels le comportement du système peut être totalement déterminé dans le cas d'une défaillance.

La norme IEC 61508 définit la sécurité comme «la liberté d'inacceptables risque ». Sécurité fonctionnelle a été définie comme «une partie de l'ensemble de sécurité concernant le processus « le Basic Process Control System (BPCS) qui dépend du bon fonctionnement du SIS et d'autres protections couches». Un niveau élevé de sécurité fonctionnelle signifie qu'un système de sécurité instrumenté (SIS) fonctionnera correctement et avec une forte probabilité de succès.

L'IEC 61508 traite de la sécurité fonctionnelle, qui a un champ d'application plus réduit que celui de la sécurité globale car elle ne s'intéresse qu'aux systèmes E/E/PE.

Pour spécifier de tels systèmes, il faut commencer par faire une analyse approfondie des phénomènes dangereux et voir comment on va s'y prendre pour amener le risque à un niveau acceptable dans notre étude on va utiliser HAZOP (hazard and operatly) pour identifier tous les scénarios et décortiquer leurs enchainements. Ainsi, une sélection des scénarios à la base d'une cotation majeurs (explosion). Pour identifier les fonctions instrumentées de sécurité et définir leur SIL, il est nécessaire que les risques soient préalablement identifiés, ainsi que leurs conséquences sur les personnes, les biens et l'environnement. En premier lieu il est indispensable de faire une description des procédés et des installations ensuite on recense les matières et produits utilisés, un historique des incidents et accidents répertoriés, l'identification et caractérisation des potentiels de dangers et une estimation de leurs effets et on fait l'analyse de risques réalisés. Ces données ne sont pas toujours explicitement formulées et recensées au niveau de la documentation de l'entreprise. Par conséquent, il est nécessaire de réaliser un travail visant soit à améliorer la documentation soit à rechercher les informations indispensables notamment d'identifier les risques potentiels et les barrières de sécurité existantes. Pour ce faire, un audit de l'installation peut être envisagé afin de recenser les documents existants, de rassembler les éléments nécessaires à la définition du SIL et d'identifier les analyses complémentaires à mener.

La norme CEI 61511 décrit différentes méthodes de détermination de SIL. Parmi celles-ci, on citera les méthodes qualitatives que sont « le graphe de risque » et la « grille de criticité » et la méthode quantitative «LOPA» (Layer of Protection Analysis).

Le complexe **HAMRA** est un site qui a plusieurs unités composées de plusieurs sections. Ces dernières présentent des risques majeurs, selon la classification réglementaire (installation classée pour l'environnement), parmi lesquelles les sphères de stockage du GPL.



Les bases de données relatives à l'accidentologie : La base ARIA : Analyse, Recherche et Information sur les Accidents Elles ont montré par le Rex (le retour d'expérience), que l'explosion dans les sphères de GPL est un phénomène qui représente une probabilité considérable.

Pour cela, Le complexe **HAMRA** souhaite maîtriser ce risque en vérifiant tout d'abord le niveau d'intégrité de sécurité requis ensuite agir en fonction des résultats.

Dans notre étude, nous commençons par l'application de la méthode HAZOP dont l'objectif est de sélectionner et décortiquer les scénarios qui mènent à l'explosion.

L'évaluation du niveau d'intégrité de sécurité se fait par la méthode des graphes de risque en introduisant aussi la notion des couches de protection traitée à travers l'application de la méthode semi-quantitative LOPA (Layer Of Protection Analysis) qui a l'aptitude de déterminer et vérifier les SIL requis. le CCPS « le centre de création de la méthode LOPA » indique que les résultats de l'HAZOP sont primordiaux comme éléments d'entrées de la méthode LOPA, Suite aux résultats de la méthode LOPA, nous pouvons juger qu'un tel risque est acceptable ou non, après on décide, que les barrières de sécurité qui ont été mises en place sont suffisantes ou pas.

D'après l'étude LOPA on a déduit que l'origine du risque explosion dans la sphère de stockage du GPL est la fuite de gaz de ce fait on propose de mettre en place une barrière qui traite cette situation.

D'abord, nous établirons dans un premier lieu une étude technique pour déterminer les exigences fonctionnelles de notre système proposé, leur architecture à mettre en place ainsi que l'évaluation du niveau d'intégrité de ce système.

Par la suite nous allons utiliser méthode quantitative classique issue du domaine de la sûreté de fonctionnement (chaînes de Markov) pour La validation de la mise en place d'un système instrumenté.

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

# I CHAPITRE : Principaux concepts et définitions de la sécurité fonctionnelle et la maîtrise des risques

## I.1 Introduction :

Les industriels ne se préoccupent plus uniquement des performances des systèmes en termes de qualité, de productivité et de rentabilité mais aussi en termes de sécurité [TIENNTO et al. 2008]. A ce titre, la maîtrise des risques industriels leurs impose de mener des analyses de risques dans le but d'identifier les scénarios d'accidents susceptibles de se produire au niveau de leurs installations et qui constituent des sources de dommage pour les personnes, les biens et l'environnement. Quel que soit la méthodologie d'analyse retenue, ces analyses ont pour vocation première de s'assurer que les mesures de maîtrise des risques (MMR) mises en place permettent d'amener le niveau de sécurité de l'installation à l'objectif recherché [IDDIR, 2009].

Pour que cette assurance soit vérifiée, les actions entreprises doivent être inscrites dans un processus de gestion des risques capable d'identifier, de mesure et de maîtriser les risques d'une manière effective. C'est dans cette optique que la norme CEI 61508 a été développée. Son objectif affiché est la mise en place des systèmes (barrières, mesures, couches) de sécurité de type instrumenté en fonction de la réduction nécessaire du risque. Dans ce chapitre, nous allons d'abord donner quelques concepts et définitions liés à la gestion des risques et décrire le processus de gestion des risques, avant d'exposer l'essentiel de la CEI 61508 de même que les SIS qui constituent l'objet premier de ce travail de recherche.

## I.2 Notions et concepts de base

### I.2.1 Notion de danger :

Le danger désigne une nuisance potentielle pouvant porter atteinte aux biens (détérioration ou destruction), à l'environnement, ou aux personnes. Les dangers peuvent avoir une incidence directe sur les personnes, par des blessures physiques ou des troubles de la santé, ou indirecte, au travers de dégâts subis par les biens ou l'environnement [1].

### I.2.2 Notion de risque

D'une façon générale, un risque peut être défini comme la « probabilité d'un danger menaçant ou portant atteinte à la vie et, plus globalement, au cadre d'existence d'un individu ou d'un collectif » [2].

### I.2.3 Risque industriel majeur :

Un risque industriel majeur est un événement accidentel se produisant sur un site industriel et entraînant des conséquences immédiates graves pour le personnel, les populations avoisinantes les biens et/ou l'environnement [3].

Les événements dangereux susceptibles de se produire et avoir des effets importants pour les personnes et les biens sont l'incendie, l'explosion et l'émission de produits toxiques. Ces événements sont souvent liés à une perte de confinement d'une matière dangereuse [4].

### I.2.4 Notion de sécurité

Elle peut être définie par son contraire comme étant l'absence du risque inacceptable. Ce risque inacceptable est dû aux blessures ou atteintes à la santé des personnes, directement ou indirectement, résultant d'un dommage au matériel ou à l'environnement. Selon [5], la sécurité

est l'aptitude d'une entité à éviter de faire apparaître, dans des conditions données, des événements critiques ou catastrophiques.

### 1.2.5 Sécurité fonctionnelle

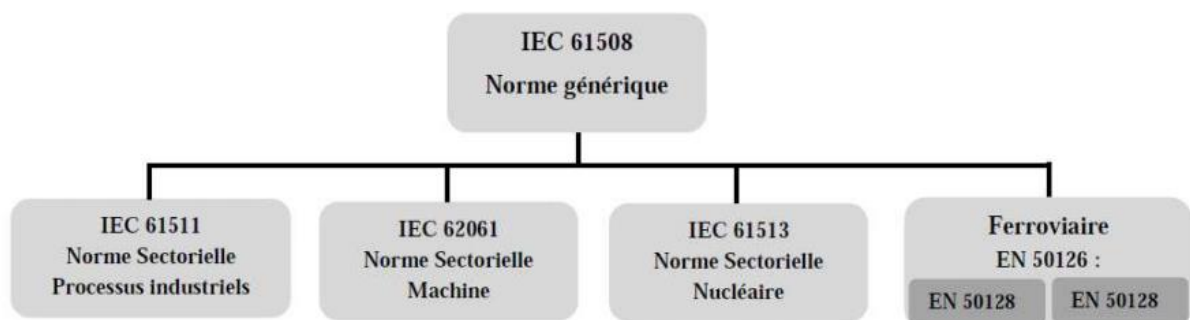
Souvent la norme IEC 61508 [1], la sécurité fonctionnelle est le sous-ensemble de la sécurité globale qui dépend du bon fonctionnement d'un système ou d'un équipement en réponse à ses entrées. La sécurité fonctionnelle veille donc à contrôler l'absence de risques inacceptables qui pourraient :

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

### 1.3 Normes relatives aux systèmes instrumentés de sécurité

La norme internationale de sécurité IEC 61508 est une des dernières normes dédiées à la sécurité fonctionnelle. Elle est devenue avec ses normes filles les plus récentes et les plus connues des acteurs de la sécurité dans les secteurs industriels.

Cette norme s'applique aux systèmes relatifs à la sécurité lorsque l'un ou plus de ces systèmes comporte des dispositifs électriques/électroniques/électroniques programmables.



*Figure 1-1-Système Instrumenté de Sécurité*

### 1.4 Concept de Systèmes Instrumentés de Sécurité

#### 1.4.1 Définition d'un SIS

Selon la norme CEI 61508 V10 Un SIS c'est un système E/E/PE relatif aux applications de sécurité, il comprend tous les éléments du système nécessaires pour remplir la fonction de sécurité. [6],

Les SIS sont définis comme étant «un système instrumenté utilisé pour mettre en œuvre une ou plusieurs fonctions instrumentées de sécurité.

Un SIS se compose dans importe quelle combinaison de capteur(s), d'unité logique (s) et d'élément(s) terminal (aux) ». [6]

### I.4.2 Constitution élémentaire d'un SIS

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

Au minimum, on retrouve en série un capteur, une unité de traitement et un actionneur [7] (figure-2-).

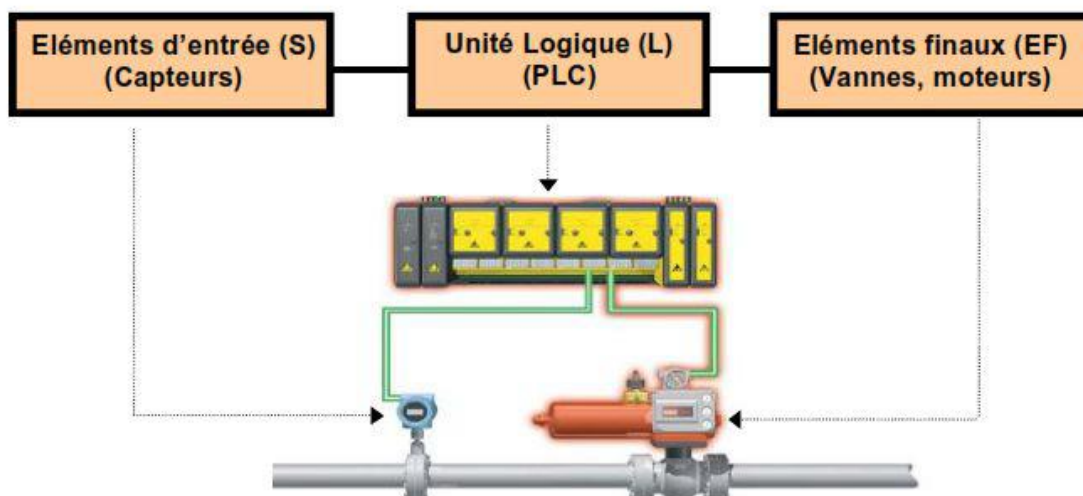


Figure 2-Système Instrumenté de Sécurité

### I.4.3 Fonction Instrumentée de Sécurité

La fonction instrumentée de sécurité est définie comme étant la fonction de sécurité avec un SIL spécifique qui est nécessaire pour maintenir la fonction de sécurité [8].

C'est une fonction réalisée par un système E/E/PE relatif à la sécurité, basé sur une autre technologie, ou par un dispositif externe de réduction de risque, prévue pour assurer ou maintenir un état de sécurité de l'élément commandé par rapport à un événement dangereux spécifique [9].

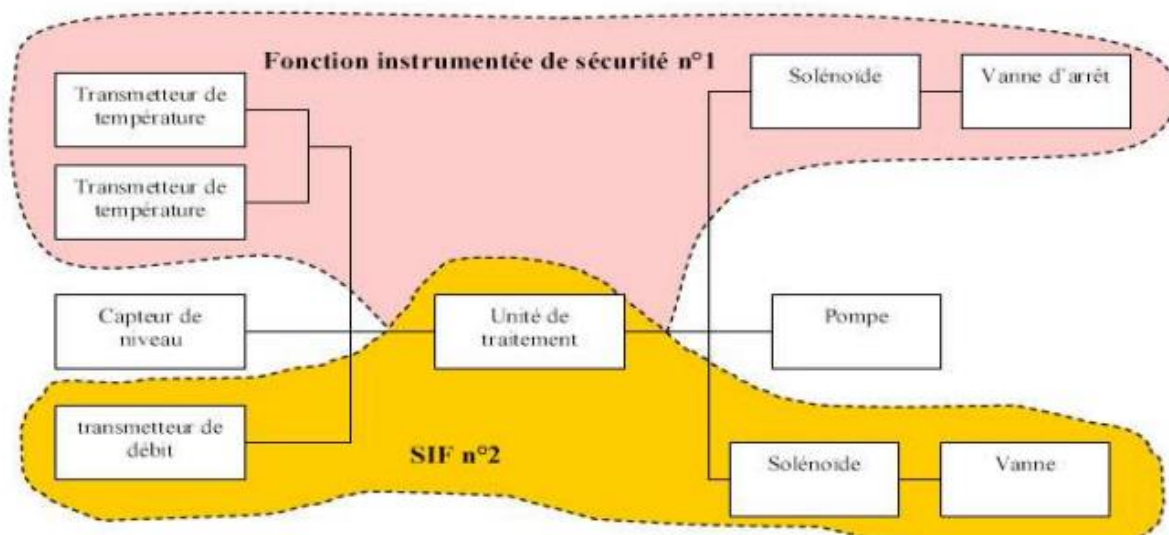
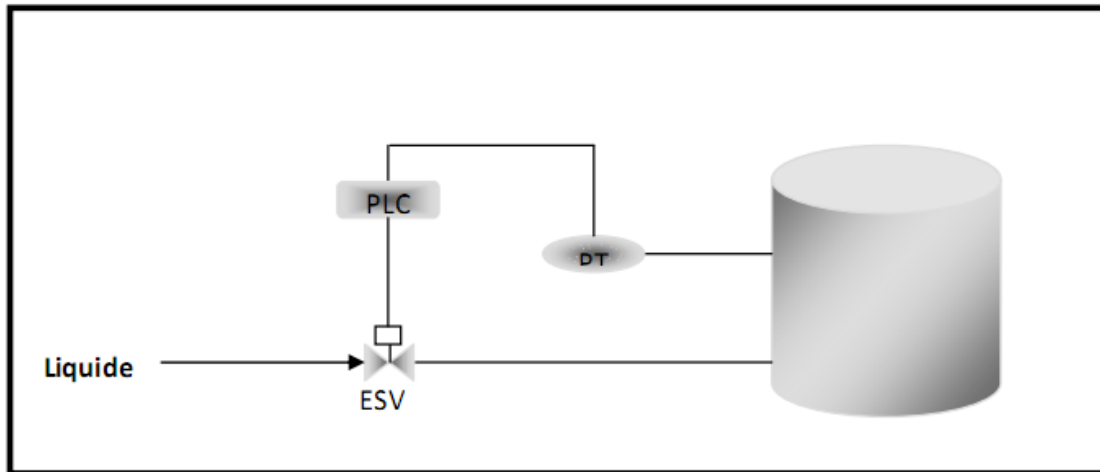


Figure 3-Fonction instrumentée de sécurité [10]



*Figure 4-Exemple de fonction instrumentée de sécurité*

#### I.4.4 Mode de fonctionnement d'un SIS

##### I.4.4.1 . Faible sollicitation

La fonction de sécurité n'est réalisée que sur sollicitation, afin de faire passer l'EUC dans un état de sécurité spécifié, et la fréquence des sollicitations n'est pas supérieure à une par an [11].

##### I.4.4.2 Forte sollicitation

La fonction de sécurité n'est réalisée que sur sollicitation, afin de faire passer l'EUC dans un état De sécurité spécifié, et la fréquence des sollicitations est supérieure à une par an [11]. Dans la plupart des cas, le mode de sollicitation est de forte demande.

##### I.4.4.3 Mode continu

La fonction de sécurité maintient l'EUC dans un état de sécurité en fonctionnement normal en permanent [11].

#### I.4.5 Test relatif aux SIS

Définitionnels SIS sont des barrières de sécurité, afin de veiller au maintien de leurs performances dans le temps, il faut les tester, c'est-à-dire, il faut simuler la situation de danger et vérifier si la fonction de sécurité pour laquelle elle a été mise en place est bien réalisée [12].

##### I.4.5.1 Rôle des tests

Ces tests permettent :

- d'avoir un retour sur la dérive des équipements et donc sur la maintenance à mettre en place,
- de détecter les défaillances non automatiquement détectables en temps réel.

Ils peuvent être considérés comme complets ou partiels (i.e. détection d'une partie uniquement des défaillances) [13].

#### I.5 Détermination des niveaux de SIL requis :

##### I.5.1.1 L'approche Markovienne :

###### I.5.1.1.1 Description :

Un diagramme d'état d'un système est construit. Le diagramme d'états représente l'état du système en ce qui concerne ses états de défaillance. Un état d'échec spécifique est représenté

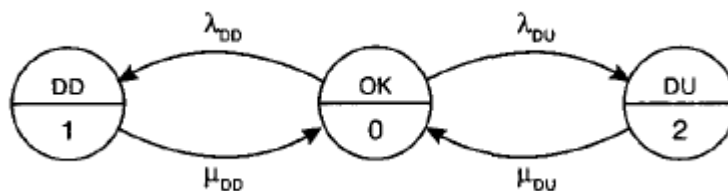
par un nœud du diagramme d'états. Les flèches entre les nœuds, qui représentent les événements de panne ou les événements de réparation, sont pondérées par les taux de panne ou de réparation correspondants.

#### I.5.1.1.2 Application :

Le processus de Markov est particulièrement utile pour analyser des systèmes dans lesquels la séquence de défaillance est importante ou pour laquelle une réparation est effectuée en continu. La technique de Markov peut également être appliquée à l'analyse des redondances en veille et des taux de défaillance dépendants de l'état. Pour les calculs de fiabilité, le processus de Markov est considéré comme un modèle à temps discret et à état continu. Chaque état discret est normalement défini comme une condition unique et bien définie des composants système pertinents. Dans les cas les plus simples, les formules décrivant les probabilités du système sont facilement disponibles dans la littérature ou peuvent être calculées manuellement. Dans des cas plus complexes, certaines méthodes de simplification peuvent être appliquées. Les résultats peuvent également être calculés par simulation informatique (intégration numérique) du graphique [14]. Par le logiciel GRIF.

##### I.5.1.1.2.1 1oo1 groupe voté :

Considérez un unité voté de d'un canaux, pouvant avoir des défaillances détecté DD avec un taux  $\lambda_{DD}$  et des défaillances non détecté DU avec un taux  $\lambda_{DU}$  ainsi que le taux de réparation correspondant pour la défaillance détecté DD sont  $\mu_{DD}$  et le taux de réparation correspondant pour la défaillance non détecté DU sont  $\mu_{DU}$ , respectivement. Les états du groupe voté sont :



*Figure 5\_ Les états du groupe voté*

##### I.5.1.1.2.2 1oo2 groupe voté avec CCF :

Considérez un groupe voté de deux canaux identiques pouvant rencontrer des défaillances de cause commune (CCF) et pouvant avoir des défaillances détecté DD avec un taux  $\lambda_D$ , mais des défaillances sécurisées ne peuvent pas se produire. Les CCF sont modélisés par un modèle de facteur bêta dans lequel  $\beta$  s'applique aux défaillances non détecté de DU et  $\beta_D$ , aux défaillances de DD. Les taux de réparation pour les défaillances DU sont les mêmes que ci-dessus et les taux de réparation correspondants pour les défaillances DD sont  $\mu_{1, DD}$  et  $\mu_{2, DD}$ , DD pour une et deux défaillances DD, respectivement. Les états du groupe voté sont [15] :

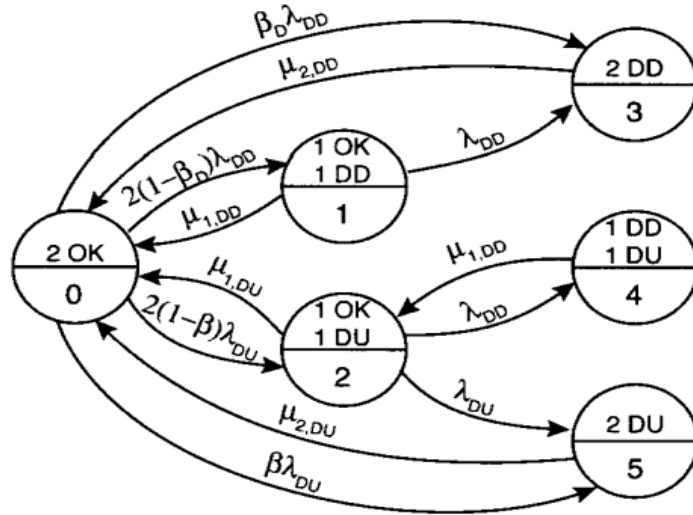


Figure 6 états du groupe voté

#### I.5.1.1.3 Importance de la méthode :

La technique de Markov est l'une des techniques d'analyse quantitative les plus avancées en analyse de risque et de fiabilité. Particulièrement dans le cas de l'analyse de différentes stratégies de réparation, la technique de Markov est un outil puissant pour aider l'analyste de fiabilité. L'inconvénient de cette approche est qu'il faut veiller à éliminer les éventuels événements dépendants. Les dépendances peuvent être correctement gérées par la technique de Markov si le système est modélisé correctement.

### I.6 Définition des paramètres

#### I.6.1 Proportion de défaillances de cause commune non détectées beta

Selon la norme CEI 61508 : c'est un facteur fréquemment utilisé dans la modélisation des défaillances de cause communes. Ceci permet d'estimer le taux de défaillances de cause commune applicable à deux systèmes ou plus fonctionnant en parallèle à partir du taux de défaillance aléatoire du matériel de l'un de ces systèmes. On peut affecter à ce paramètre trois valeurs : 2%, 10% et 20%.

#### I.6.2 Mean time to repair

Le terme MTTR est la durée moyenne jusqu'à la réparation d'une entité réparable. [16].

#### I.6.3 Couverture du diagnostic (DC)

La norme CEI61508 définit le taux de couverture comme suit :

«Le rapport du taux de défaillance des pannes dangereuses détectées (par un test de diagnostic) sur le taux de défaillance total des pannes dangereuses (détectées et non détectés) [16].

## I.7 Architectures pour le mode de fonctionnement faible demande

Il existe plusieurs architectures [17] parmi lesquelles on site :

### I.7.1 Architecture 1oo1

Cette architecture comprend un seul élément, et toute défaillance dangereuse empêche le traitement correct de tout signal d'alarme valide.

### I.7.2 Architecture 1oo2

Cette architecture comprend deux canaux connectés en parallèle de façon que chacun puisse traiter la fonction de sécurité. Ainsi, il faudrait qu'il y ait une défaillance dangereuse dans les deux canaux pour qu'un signal d'alarme valide ne soit pas traité correctement. On suppose que tout test de diagnostic ne révélerait que les anomalies découvertes et ne modifierait pas les états de sortie ou la logique majoritaire des sorties.

### I.7.3 Architecture 2oo2

Cette architecture comporte deux canaux connectés en parallèle de sorte qu'il est nécessaire que les deux canaux demandent la fonction de sécurité avant que celle-ci ne survienne.

## I.8 Procédure de calcul :

### I.8.1 Architectures « KOON » d'un SIS :

Chaque catégorie de défaillances aléatoires du matériel est appréciée à travers son taux de défaillance (la CEI 61508 considère que ces taux sont constants) [1] ,[18] :

Taux de défaillance aléatoire du matériel :

$$\lambda = \lambda_D + \lambda_S \dots \dots \dots \text{Équation (1- 2)}$$

Taux de défaillance aléatoire dangereuse :

$$\lambda_D = \lambda_{DD} + \lambda_{DU} \dots \dots \dots \text{Équation (1- 3)}$$

Taux de défaillance aléatoire dangereuse détectée :

$$\lambda_{DD} = DC + \lambda_D \dots \dots \dots \text{Équation (1- 4)}$$

Taux de défaillance aléatoire dangereuse non détectée :

$$\lambda_{DU} = (1-DC) * \lambda_D \dots \dots \dots \text{Équation (1- 5)}$$

### I.8.2 Les contraintes architecturales (DC) :

Selon la norme 61508-2010 « paragraphe 7.4.3.1 » [1] la définition des contraintes est donnée comme suit « voir annexe A ». « Dans le contexte de l'intégrité de sécurité du matériel le niveau d'intégrité (SIL) le plus élevé qui peut être annoncé pour la fonction de sécurité donnée est limité par la tolérance aux anomalies du matériel et la proportion de défaillances en sécurité (SFF) des sous-systèmes qui réalisent la fonction de sécurité ».

La norme définit ces deux termes comme suit :

- Une tolérance aux anomalies du matériel d'indice M signifie que (M+1) anomalies sont susceptibles de provoquer la perte de la fonction de sécurité : pour une architecture KooN,





$$PFD_{SYS} = PFD_S + PFD_L + PFD_{FE} \dots\dots\dots \text{équation (1- 7)}$$

Où

- **PFDSYS** : est la probabilité moyenne de défaillance sur demande d'une fonction de sécurité du système E/E/PE relatif à la sécurité ;
- **PFDS** : est la probabilité moyenne de défaillance sur demande du sous-système capteur
- **PFDL** : est la probabilité moyenne de défaillance sur demande du sous-système logique ;
- **PFDFE** : est la probabilité moyenne de défaillance sur demande du sous-système élément final.

**Remarque ;**

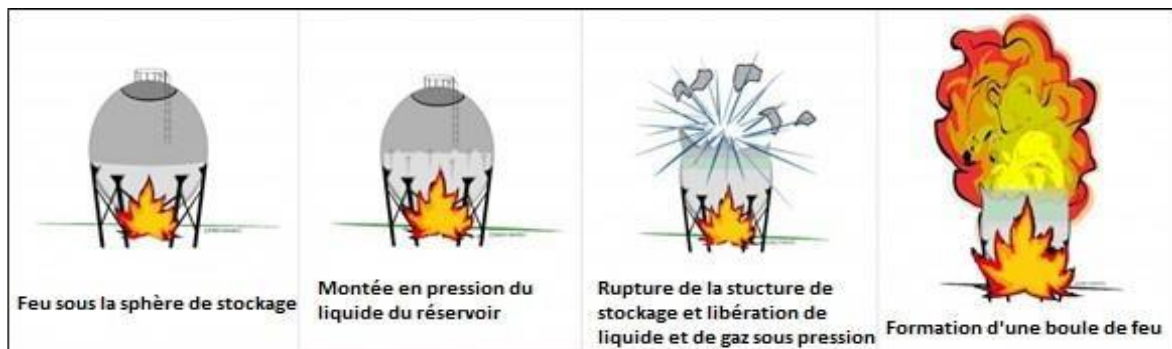
Pour les architectures usuelles (1oo1, 1oo2, 1oo2D, 2oo3, 1oo3), la norme CEI 61508 contient des tableaux, « voir annexe». Qui facilitent les calculs, il suffit d'avoir les paramètres définis précédemment (DC, MTTF) et ensuite faire une projection sur le tableau adéquat pour tirer les PFDG (PFDS, PFDL, PFDFE).

**I.9 Phénomènes dangereux**

Les types d'industries cités ci-dessus peuvent générer des phénomènes dangereux et aboutir à des accidents majeurs [19]. En particulier :

**I.9.1 BLEVE (BoilingLiquidExpandingVapor Explosion),**

C'est l'explosion de gaz en expansion provenant d'un liquide en ébullition (cas de l'accident de Feyzin, en 1966, 18 morts).



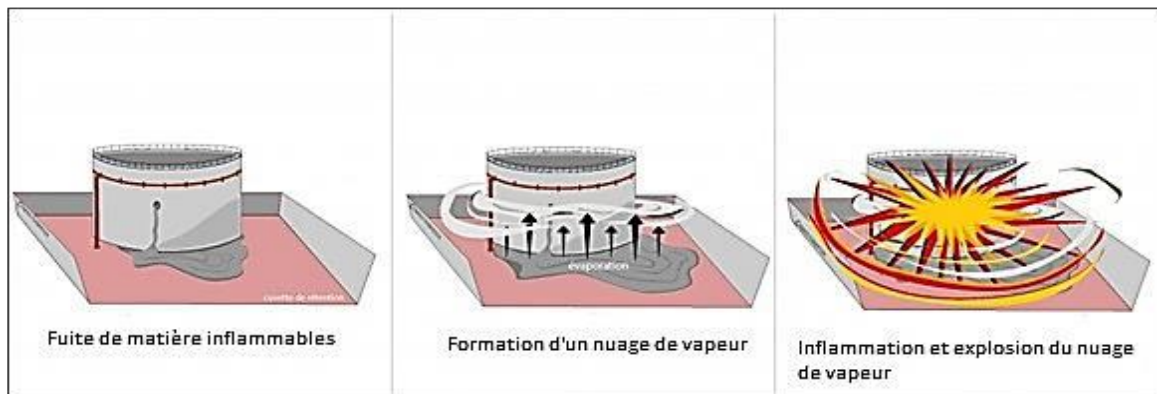
*Figure 5-Les différentes phases de développement d'un BLEVE [19]*

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. (Figure-7-)

### I.9.2 UVCE (Unconfined Vapor Cloud Explosion)

C'est l'explosion d'un nuage de gaz en milieu non confiné (cas de l'accident de Flixborough, en 1947, 28 morts).

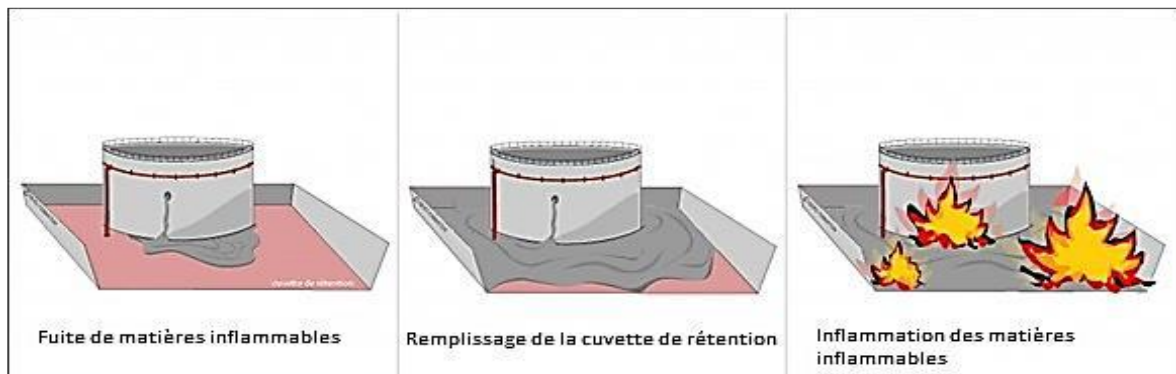
Suite à une fuite de gaz inflammable, le mélange du gaz et de l'air forme un nuage qui, en rencontrant une source d'inflammation, peut exploser. Les effets sont essentiellement des effets de pression. (Figure -8-)



*Figure 6-Les différentes phases de développement d'un UVCE [19]*

### I.9.3 Feu de nappe

Lorsqu'une nappe de liquide inflammable, produite suite à une perte de confinement d'un réservoir, prend feu. Celui-ci peut générer des effets thermiques importants. (Figure -9-)



*Figure 7-Les différentes phases de développement d'un feu de nappe [19]*

## I.10 Textes législatifs et réglementaires

### I.10.1 Cadre réglementaire et normatif

L'activité industrielle est susceptible de générer des dangers aussi bien pour l'homme que pour son environnement ; par conséquent il a été nécessaire de mettre en place un cadre légal afin de connaître et prévenir les risques de ces activités. L'Algérie a, depuis l'indépendance, adopté de nombreux textes (ordonnances, lois, décrets et arrêtés) en matière de risque, de sécurité et de la protection de l'environnement, elle a également adhéré à plusieurs conventions internationales.

Dans ce qui suit, nous allons rapporter la réglementation applicable aux installations à haut risque industriel dites classées pour la protection de l'environnement qui sont définies selon la réglementation comme étant, toute unité technique fixe dans laquelle interviennent une ou

plusieurs activités figurant dans la nomenclature réglementaire des installations classées dont fait partie le site Hamra [27].

#### I.10.1.1 Réglementation algérienne

- **Décret n°85-232 du 25 août 1985**, relatif à la prévention des risques de catastrophes qui a pour but de mettre en œuvre les mesures et normes réglementaires et techniques de nature à éliminer les risques susceptibles de mettre en danger la sécurité des personnes, des biens et de l'environnement ou à réduire les effets.

- **Loi n°88-07 du 26 janvier 1988**, relative à l'hygiène, la sécurité et la médecine du travail. Cette loi a pour objet de définir les voies et les moyens ayant pour but d'assurer aux travailleurs les meilleures conditions en matière d'hygiène, de sécurité et de médecine de travail et de désigner les personnes responsables et organismes employeurs chargés de l'exécution des mesures prescrites.

- **Décret exécutif n° 03-451 du 1 décembre 2003** définit les règles de sécurité applicables aux activités portant sur les matières et produits chimiques dangereux ainsi que les récipients de gaz sous pression.

- **Loi n° 03-10 du 19 juillet 2003** relative à la protection de l'environnement dans le cadre du développement durable. La présente loi a pour objet de définir les règles de protection de l'environnement dans le cadre du développement durable.

- **La loi n° 04-20 du 25 décembre 2004** relative à la prévention des risques majeurs et à la gestion des catastrophes dans le cadre du développement durable.

- **Décret exécutif n°06-198 du 31 mai 2006** définissant la réglementation applicable aux installations et établissements classés pour la protection de l'environnement qui a pour objet de définir les régimes d'autorisation et de déclaration d'exploitation des établissements classés, leurs modalités de délivrance, de suspension et de retrait, ainsi que les conditions et modalités de leur contrôle.

- **Décret exécutif n° 07-144 du 19 mai 2007** fixant la nomenclature des installations classées pour la protection de l'environnement.

- **Décret exécutif n° 09-335 du 20 octobre 2009** fixant les modalités d'élaboration et de mise en œuvre des plans internes d'intervention par les exploitants des installations industrielles.

- **Décret exécutif n°14-349 du 8 décembre 2014** fixant les conditions de mise en conformité

#### I.10.1.2 Réglementation européennes

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

- La directive n°96/82/CEE (directive SEVESO II) du 9 décembre 1996 concernant la maîtrise des dangers liés aux accidents majeurs impliquant des substances dangereuses. Cette directive a pour objet la prévention des accidents majeurs impliquant des substances

dangereuses et la limitation de leurs conséquences afin d'assurer de façon cohérente et efficace des niveaux de protection élevés.

#### I.10.1.3 Normes internationales

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

- Le système de management de la qualité ISO 9001 a servi de base à la mise en œuvre d'un système de gestion de l'environnement ISO 14001 qui traite des pollutions accidentelles et continues, mais est peu orienté vers la gestion des risques.

- La gestion de la santé et de la sécurité a été élaborée en suivant le modèle ISO 14001 pour aboutir à la spécification OHSAS 18001 qui est définie comme étant un ensemble d'éléments interdépendants destinés à établir des politiques et des objectifs de santé-sécurité au travail et à les réaliser en mettant en place les moyens et les mesures nécessaires.

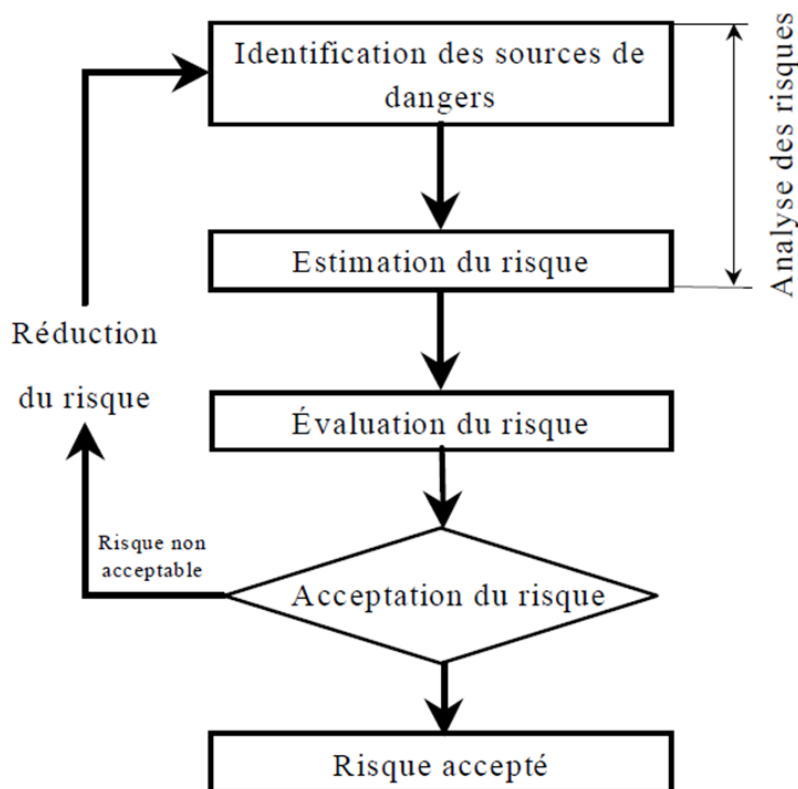
### I.11 Gestion des risques

La gestion du risque est l'ensemble des activités coordonnées en vue de réduire le risque à un niveau jugé tolérable ou acceptable [20].

De manière classique, la gestion du risque est un processus itératif qui inclut notamment les phases suivantes :

- Appréciation du risque (analyse et évaluation du risque),
- Acceptation du risque,
- Maîtrise ou réduction du risque

L'enchaînement de ces différentes phases est décrit de manière schématique dans la Figure 10-1ci-dessous.



*Figure 8-Processus de la gestion du risque [20]*

## I.12 Analyse des risques

L'analyse du risque est définie comme « l'utilisation des informations disponibles pour identifier les phénomènes dangereux et estimer le risque » [20].

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

Dans un second temps, l'analyse des risques permet de mettre en lumière les barrières de sécurité existante en vue de prévenir l'apparition d'une situation dangereuse (barrières de prévention) ou d'en limiter les conséquences (barrières de protection).

Consécutivement à cette identification, il s'agit d'estimer les risques en vue de hiérarchiser les risques identifiés au cours de l'analyse et de pouvoir comparer ultérieurement ce niveau de risque à un niveau jugé acceptable.

Son estimation peut être effectuée de manière semi-quantitative à partir :

- D'un niveau de probabilité que le dommage survienne,
- D'un niveau de gravité de ce dommage.

## I.12.1 . Méthodes d'analyse de risque.

### I.12.1.1.1 HAZARD OPERABILITY (HAZOP)

La méthode HAZOP a été développée par la société «Imperial Chemical Industries (ICI)» au début des années 1970. Elle sert à évaluer les dangers potentiels résultants des dysfonctionnements d'origine humaine ou matérielle et aussi les effets engendrés sur le système [29].

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

#### I.12.1.1.1.1 Principe :

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 PID (Piping and Instrumentation Diagram).

L'HAZOP considère les modes de défaillances comme des dérives potentielles (ou déviations) des principaux paramètres liés à l'exploitation de l'installation. Pour chaque partie constitutive du système examiné (ligne ou maille), la génération (conceptuelle) des dérives est effectuée de manière systématique par la conjonction :

- de mot-clé comme par exemple « Pas de », « Plus de », « Moins de », « Trop de » ;
- des paramètres associés au système étudié. Des paramètres couramment rencontrés sont la température, la pression, le débit, la concentration, mais également le temps ou des opérations à effectuer

La combinaison des paramètres observés avec les mots clé précédemment définis se fait de la manière suivante :

$$\text{Mot-clé} + \text{Paramètre} = \text{Dérive}$$

On doit aussi déterminer les causes et les conséquences potentielles de chacune de ces dérives et identifier les moyens existants permettant de détecter ces dérives, d'en prévenir l'occurrence ou d'en limiter les effets. [21]

#### I.12.1.1.1.2 Déroulement :

La méthode HAZOP suit les étapes présentées dans le schéma de la figure 11- [21]

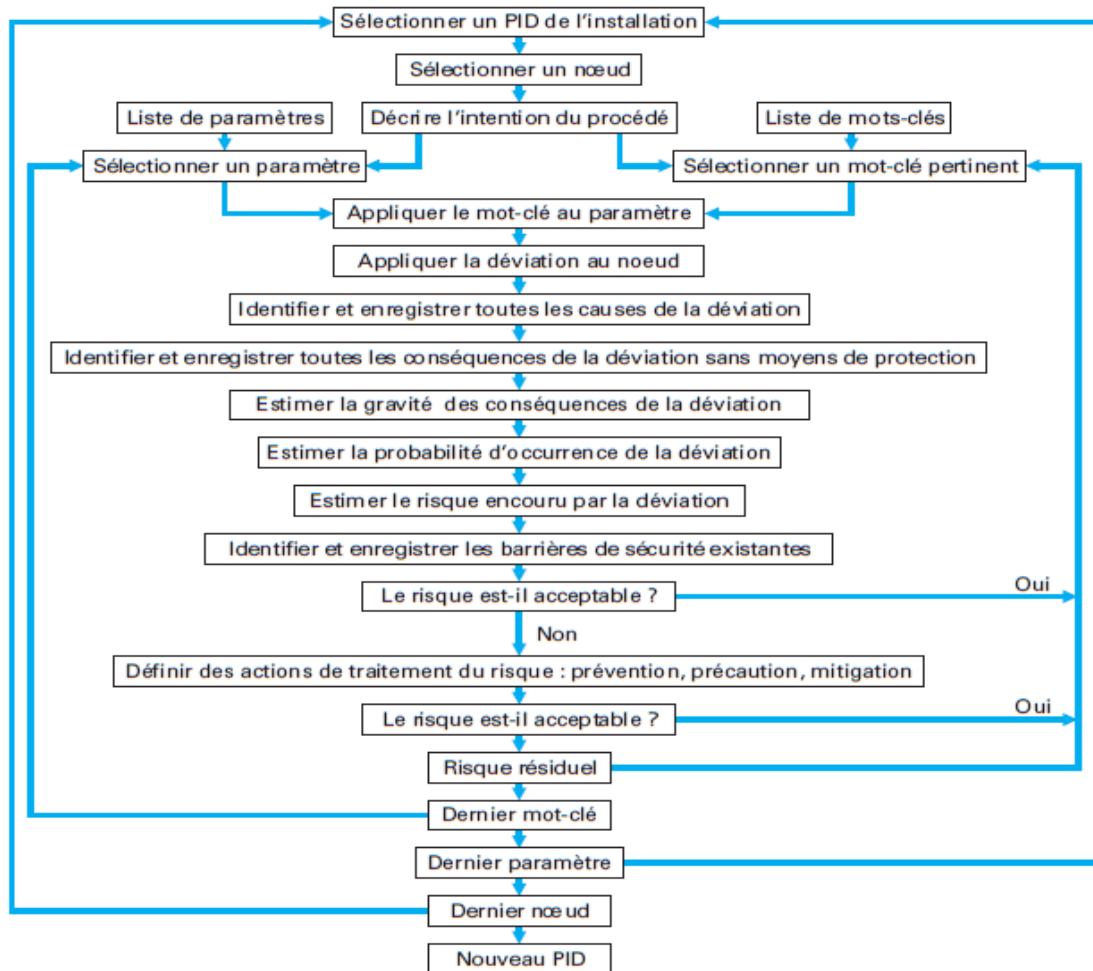


Figure 9-Déroulement de la méthode HAZOP [21]

**Mot-clé :** permettent de générer de manière systématique les dérives à considérer.

**Paramètres :** Les paramètres auxquels sont accolés les mots-clés dépendent bien sûr du système considéré. Généralement, l'ensemble des paramètres pouvant avoir une incidence sur la sécurité de l'installation doit être sélectionné.

La combinaison de ces paramètres avec les mots clé précédemment définis, permet donc de générer des dérives de ces paramètres.

**Par exemple :**

- Plus de et Température = « Température trop haute ».

#### I.12.1.1.1.3 Limites et Avantages

L'HAZOP est un outil particulièrement efficace pour les systèmes thermo-hydrauliques. (Par exemple : usine de Liquéfaction de Gaz Naturel) [21]



#### *1.12.1.1.1.3.1 Avantages*

Elle utilise une approche systématique et logique. Elle a des mot-guide spécifique listé et le processus en cours d'examen est divisé en sections plus petites pour l'analyse.

Elle peut analyser une combinaison de défaillances. L'option de traiter les défaillances persistantes séquentielles peut être étudiée au résultat final.

Elle donne un aperçu des fonctionnalités d'exploitation. Les méthodes de contrôle de fonctionnement sont entièrement étudiées pour des conditions variables potentielles dans le flux de processus entier. De cet examen, un opérateur peut facilement déduire les risques qui peuvent être présents dans l'installation.

#### *1.12.1.1.1.3.2 Limites de la méthode :*

Elle a besoin d'un niveau modéré de compétences à mettre en œuvre. L'examen est un processus complet et systématique qui doit être menée de façon appropriée et enregistrée avec précision.

Elle peut être plus lente à mettre en œuvre que d'autres méthodes. Afin de procéder à un examen de HAZOP, un chef d'équipe spécialisée est affecté à guider l'équipe d'examen tout au long du processus.

#### **1.12.1.2 Layer of Protection Analysis (LOPA)**

LOPA est une méthode d'analyse des risques qui permet d'évaluer la réduction du risque en analysant la contribution des différentes couches qui englobent l'ensemble des barrières de l'entreprises, tant organisationnelles que techniques, depuis la conception du procédé jusqu'aux mesures de secours en cas d'accident. Elle a été mise en œuvre à partir des évolutions réglementaires qui ont conduit à un plébiscite des analyses dites probabilistes. Il est demandé aux industriels d'expliciter le lien entre les résultats de leur analyse et leurs choix en termes de mesures de maîtrise des risques (MMR). La norme IEC 61511 a mis en lumière le besoin de disposer de méthodologies permettant de déterminer le niveau d'intégrité ou niveau de SIL requis pour les SIF (SafetyInstrumentedFunction). De ce fait, la norme IEC 61511 décrit un certain nombre de méthodes permettant d'atteindre cet objectif. L'une d'entre elles est la méthode LOPA. Est une méthode semi-quantitative élaborée dans l'optique :

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

De définir les « exigences » minimales sur la probabilité de défaillance des barrières à mettre en place dans le cas où les barrières existantes ne permettraient pas de justifier d'un risque acceptable ;

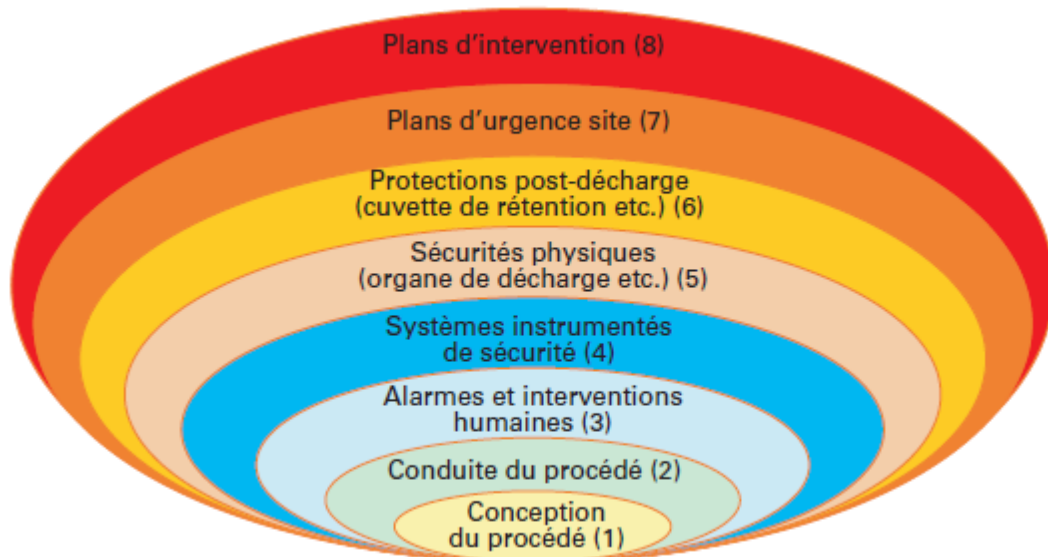
- d'évaluer la fréquence d'occurrence résiduelle d'un scénario d'accident.

##### **1.12.1.2.1 Domaine d'application**

La méthode LOPA est aujourd'hui principalement utilisée pour déterminer le niveau de SIL à allouer aux SIS. De manière plus large, elle permet de déterminer le nombre de barrières de sécurité indépendantes (IPL) à mettre en œuvre dans le but de pouvoir justifier d'un niveau de risque acceptable. La finalité de la méthode est d'estimer le niveau de risque résiduel en considérant l'effet des IPL [22].

#### I.12.1.2.2 Les différentes couches de protection

La méthode LOPA introduit le concept de « couches de protection » présenté en figure 12-, et ceci dans une optique de réduction des risques car les industriels sont amenés à mettre en place différentes barrières prévues, soit pour prévenir l'apparition d'un accident (barrière de prévention), soit pour en limiter les conséquences (barrière de mitigation et de protection). Ces moyens sont nombreux et diversifiés et ils sont mis en œuvre pour intervenir de manière graduelle dans le temps.



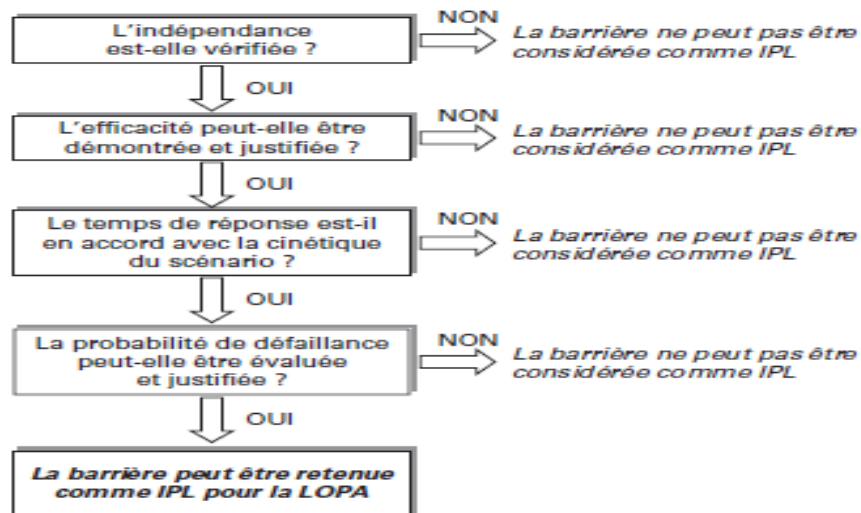
*Figure 10-Différentes couches de protection suivant LOPA [22]*

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

- les couches dites de prévention prévues pour « stopper » le déroulement de la séquence accidentelle avant l'apparition d'un événement redouté ;
- les couches dites de mitigation prévues pour limiter les conséquences dans le cas où la survenue de l'évènement redouté ne pourrait être évitée ;
- les couches dites de protection prévues pour « limiter » l'exposition des « cibles » vis-à-vis des phénomènes dangereux liés à la réalisation de l'évènement redouté.

#### I.12.1.2.3 Notion de couche de protection indépendante

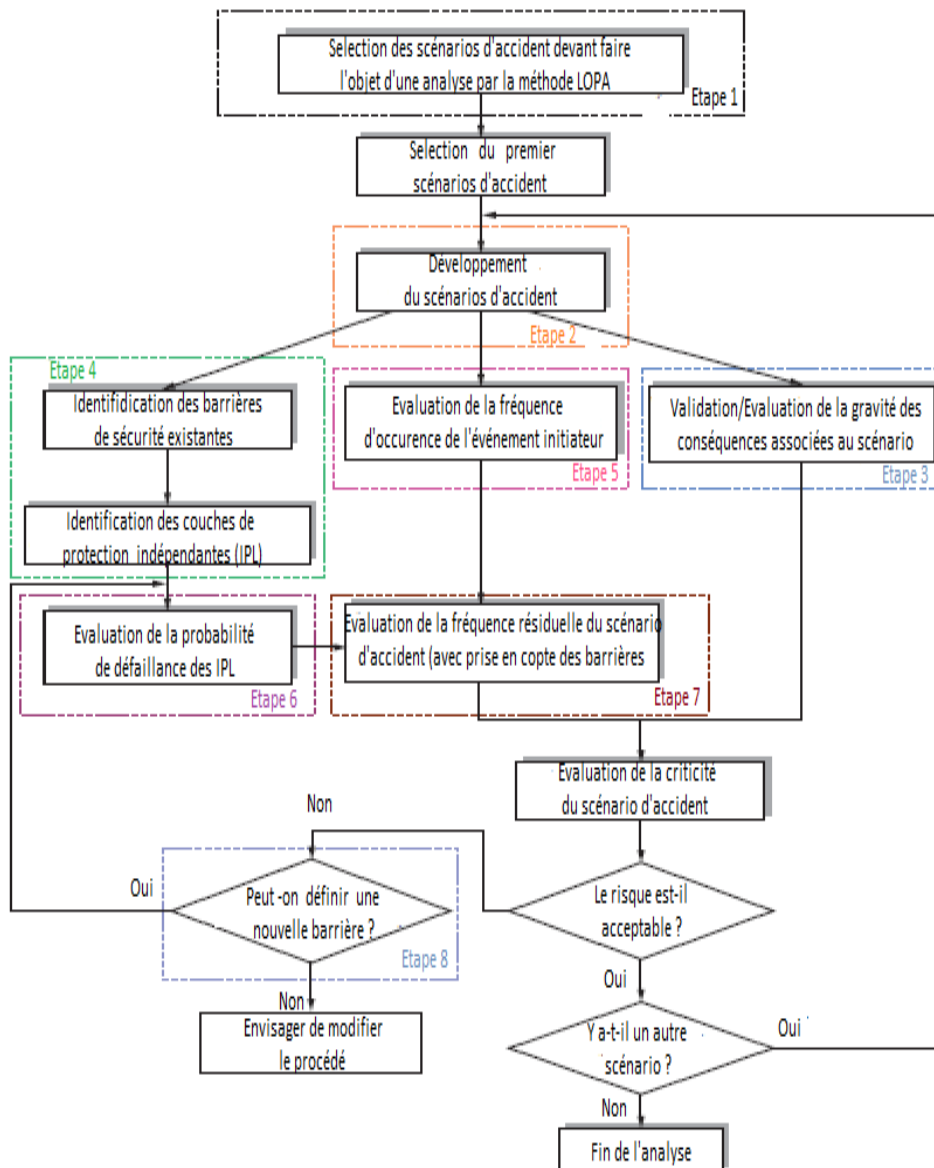
La méthode LOPA introduit la notion de couche de protection indépendante (Indépendant Protection Layer [IPL]). La définition donnée par le CCPs dans l'ouvrage [32] au chapitre 6 est la suivante : « Une couche de protection indépendante (IPL) correspond à un équipement, un système ou une action capable de prévenir la survenue des conséquences associées à un scénario d'accident. Elle doit être indépendante de l'évènement initiateur mais aussi de toutes les autres couches de protection associées au scénario ». Dans le cadre de l'application de la méthode, seules les barrières de sécurité qui vérifient les conditions pour être retenues comme IPL sont à valoriser dans le calcul de la fréquence d'occurrence résiduelle du scénario. Les conditions qui doivent être vérifiées pour retenir une barrière en tant que IPL sont présentées sur la figure 13- qui représente le processus de sélection d'une IPL.



*Figure 11-le processus de sélection d'une IPL*

#### I.12.1.2.4 Processus de déroulement

La méthode a pour vocation d'évaluer la fréquence annuelle résiduelle d'accident. Pour ce faire, il est alors nécessaire de pouvoir quantifier les fréquences d'occurrence des événements initiateurs et les probabilités de défaillances de chaque couche de protection. Les principales étapes de la méthode LOPA sont décrites ci-dessous et reprises sur la figure -14- :



**Figure 12-Les principales étapes de la méthode LOPA**

#### I.12.1.2.5 Quantification des fréquences des événements initiateurs

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

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

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

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

Les probabilités de défaillance associées à ces systèmes sont rappelées dans le tableau 3- proposées pour les SIF (caractérisés par un niveau de SIL) sont en accord avec les valeurs rapportées dans la norme IEC 61511. Pour rappel, la probabilité de défaillance d'une SIF permet de déterminer son niveau de SIL (SafetyIntegrityLevel) ou niveau d'intégrité de sécurité. Il existe quatre niveaux de SIL allant de 1 à 4 ;

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

IPL	PFD proposée pour la LOPA (par sollicitation)
<b>BPCS</b>	<b>10<sup>-1</sup></b>
<b>SIF de SIL 1</b>	<b>10<sup>-1</sup> ; 10<sup>-2</sup></b>
<b>SIF de SIL 2</b>	<b>10<sup>-2</sup> à 10<sup>-3</sup></b>
<b>SIF de SIL 3</b>	<b>10<sup>-3</sup> à 10<sup>-4</sup></b>

*Tableau 5-les quatre niveaux de SIL*

#### I.12.1.2.6 Évaluation de la fréquence d'occurrence résiduelle du scénario

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

La formule de calcul pour la fréquence d'occurrence résiduelle est :

$$F^c_i = E_i \times \left( \prod_{j=1}^n PFD_{ij} \right)$$

*Équation 1*

#### I.12.1.2.7 Parallèle entre la méthode HAZOP et la méthode LOPA

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

#### I.12.1.2.8 Limites et Avantage :

LOPA a de nombreux avantages qui justifient l'investissement par la direction de l'entreprise et des analystes de risques. Cependant, les avantages ne peuvent souvent pas être pleinement appréciés. LOPA [24] :

- Nécessite moins de temps que l'analyse quantitative des risques. Cet avantage applique particulièrement à des scénarios qui sont trop complexes pour l'évaluation qualitative du risque.
- Aide à résoudre les conflits dans la prise de décision en fournissant un cadre cohérent, simplifié pour estimer le risque d'un scénario et fournit un langage commun pour discuter des risques.

- Fournit des moyens pour comparer le risque à partir d'une unité à une autre ou d'une installation à une autre, si la même approche est employée dans toute la société.
- Peut être utilisé pour aider une organisation à décider si le risque est «aussi bas que raisonnablement possible» (ALARP), qui peut également servir à satisfaire aux exigences réglementaires spécifiques.
- Fournit des jugements comparatifs des risques plus défendables que les méthodes qualitatives dues à la documentation plus rigoureuse et les valeurs spécifiques assignées à fréquence et les conséquences des aspects du scénario.
- Permet d'identifier les opérations et les pratiques qui étaient auparavant considérés comme ayant des garanties suffisantes, mais dans une analyse plus détaillée (facilitée par LOPA), les mesures de protection ne réduit pas le risque à un niveau tolérable.
- Est un outil praticable et flexible permettant de déterminer la réduction apporté par chaque mesure de réduction (IPL) en lui attribuant des probabilités de défaillance à la demande (PFD).

Cependant elle présent des limites : [24]

- Les comparaisons de risque de scénarios ne sont valables que s'ils sont basés sur les mêmes critères de tolérance au risque.
- LOPA est une méthode d'analyse quantitative à 90 %.
- LOPA est une approche simplifiée et ne doit pas être appliquée à tous les scénarios. La quantité d'effort requis pour mettre en œuvre LOPA peut être excessive pour certaines décisions fondées sur le risque et est trop simpliste pour d'autres décisions.
- Elle dépend des méthodes utilisées pour identifier les événements dangereux et d'identifier une liste de départ des causes et des mesures de protection.

### I.13 Etude technico-économique

Aujourd'hui, des études technico-économiques sont parfois réalisées pour décider si une mesure doit être mise en œuvre ou non.

Dans ce qui suit, nous allons justifier la réduction du risque de notre scénario. Cela va nous permettre ainsi d'orienter la décision de mettre en place une mesure de réduction du risque additionnel définit dans notre étude ou non. [25]

La méthode qui suit s'appuie sur les principes de **l'analyse coût-avantage**.

#### I.13.1.1 L'analyse coût-avantage

L'analyse coût-bénéfice, aussi appelée coût-avantage, correspond à une méthode d'aide à la décision qui permet d'évaluer les avantages et bénéfices d'un projet ainsi que les conséquences éventuelles (positives ou négatives) des décisions à prendre.

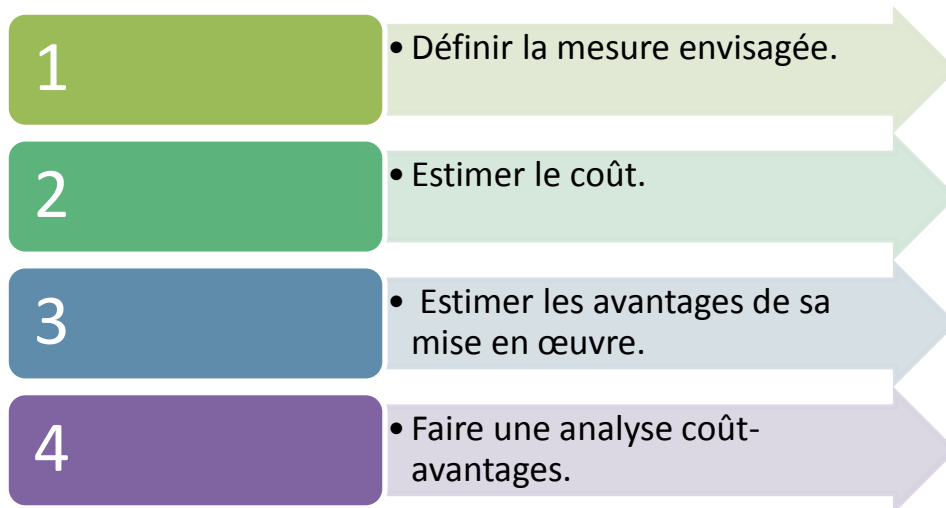
##### I.13.1.1.1 Pourquoi l'analyse coût-bénéfice ?

Cette méthode permet de

- Mesurer l'opportunité d'un projet ou d'une politique ainsi que ses répercussions financières.

- Il s'agit d'un outil qui peut être utilisé avant la prise de décision pour évaluer les risques par exemple, ou après la prise de décision pour évaluer les résultats obtenus
- Vérifier si les objectifs préalablement fixés ont été atteints.

Cette méthode s'articule autour des quatre étapes suivantes :



*Figure 13 Démarche de l'analyse coût-bénéfice [25]*

#### I.13.1.1.1 Définir la mesure envisagée

La mesure que nous avons proposé de mettre en place un SIS qui se compose de **deux** détecteurs de gaz ainsi que de **une** automate programmables de sécurité pour chaque sphère (les vannes régulatrices sont déjà mises en place) liés par des circuits de transmissions.

#### I.13.1.1.2 Estimation du coût de la mesure de sécurité

Pour réaliser une évaluation précise, il est important de ne pas oublier l'ensemble des coûts et des économies futurs associés à la mise en place de la mesure tout au long de sa durée de vie estimée. Ces coûts et économies sont ramenés à un coût annualisé, ou coût annuel moyen.

Une approche détaillée peut s'appuyer sur l'expression des coûts annualisés d'une nouvelle mesure de sécurité suivante [40] :

$$\text{cout annualisé} = \sum_{t=1}^n \frac{(Ct + Ot)}{(1+r)^{t-1}} \left[ \frac{r(1+r)^{n-1}}{(1+r)^n - 1} \right]$$

Où :

n = durée de vie estimée de la mesure considérée ;

t = indice variant de 1, année de mise en œuvre de la mesure, à n;

Ct = frais d'investissement totaux de la mesure de sécurité sur l'année t ;

Ot = coût net total d'exploitation et de maintenance de la mesure de sécurité sur l'année t ;

r = taux d'actualisation : c'est le taux à travers lequel on évalue la dépréciation monétaire, en effet, 1da d'aujourd'hui ne vaut pas 1da de demain, il faudrait donc dans le cas d'un investissement, ramener les valeurs futures à l'année ou l'investissement est effectué.

#### I.14 Conclusion

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

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

La troisième partie elle était dédiée à La norme IEC 61508 est la norme de référence pour la spécification et la conception des SIS. Sa déclinaison sectorielle dans le domaine du procès industriel est destinée aux concepteurs et utilisateurs de ce domaine [IEC61511]. Ces normes de sécurité fonctionnelle introduisent une approche probabiliste pour l'évaluation quantitative de la performance du SIS et la qualification de cette performance par des niveaux de sécurité.



## **II CHAPITRE : Présentation de l'entreprise (CHAMPS D'étude)**

### **II.1 Introduction**

L'Algérie a acquis ces 20 dernières années, une expérience dans le domaine de traitement et recyclage de gaz naturel, devenu un procédé qui répondant aux exigences de la politique énergétique nationale.

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

### **II.2 Présentation de l'entreprise**

#### **II.2.1 Historique du site HAMRA**

L'usine d'Hamra est reprise sous la Direction Régionale de RhourdeNouss, qui fait elle-même partie de la Division Production de l'Activité Exploration et production de Sonatrach

L'usine de traitement et de recyclage de gaz naturel d'Hamra a été mise en production en 1995. La superficie du champ s'étend sur 125 km<sup>2</sup>. La production de l'usine est le gaz naturel, le GPL et le condensat, celle-ci est assurée par deux trains de traitement. L'usine dispose également d'une unité de réinjection de gaz. Le champ compte 11 puits producteurs, 7 puits injecteurs, 6 puits abandonnés et 1 puits sec. En place Récupérables

Les capacités de production totale sont de l'ordre de 15x10<sup>6</sup> Sm<sup>3</sup>/j de gaz, 2800T/j de condensat et 1150 T/j de GPL. Les capacités totales de stockage sont de l'ordre de 14000 m<sup>3</sup> de condensat et 6900 m<sup>3</sup> de GPL.[26]

#### **II.2.2 Les champs**

Le premier puits HAMRA-01 (HA-01) a été foré en 1956 sur le périmètre D'ELBIOD.

Le forage du puits (HA-02) (1958-1959), mené à une profondeur de 3430.5 m, a mis en évidence des réservoirs riches en gaz à condensât.

Le champ comprend :

- 11 puits producteurs ;
- 07 puits Ré-injecteurs.

#### **II.2.3 Le champ d'étude**

##### **II.2.3.1 Implantation du champ**



*Figure 14; Plan d'implantation du champ*

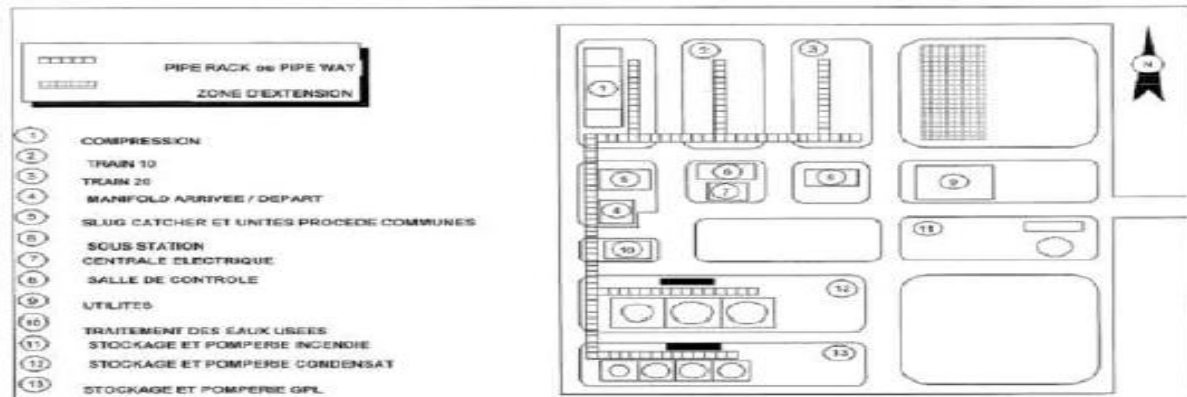
La Direction Hamra se trouve à environ 1200 Km au SUD-EST d'Alger dans le grand Erg Oriental, à une altitude de 285 m, elle est située à 29°14' de l'altitude Nord et à 06°31' longitude Est. Il se situe à 300 km au Sud Est de Hassi Messaoud, à 800 km du chef-lieu de la wilaya d'illizi, au voisinage de la Route Nationale R N 3 à 180 Km au Nord de la commune de BORDJ-OMAR DRISS Wilaya d'ILLIZI et à 60 Km au SUDOUEST de RHOURDE NOUSS. Territorialement, elle relève de la Commune de BORDJ-OMAR DRISS, DAIRA d'IN AMENAS WILAYA d'ILLIZI.

SONATRACH DP La superficie des installations HAMRA est de l'ordre de 185Km<sup>2</sup>.

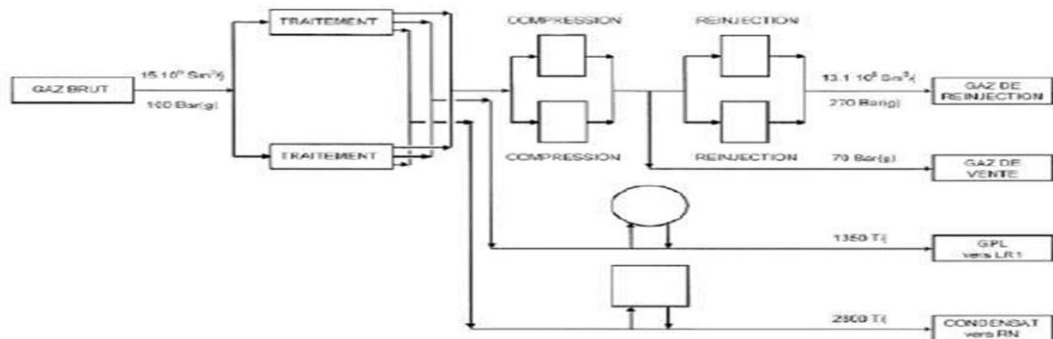
Les installations comprennent 11 puits producteurs de gaz et 7 puits injecteurs de gaz, les lignes de collecte et de retour, 2 trains de traitement de gaz et des installations de compression et réinjection de gaz.

Le plan suivant donne une idée de l'implantation de l'usine, de la base de vie et des puits.

## II.2.4 Le plan global des installations



## II.2.5 Description des installations d'exploitation et de production



*Figure 16-schéma général de l'usine*

Le complexe de traitement et recyclage du gaz naturel de HAMRA se compose principalement des unités suivantes :

**Unité 01 : puits d'extraction et les réseaux de collecte.**

**Unité 04 : Réseau de dessertes et puits de réinjection**

**Unité 10/20 : traitement**

**L'unité 50/60: la compression**

**Unité 150 : Réseau d'eau d'incendie**

**Unité 190 : système stockage de condensat**

**Unité 180 : Stockage GPL**

→ l'unité 180 comprend les équipements nécessaires pour :

Recevoir le GPL produit par les unités de procédé, le stocker dans les réservoirs et l'expédier par pipeline.

Recevoir et stocker le GPL hors spécification dans un réservoir dédié, et l'envoyer aux unités de procédé. → le système de stockage GPL comprend :

- réservoirs (180-T02A/B/C) pour le stockage GPL sur spécification ;
- Un réservoir 180-T-01 pour le stockage GPL hors spécification ;
- pompes (180-P02 A/B/C) pour l'envoi de GPL vers pipeline ;
- 2 pompes (180-P03 A/B) pour booster vers P-02 et transfert de GPL ;
- 2 pompes (180-P01A/B) pour le retour de GPL hors spécification.

- La capacité totale de stockage GPL sur spécification garantir un temps de rétention égal "2 jours" de production. Capacité chaque sphère 2000m<sup>3</sup>.

Les sphères GPL on spécification résiste au max de  $T \approx 55^{\circ}\text{C}$ .

- Réservoir 180-T01 hors- spécification capacité 900m<sup>3</sup>, a été fixé pour garantir un temps de rétention du "10 heures" de production.

-180-P01A/B : débit 30m<sup>3</sup>/h type verticale (Pompe pipeline de retour GPL hors spécification)

-180-P02 A/B/C : débit 95m<sup>3</sup>/h type centrifuges horizontales (Pompe pipeline de GPL)

-180-P03 A/B : débit 190m<sup>3</sup>/h type verticale (Pompe booster et transfert GPL)

#### **Les utilités :**

Unité 100 : système d'air comprimé

Unité 110 : système gaz inerte

Unité 120 : Système de gaz combustible

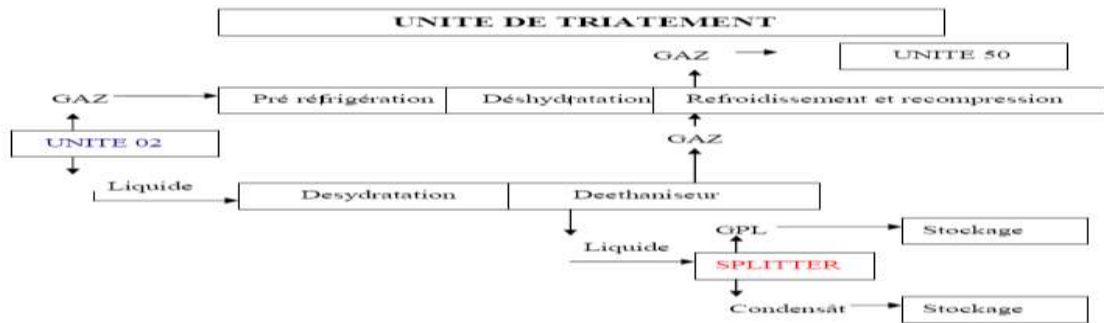
Unité 130 : Torches et bourniers

Unité 140 : système huile chaude

Unité 170 : système eau d'usine

Unité 230 : Purification et stockage de l'huile

Unité 250 : système de Gasoil



*Figure 17-Organigramme représentatif de schéma de l'unité de traitement*

## II.2.6 Contrôles, régulation et sécurité en place dans le site HAMRA

### SPHERE DESTOCKAGE DE GPL

Les sphères de stockage (ici, 180T02A) sont munies notamment de :

- L'équipement est construit selon la norme ASME VIII
- 2 PSV reliées aux torches (PSV510A/B)
- Pare-soleil sur la partie supérieure de la sphère
- Sondes de pression avec report d'alarme haute et basse en salle de contrôle (PIC13)
- Sondes de température avec report de valeur en salle de contrôle (TI02)
- Sondes de niveau très haut avec interlock d'arrêt des pompes (10/20 P04 A/B) d'alimentation des sphères (LSXH04)
- Sondes de niveau très bas avec interlock d'arrêt des pompes (180 P02 A/B/C) D'expédition (LSXL04)
- Sondes de niveau avec report d'alarme haute et basse en salle de contrôle (LI05)
- Système de refroidissement (couronne)
- Vannes de fond XV avec interlock sur détection incendie
- Réseau poteaux incendie

D'autres mesures de prévention/protection sont présentes dans la zone de l'équipement :

- Système automatique à poudre pour pompière
- Extincteurs à poudre
- Détecteurs d'incendie
- Programme d'inspection
- Moyens d'interventions mobiles (camion mixte, lances-canons, motopompes)
- Permis de travail et de circulation
- Revêtement résistant au feu

- Zone ATEX

Les sphères sont chacune installées dans un encuvement. Celui-ci est construit en béton et est en pente afin d'empêcher une accumulation de produit sous les sphères en cas de fuite et d'empêcher de manière générale un incendie sous la sphère.

## 2-DESHYDRATEUR VAPEUR

Le déshydrateur vapeur (10-V04 A) est muni notamment de :

- L'équipement est construit selon la norme ASME VIII
- Sondes de température avec report de valeur en salle de contrôle (TR06)
- Sondes de pression avec indicateur local (PI544)
- Sondes de différence de pression (entrée-sortie) avec alarme haute (PDI-PDAH03)
- 2 PSV avec envoi vers torche (PSV02 A/B)
- D'autres mesures de prévention/protection sont présentes dans la zone de l'équipement :
- Réseau poteaux incendie
- Canons moniteurs mixtes (eau/mousse)
- Bacs à émulseurs au niveau de chaque canon moniteur mixte d'une capacité de 1000 l.
- Robinet d'incendie armé (RIA)
- Extincteurs à poudre
- Détecteurs de gaz
- Programme d'inspection
- Moyens d'interventions mobiles (camion mixte, lances-canons, motopompes)
- Permis de travail et de circulation
- Zone ATEX

Les dés hydrateurs sont construits sur une dalle en béton entourée d'un muret de quelques centimètres de hauteur.

Les dés hydrateurs sont identiques, les mêmes mesures de prévention/protection se retrouvent sur les 10-V04 B/C et 20-V04 A/B/C avec les tags correspondants.

## 3-SEPARATEUR GAZ/LIQUIDE

Le séparateur 10-V02 est muni notamment de :

- L'équipement est construit selon la norme ASME VIII
- 2 PSV avec envoi vers torche (PSV16 A/B)

- PV sur la ligne de sortie gaz avec envoi vers torche (PV16 A)
- Sondes de pression avec report d'alarme haute et basse en salle de contrôle (PRC 16 PAH-PAL)
- Sondes de niveau haut avec report de valeur en salle de contrôle et interlock d'arrêt de l'alimentation (LAXH 27)
- Sondes de niveau bas avec report de valeur en salle de contrôle et interlock d'arrêt des pompes de sortie (LAXL 29, LAXL 30)
- Sondes de niveau haut et bas avec report d'alarme en salle de contrôle (LIC 29 LAH-LAL, LIC 31 LAH-LAL)

D'autres mesures de prévention/protection sont présentes dans la zone de l'équipement :

- Réseau poteaux incendie
- Canons moniteurs mixtes (eau/mousse)
- Bacs à émulseurs au niveau de chaque canon moniteur mixte d'une capacité de
- 1000 l.
- Robinet d'incendie armé (RIA)
- Extincteurs à poudre
- Détecteurs de gaz
- Programme d'inspection
- Moyens d'interventions mobiles (camion mixte, lances-canon, motopompes)
- Permis de travail et de circulation
- Zone ATEX
- Des mesures/alarmes de niveau sont présentes sur la phase aqueuse et la phase hydrocarbonée.

#### 4-DEETHANISEUR

Le dééthaniseur (10-C01) est muni notamment de :

- L'équipement est construit selon la norme ASME VIII
- 2 PSV avec envoi vers torche (PSV10 A/B)
- Sondes de température en tête avec report d'alarme haute en salle de contrôle (TI26 TAH)
- Sondes de température en pied avec report d'alarme basse en salle de contrôle (TI61 TAL)
- Sondes de différence de pression (tête – pied) avec report d'alarme en salle de

- Contrôle (PDI08 PDAH)
- Sondes de niveau haut et bas avec report d'alarme en salle de contrôle avec régulation du débit en pied (LIC14 LAH-LAL)
- Sondes de pression avec report d'alarme haute en salle de contrôle PRC07 (PAH)

D'autres mesures de prévention/protection sont présentes dans la zone de l'équipement :

- Réseau poteaux incendie
- Canons moniteurs mixtes (eau/mousse)
- Bacs à émulseurs au niveau de chaque canon moniteur mixte d'une capacité de 1000 l.
- 2 canons à balayage automatique au niveau de chaque train.
- Robinet d'incendie armé (RIA)
- Extincteurs à poudre
- Détecteurs de gaz
- Programme d'inspection
- Possibilité d'injection de méthanol pour éviter le bouchage des lignes
- Moyens d'interventions mobiles (camion mixte, lances-canons, motopompes)
- Permis de travail et de circulation
- Zone ATEX

#### 5-Le débutaniseur (10-C02)

Est muni notamment de :

- L'équipement est construit selon la norme ASME VIII
- 2 PSV avec envoi vers torche (PSV12 A/B)
- Sondes de température en tête avec report de valeur en salle de contrôle (TI62)
- Sondes de température à hauteur de l'alimentation avec report de valeur en salle de contrôle (TI37)
- Sondes de température en pied avec report d'alarme haute et basse en salle de contrôle (TRC36 – TAH/TAL) et régulation du débit d'huile diathermique
- Sondes de différence de pression (tête-pied) avec report d'alarme haute en salle de contrôle (PDI12 – PDAH)
- Sondes de niveau haut et bas avec report d'alarme en salle de contrôle et régulation de vannes en pied (LIC23 – LAH/LAL)



- Sondes de pression avec report d'alarme haute en salle de contrôle (PRC13 – PAH) et régulation du débit de sortie en tête
- D'autres mesures de prévention/protection sont présentes dans la zone de l'équipement :
- Réseau poteaux incendie
- Canons moniteurs mixtes (eau/mousse)
- Bacs à émulseurs au niveau de chaque canon moniteur mixte d'une capacité de 1000 l.
- 2 canons à balayage automatique au niveau de chaque train.
- Robinet d'incendie armé (RIA)
- Extincteurs à poudre
- Détecteurs de gaz
- Programme d'inspection
- Possibilité d'injection de méthanol pour éviter le bouchage des lignes
- Moyens d'interventions mobiles (camion mixte, lances-canons, motopompes)
- Permis de travail et de circulation
- Zone ATEX

## 6-LIGNE DE GAZ

Les lignes de réinjection de gaz sont munies notamment de :

- Sondes de pression avec alarme haute et basse reportée en salle de contrôle
- (PI54 – PAH/PAL)
- Sondes de basse pression avec interlock ESD de la station de compression (PAXL55)
- Sondes de différence de pression avec interlock ESD de la station de compression (PDAXH54)
- D'autres mesures de prévention/protection sont présentes dans la zone de l'équipement :
- Réseau poteaux incendie
- Canons moniteurs mixtes (eau/mousse)
- Bacs à émulseurs au niveau de chaque canon moniteur mixte d'une capacité de 1000 l.
- Robinet d'incendie armé (RIA)
- Système automatique à poudre pour compresseurs et turbo-expanders

- Système automatique à CO2 pour les enceintes turbines
- Extincteurs à poudre
- Extincteurs à CO2
- Programme d'inspection
- Moyens d'interventions mobiles (camion mixte, lances-canons, motopompes)
- Permis de travail et de circulation
- Zone ATEX
- Zone ATEX

#### 7-equipement pour l'environnement

Les mesures de prévention sont les mêmes que celles des précédents scénarios pour l'homme, les mesures de protection les plus importantes sont reprises ci-dessous.

En cas de fuite au niveau des sphères de GPL, celles-ci sont munies de rétention en béton. De plus, vu les propriétés du GPL, il est peu probable que celui-ci reste assez longtemps à l'état liquide que pour avoir une pollution significative.

En cas de fuite au niveau des tanks de condensat, ceux-ci sont munis de rétention en sable compact. Celle-ci permettra de limiter l'étendue de la flaque. Il sera ainsi possible d'intervenir et de pomper le liquide contenu dans la rétention.

En cas de fuite au niveau des trains de traitement, ceux-ci sont construits sur une surface en béton. Néanmoins, on ne peut pas parler de surface de rétention dans ce cas. La surface permettra d'éviter la pénétration d'hydrocarbure dans le sol en cas de fuite de faible ampleur.

Pour des fuites plus importantes, les hydrocarbures entreront en contact avec le sol sableux.

La plupart des lignes hors des trains (alimentations, envoi vers tanks, expédition) ne sont pas construites au-dessus d'une surface en béton ou d'une rétention.

Le site n'est pas équipé de détecteurs d'hydrocarbures liquides ni de système de gestion des eaux du site. Par contre, l'usine dispose d'une unité de traitement des eaux huileuses séparées dans le procédé et de bassins d'évaporation.

#### **Retour d'expérience lié au stockage des GPL**

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

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

L'interaction entre le retour d'expérience et le risque est forte car en milieu industriel, les décisions sur les risques doivent souvent être très argumentées et les coûts d'application généralement chiffrés. Il est donc nécessaire d'établir des indicateurs pour fournir aux décideurs

les outils dont ils ont besoin pour prendre les bonnes décisions. Pour pouvoir construire ces indicateurs, la formalisation des processus de retour d'expérience et l'évaluation objective des risques est indispensable [28].

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

Les deux tableaux II-3 et II-4 dans l'annexe nous renseigneront sur l'accidentologie liée aux installations de GPL à l'échelle internationale et nationale [28]

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

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

La formation de nuages de vapeur suite à leur évaporation facile dans les conditions ambiantes de pression lors d'une fuite à l'air libre ; c'est l'U.V.C.E. (Unconfined Vapour Cloud Explosion) ou feu de torche ;

L'incendie, car ces produits sont inflammables et les vapeurs peuvent s'enflammer dans des conditions précises ;

Phénomène d'épandage du GPL liquide sur le sol dans le cas d'un déversement important ;

Le BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion) : expression anglo-saxonne pour décrire un type particulier d'explosion des stockages de gaz liquéfiés sous pression ;

Du givrage par détente lors de l'évaporation instantanée (flashing) ;

Bouchage interne par formation de glace lors de la présence d'eau ;

Le jet enflammé: il s'agit d'un phénomène résultant de l'inflammation immédiate d'une fuite de gaz alimentée ;

Feu de nappe, présence simultanée d'une nappe de liquide inflammable portée à une température supérieure à son point éclair et d'un point chaud (étincelle, flamme nue).

### II.2.7 Conclusion

Dans ce chapitre, on a présenté la direction HAMRA et ces principales installations et le procédé utilisé dans le traitement de gaz, La connaissance de procédé de traitement et les risques associés dans le milieu industriel permettent de faire une analyse de ces risques afin de les éviter ou de réduire leurs effets.

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

- en effectuant des visites sur terrains,
- par des entretiens avec les opérateurs
- en étudiant les différents schémas PID et PFD

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

### III Chapitre 03 : Application des méthodes d'analyse et d'évaluation des risques

#### III.1 Introduction

Cette étape vise à analyser les risques liés aux différents modes de transfert inter-complexe en vue d'identifier les causes et les conséquences, afin de déterminer les scénarios d'accidents majeurs et de lister les mesures de prévention et de protection en place, notre choix s'est porté sur la méthode HAZOP, au vu de son efficacité pour les systèmes thermo hydrauliques.

Du fait du caractère inflammable du GPL les phénomènes d'accident les plus probables est les explosions et les incendies, dans ce chapitre nous avons modélisé les effets thermiques et les effets de surpression de ces phénomènes par l'utilisation du programme PHAST.

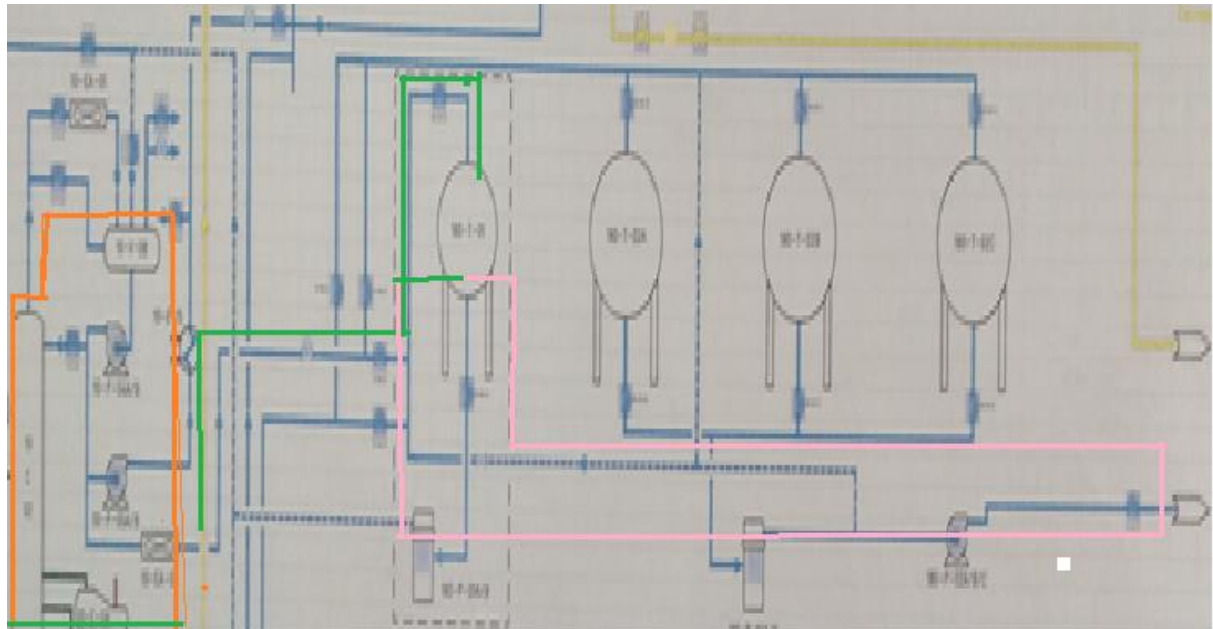
Pour juger de l'adéquation entre les barrières mis en place et le niveau de risque visé ainsi que pour définir les « exigences » minimales sur la probabilité de défaillance des barrières à mettre en place dans le cas où les barrières existantes ne permettraient pas de justifier d'un risque acceptable on a utilisé la méthode LOPA

#### III.2 Analyse des risques :

##### III.2.1 Mise en œuvre de la méthode HAZOP :

###### III.2.1.1 Choix de mode de transfert

Notre choix sur le mode de transferts à étudier est porté sur le mode « PID » qui est le transfert dans la zone 180, ce choix n'ai pas au hasard car c'est le mode le plus utiliser. La figure 18 ci-dessous représente le chemin traversé par le fluide GPL.



noeud 01 :colonne de distillation 10-c-02 jusqu'a la pompe d'alimentation 10-P-04A/B  
noeud 02:de la pompe d'alimentation 10-P-04A/B -l'entrée de la sphère  
noeud 03:de la sortie de la sphère -pipe d'expédition

*Figure 18\_Schéma PID de la zone 180*

###### III.2.1.2 COTATION ;

Il est nécessaire de faire apparaître clairement, lors d'une évaluation des risques, l'ensemble des scénarios étudiés, en précisant pour chacun, la probabilité ou fréquence d'occurrence et la

gravité potentielle de ses conséquences. Pour y parvenir, les matrices ou grilles de criticité, intégrant ces deux dimensions, sont utilisées dans un souci de clarté. Cette grille est un outil d'aide à la décision pour notre étude.

Dans notre cas, l'évaluation de l'acceptabilité sera faite sur la base de la grille de criticité adoptée par une base de données qui est représenté sur les tableaux suivant [29] :

#### III.2.1.2.1 Échelle des probabilités :

<i>Probabilité</i>	<i>Description</i>	<i>Cotation</i>
<b>P5</b> <b>Probable</b>	Pourrait se produire plusieurs fois pendant la vie d'une installation	<b>5</b>
<b>P4</b> <b>Improbable</b>	Pourrait se produire une fois sur un ensemble de 10 à 20 unités similaires sur une période de 20 à 30 ans	<b>4</b>
<b>P3</b> <b>Très improbable</b>	Une fois par an sur un ensemble de plus de 1000 unités Pourrait se produire une fois sur un ensemble de 100 à 200 unités similaires sur une période de 20 à 30 ans Est déjà survenu dans la société, mais des mesures correctives ont été prises	<b>3</b>
<b>P2</b> <b>Extrêmement improbable</b>	Est déjà survenu dans l'industrie, mais des mesures correctives ont été prises	<b>2</b>
<b>P1</b> <b>Extrêmement rare</b>	Événement physiquement possible mais n'a jamais ou rarement eu lieu sur une période de 20 à 30 ans pour un grand nombre de sites	<b>1</b>

*Tableau 6-Catégorie de probabilité*

#### III.2.1.2.2 Échelle des gravités :

<i>Gravité</i>	<i>Personnel</i>	<i>Public</i>	<i>Environnement</i>	<i>Production/biens</i>
<b>G5</b>	Décès multiples. Hospitalisation multiples avec effets irréversibles Un décès.	Incapacité permanente, multiple hospitalisation ou effet majeur de santé publique.	Pollution majeure externe au site et / ou une perte importante de la vie aquatique.	<b>Plus de 180 jours de perte de</b>
<b>G4</b>	Un à trois décès. Incapacité permanente, multiple hospitalisation ou effet majeur de santé publique.	Blessure grave ou effet sur la santé avec une ou plusieurs journées d'arrêt de travail ou des effets importants sur la santé	Pollution importante avec des conséquences environnementales externes au site	<b>De 30 à 180 jours de perte de production</b>
<b>G3</b>	Blessure grave ou effet sur la santé avec une ou plusieurs journées d'arrêt de travail ou des effets importants sur la santé	Blessures mineures ou effet sur la santé. Traitement médical avec travail restreint ou effet sur la santé à moyen terme	Une importante pollution interne au site.	<b>De 5 à 29 jours de perte de production</b>
<b>G2</b>	Blessures mineures ou effet sur la santé. Traitement médical avec travail restreint ou effet sur la santé à moyen terme	Blessé léger ou effet sur la santé. Traitement médical, effets sur la santé mineure,	premiers secours. Déversement modéré dans la limite du site	<b>De 1 à 4 jours de perte de production</b>
<b>G1</b>	Blessé léger ou effet sur la santé. Traitement médical, effets sur la santé mineure, premiers secours.	Pas d'effet à l'extérieur du site	Léger effet. Déversement dans les limites du site, sans conséquences Sur l'environnement	<b>Moins de 1 jour de perte de production</b>

*Tableau 7-Catégorie pour gravité*

### III.2.1.2.3 Matrice de risque :

<b>Probabilité P</b>	Probable	P5	G1P5	G21P5	G3P5	G4P5	G51P5
	Improbable	P4	G1P4	G2P4	G3P4	G4P4	G5P4
	Très improbable	P3	G1P3	G2P3	G3P3	G4P3	G5P3
	Extrêmement improbable	P2	G1P2	G2P2	G3P2	G4P2	G5P2
	Extrêmement rare	P1	G1P1	G2P1	G3P1	G4P1	G5P1
<b>Niveaux de risque</b>		<b>INACCEPTABLE</b>	G1	G2	G3	G4	G5
		<b>ALARP</b>	Modéré	Sérieux	Majeur	Catas-trophiq	Désas-treux
		<b>ACCEPTABLE</b>	<b>Gravité G</b>				

*Tableau 8-grille de criticité adopter par FERTIAL*

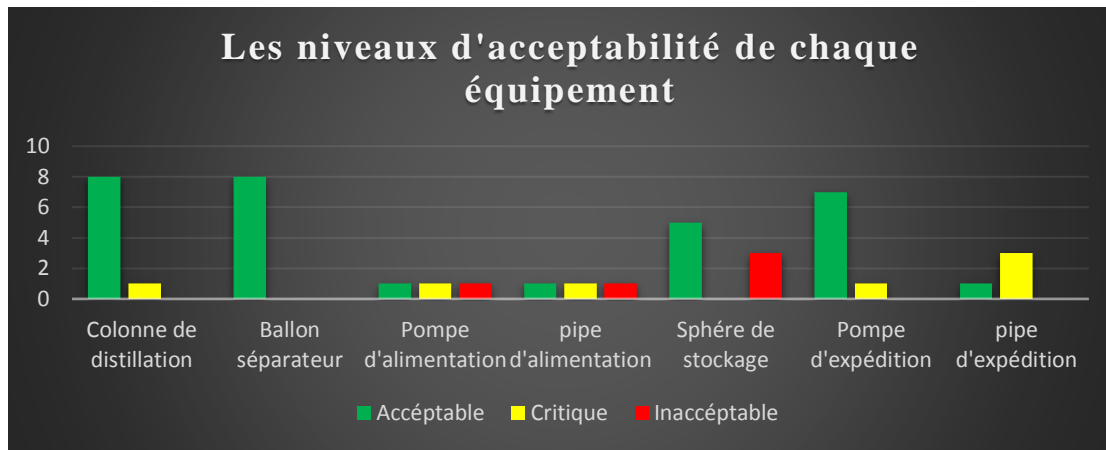
### III.2.1.3 Résultat de l'HAZOP

L'étude HAZOP a été réalisée sur la base des plans instrumentés (PID) Du complexe HAMRA fournis par SONATRACH. Le tableau de réalisation de l'HAZOP se trouve dans l'annexe (2).

### III.2.1.4 Interprétation des résultats de la méthode HAZOP :

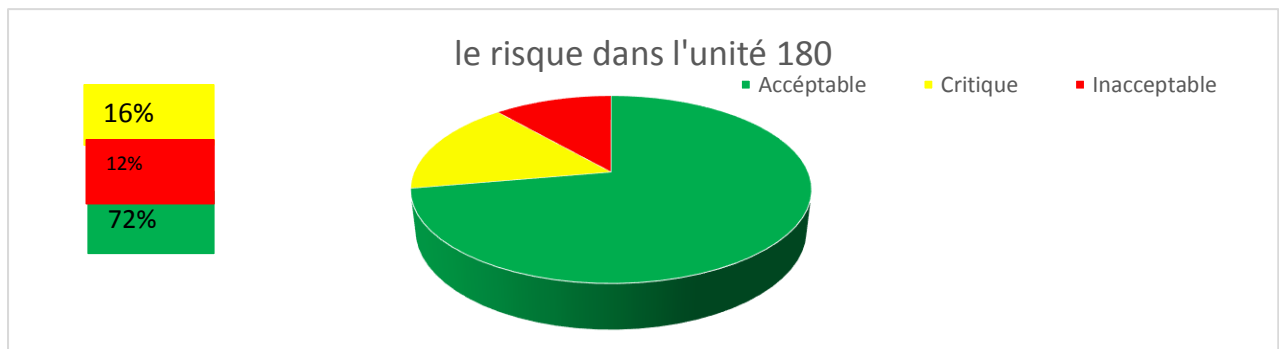
L'étude HAZOP nous a permis d'identifier les différentes dérives qui peuvent exister et qui engendrent des accidents plus ou moins graves. Elle identifie aussi l'évènement le plus accidentel et le plus catastrophique, qui est le BELVE au niveau des sphères de stockage de gaz pétrole liquéfié (GPL), qui a pour origine différentes causes directes ou même indirectes, provoquant des conséquences importantes, dont des pertes humaines et économiques. Les résultats obtenus des niveaux d'acceptabilités pour chaque zone sont illustrés dans la figure 19 suivante :





*Figure 19-niveau d'acceptabilités pour chaque zone*

La figure suivante illustre les pourcentages de chaque niveau d'acceptabilité de l'unité 180:



*Figure 20-les pourcentages de chaque niveau d'acceptabilité de l'unité 180*

Nous remarquons que presque trois quarts des dérives inacceptables (66,66%) sont présentes dans la zone des sphères de stockage de GPL

En résumé, l'étude HAZOP nous a renseigné que la zone qui présente le plus de risque au niveau de l'unité 180 est celle des sphères de stockages qui peuvent générer un **BLEVE**.

D'après cette étude nous a permis à partir de la première étape, d'identifier grâce aux scénarios élaborés par les matrices de criticités, les zones les plus critiques de l'unité 180, qui sont : les sphères de stockage, la pomperie GPL, l'ilot de chargement ainsi que la tuyauterie GPL. Nous avons constaté dans la deuxième étape, lors de l'emploi de la méthode HAZOP, que la majorité des scénarios génèrent des BLEVE au niveau des sphères de stockage et qu'ils sont toujours précédés par d'autres phénomènes dangereux.

De ce fait on a choisi les 6 scénarios les plus critiques dans cette étude pour les évalués par la méthode Lopa (LAYER OF PROTECTION ANALYSIS)

### III.3 Modélisation des effets dangereuse

#### III.3.1 Description de l'équipement étudié

Les sphères de GPL réceptionnent le GPL produit des trains de séparation et le stockent. Le GPL est ensuite envoyé en expédition. Les caractéristiques des sphères sont reprises dans le tableau suivant.

Caractéristiques	Valeurs	Valeurs
Type d'installation	Sphère de stockage on spec	Sphère de stockage off spec
Substance	GPL	GPL
T service (°C)	39	
T calcul (°C)	75	75
P service (bar)	12.4	12
P tarage soupape (bar)	14.5	15
P épreuve (bar)	21.75	22.5
Volume (m³)	2000	900
Densité (kg/m³)	485	

*Tableau 9-Les caractéristiques des sphères*

La sphère est alimentée en GPL venant des trains de traitement par les pompes 10-P04 et 20-P04 dans des lignes 6''. Le GPL sort par des lignes de 10'' vers les pompes de l'unité 180 pour expédition. Enfin, les sphères sont reliées entre elles par une ligne d'équilibrage de pression de 2''.

### III.3.2 Rupture catastrophique de la sphère

Pour les caractéristiques du modèle, on considère un volume de 2000 m<sup>3</sup> de propane (Sphère supposée pleine, en attente d'expédition), en utilisant la densité du GPL (485 kg/m<sup>3</sup>) on obtient une masse de 970000 kg. On prend une température opératoire égale à la température de service de 39°C et la pression est définie comme celle du liquide saturé (correspondant ici à la pression de service de 12.4 bar).

Le scénario est une rupture catastrophique, on utilisera la pression d'épreuve (21.75 bar) pour les calculs de boule de feu et de surpression due au BLEVE.

La hauteur de libération a été prise à 3 mètres (Hauteur du point le plus bas de la sphère).

Les dimensions de la rétention ont été estimées sur base de la carte satellite à 38.5 mètres sur 55 mètres, soit une surface approximative de 2100 m<sup>2</sup>. Celle-ci est construite en béton.

### III.3.3 Fuite de la sphère

Pour les caractéristiques du modèle, on considère un volume de 2000 m<sup>3</sup> de propane (Sphère supposée pleine, en attente d'expédition), en utilisant la densité du GPL (485 kg/m<sup>3</sup>), on obtient une masse de 970000 kg. On prend une température opératoire égale à la température de service de 39°C et la pression est définie comme celle du liquide saturé (correspondant ici à la pression de service de 12.4 bar).

Le scénario considéré pour la grande fuite est une rupture de la ligne d'expédition, soit 10'', les fuites de 25 mm (moyenne) et 10 mm (petite) seront également prises en compte.

La hauteur de libération a été prise à 1 mètre (Hauteur du point bas de la ligne). La hauteur de liquide au-dessus de la fuite est prise égale au diamètre de la sphère (16.3 m) augmenté de la hauteur entre le point bas de la sphère et la fuite (2 m).

Les dimensions de la rétention ont été estimées sur base de la carte satellite à 38.5 mètres sur 55 mètres, soit une surface approximative de 2100 m<sup>2</sup>. Celle-ci est construite en béton.

### III.3.4 Distances d'effets

Les effets pour les différentes conséquences sont repris dans les tableaux et sur les schémas ci-dessous. Pour chaque conséquence, seules les conditions météo donnant les zones d'effets les plus vastes sont représentées. Les plans comprennent en général deux types de courbes, la « plume » qui représente la portée de l'événement en considérant la direction de vent la plus fréquente et l'« effet » qui représente la zone couverte en considérant les vents dans toutes les directions.

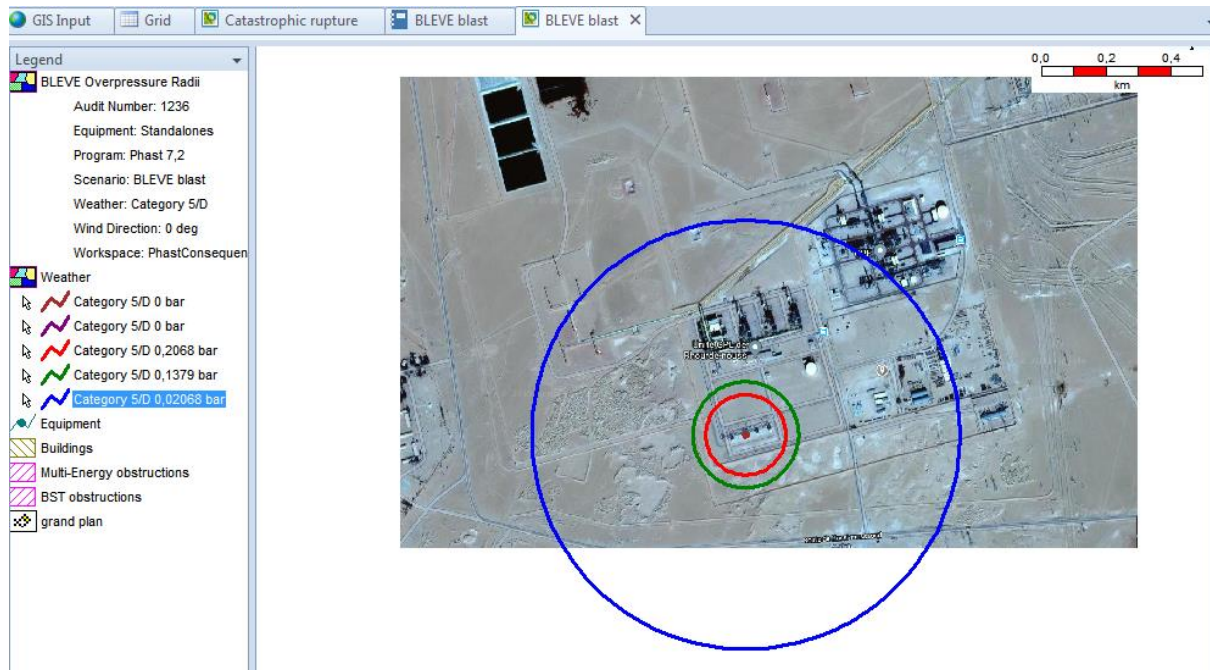
#### III.3.4.1 BLEVE

Le tableau suivant reprend les distances d'effets de surpression associées au phénomène de BLEVE suite à une rupture catastrophique d'une sphère de stockage de GPL. Les contours D'effets sur l'homme sont illustrés sur la carte satellite.

Niveau de surpression (mbar)	Distances d'effet en mètres
25	1021
50	596
160	275
300	190

*Tableau 10-les distances d'effets de surpression associées au phénomène de BLEVE*

Les résultats sont indépendants des conditions météorologiques.



*Figure 21-Les contours D'effets sur l'homme*

### III.3.4.2 Boule de feu

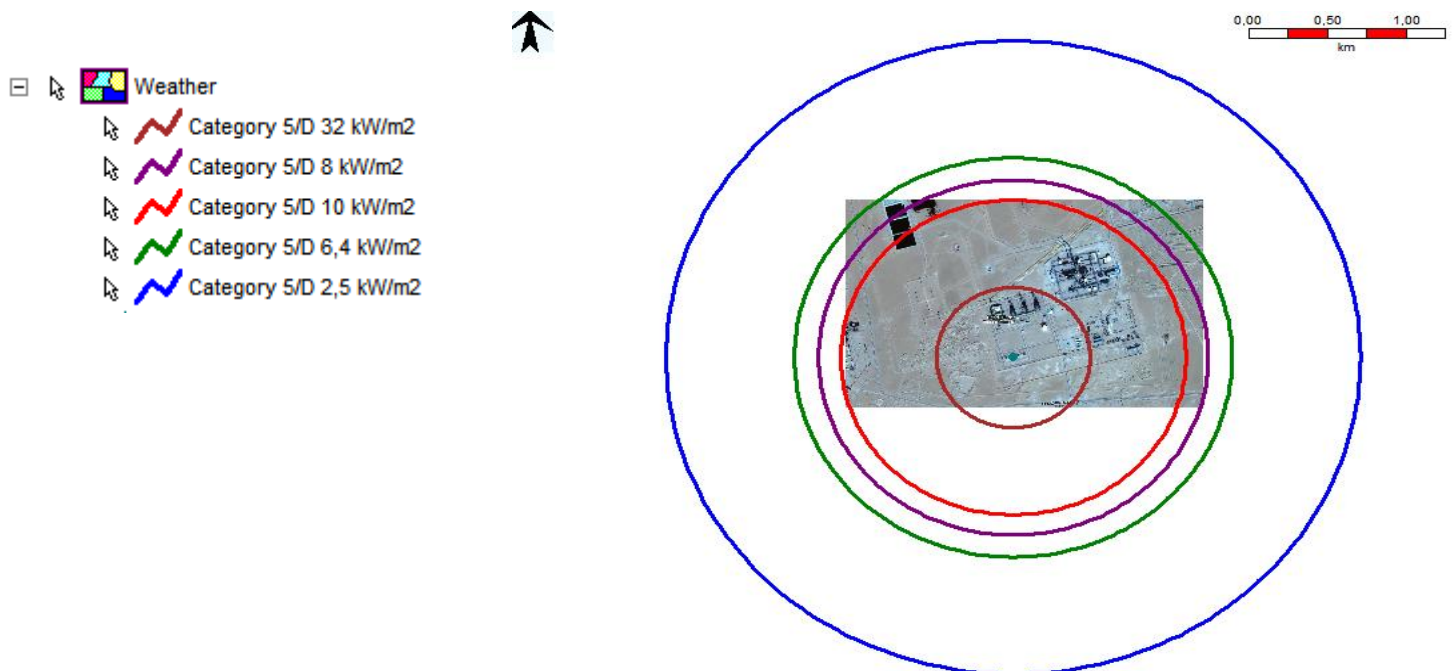
Le tableau suivant reprend les distances d'effets thermiques et les caractéristiques associées au phénomène de boule de feu suite à une rupture catastrophique d'une sphère de stockage du GPL. Les contours d'effets sur l'homme sont illustrés sur la carte satellite.

Niveau de radiation (kW/m <sup>2</sup> )	Distances d'effet en mètres
<b>Effets sur l'homme</b>	
2.5	2267
6.4	1434
10	1129
<b>Effets sur l'homme</b>	
8	1275
32	492
<b>Caractéristique de la boule de feu</b>	
Rayon (m)	286
Durée (s)	31
Hauteur max (m)	572

*Tableau 11-les distances d'effets thermiques et les caractéristiques associées au phénomène de boule de feu*

Le modèle prédit une boule de feu d'un rayon de 286 mètres. Celle-ci aura une durée maximale de 31 secondes et pourra s'élever jusqu'à 572 mètres de haut.

La météo conduisant aux distances d'effet les plus critiques est Nuit Hiver.



*Figure 22-Les contours D'effets sur l'homme*

### III.3.4.3 Feu de flaque :

Le tableau suivant reprend les distances d'effets thermiques et les caractéristiques associées au phénomène de feu de flaque suite à une grande fuite d'une sphère de stockage de GPL. Les contours d'effets sur l'homme sont illustrés sur la carte satellite.

Niveau de radiation (kW/m <sup>2</sup> )	Distances d'effet en mètres
<b>Effets sur l'homme</b>	
2.5	297
6.4	219
10	190
<b>Effets sur l'homme</b>	
8	204
32	134
<b>Caractéristique de la flaque</b>	
Rayon (m)	52
Durée (s)	252
Hauteur max (m)	2271

*Tableau 12-les distances d'effets thermiques et les caractéristiques associées au phénomène de feu de flaque*

Pour estimer la durée du feu de flaque, nous calculons la masse contenue dans la flaque en multipliant la masse totale de la sphère par la fraction liquide de décharge (0.59) puis nous divisons par le taux de combustion. Le modèle prédit une flaque de 2100 m<sup>2</sup> (diamètre équivalent de 52 mètres), la flaque étant contenue dans la rétention.

Notons qu'il est peu probable que du GPL reste à l'état liquide pendant près de 40 minutes, d'autant plus si la flaque est en feu.

La météo conduisant aux distances d'effet les plus critiques est Jour Été.



*Figure 23-Les contours d'effets sur l'homme*

#### III.3.4.4 Feu de chalumeau :

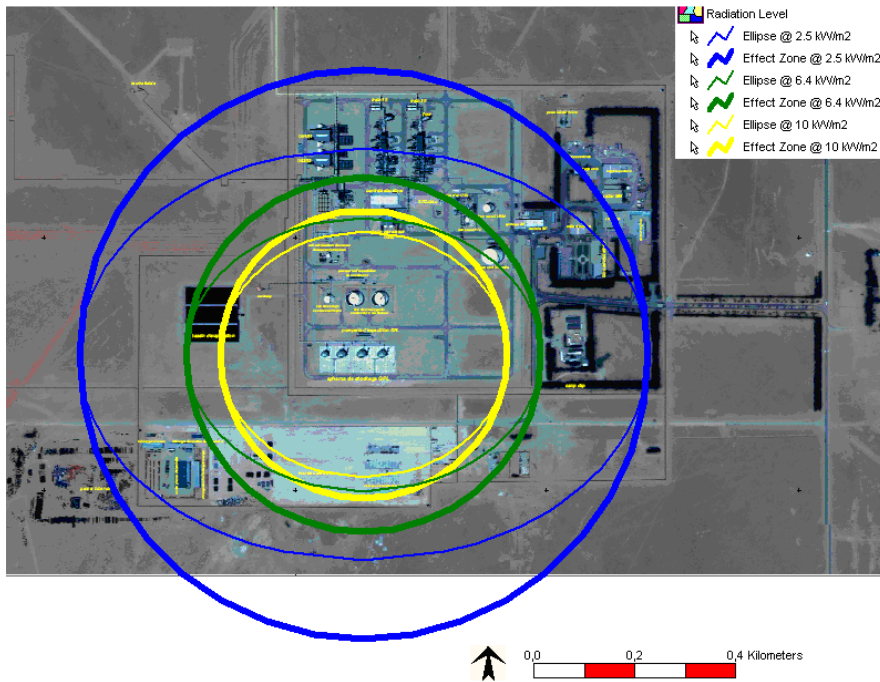
Le tableau suivant reprend les distances d'effets thermiques et les caractéristiques associées au phénomène de feu de chalumeau suite à une grande fuite d'une sphère de stockage du GPL. Les contours d'effets sur l'homme sont illustrés sur la carte satellite.

Niveau de radiation (kW/m <sup>2</sup> )	Distances d'effet en mètres
<b>Effets sur l'homme</b>	
2.5	466
6.4	293
10	235
<b>Effets sur l'homme</b>	
8	262
32	156
<b>Caractéristique du chalumeau</b>	
Longueur (m)	207
Durée (s)	856

*Tableau 13-les distances d'effets thermiques et les caractéristiques associées au phénomène de feu de chalumeau*

La puissance émissive de la flamme calculée par le modèle varie entre 360 et 400 kW/m<sup>2</sup> selon les conditions météo.

La météo conduisant aux distances d'effet les plus critiques est Nuit Hiver.



*Figure 24- Les contours d'effets sur l'homme*

### III.3.5 Analyse de la cinétique des évènements

Comme décrit au point 5.5 de cette étude, chaque phénomène dangereux est caractérisé par une cinétique d'enchaînement des événements bien spécifique. En fonction de cette cinétique, l'impact de l'évènement et les possibilités de limiter celui-ci peut être plus ou moins important. L'impact des phénomènes longs mais immédiats peut ainsi être généralement réduit en appliquant les méthodes d'évacuation et de protection adéquates. Pour les phénomènes rapides mais retardés, les possibilités d'évacuation sont réelles mais fortement dépendantes : des distances d'effets qui sont généralement grandes, du temps moyen de réaction humain (plusieurs minutes) et des possibilités d'évacuation. L'intervention après coup consistera à limiter les dégâts et à protéger les cibles suites aux feux secondaires.

L'accent doit être mis sur la prévention plutôt que sur la protection.

La cinétique des phénomènes possibles est reprise dans le tableau ci-dessous.

Phénomènes dangereux	Famille du phénomène
VCE	Très rapide
Boule de Feu	Rapide mais retardé
Feu chalumeau	Long mais immédiat
BLEVE	Rapide mais retardé
Feu de flaque	Long mais immédiat

*Tableau 14-La cinétique des phénomènes possibles*

### III.3.6 Etude des effets dominos

Pour le VCE, les effets dominos possibles sont acceptables du fait de la faible fréquence d'occurrence de cet évènement. En effet, vu la probabilité inférieure à 10<sup>-6</sup>/an, l'évènement n'est pas redouté.



Pour une explosion de type *BLEVE*, la zone d'effet du seuil de 300 mbar atteint 190 mètres.

La zone d'effet du seuil de 160 mbar atteint 275 mètres. Cet événement peut dès lors engendrer des effets dominos sur les équipements compris dans ces zones. La fréquence d'occurrence d'un tel événement est très basse ( $2.6 \cdot 10^{-6}$ /an) ce qui en fait un événement peu redouté.

Pour une *boule de feu*, la zone d'effet pour le seuil de 8 kW/m<sup>2</sup> (dégâts aux équipements non protégés) atteint 1401 mètres, la zone d'effet pour le seuil de 32 kW/m<sup>2</sup> (dégâts aux équipements protégés) atteint 565 mètres.

Des effets dominos à proximité de la boule de feu sont possibles. Néanmoins, la durée de la boule de feu est d'approximativement 30 secondes, ce qui en fait un phénomène extrêmement rapide, les effets dominos à grande distance de l'événement sont peu à craindre. Enfin, la probabilité d'occurrence de cet événement est très basse ( $1.8 \cdot 10^{-6}$ /an), ce qui en fait un événement peu redouté.

Il n'y a pas beaucoup de mesures de protection à prendre en cas de BLEVE avec ou sans boule de feu. En effet, cet événement est un événement soudain et les possibilités d'intervention après la catastrophe sont limitées. Il faut dans ce scénario grandement insister sur les moyens de prévention. Le cas le plus probable de BLEVE sans boule de feu est une agression externe, La site d'Hamra a mis en place les moyens nécessaires afin de limiter la circulation dans la zone de stockage et pour protéger les sphères contre des impacts externes. Le cas le plus réaliste de BLEVE avec boule de feu est celui d'un incendie sous la sphère. Le site d'Hamra dispose des moyens de préventions adéquats pour protéger les sphères (circuit de refroidissement, moyens importants de lutte contre l'incendie, ...), de plus la rétention en pente permet d'éloigner un éventuel incendie des sphères, limitant le phénomène de BLEVE.

Le risque de BLEVE avec ou sans boule de feu est donc limité.

Pour le *feu de flaque*, les effets dominos à redouter sont principalement la sphère elle-même, prise dans la flaque et les sphères voisines, soumises aux radiations thermiques. La zone d'effet pour le seuil de 8 kW/m<sup>2</sup> atteint 204 mètres, la zone d'effet pour le seuil de 32 kW/m<sup>2</sup> atteint 134 mètres. La durée maximale du feu de flaque est d'approximativement 38 minutes (hypothèse majorante, il est peu probable que du GPL reste à l'état liquide si longtemps), cette durée est suffisante pour causer des effets dominos. Néanmoins, les équipements soumis aux radiations sont équipés de système de refroidissement (couronnes d'eau). Un système à mousse compris dans les moyens d'intervention mobiles permettra d'intervenir efficacement sur la flaque. Le système de détection de gaz permettra une intervention rapide. De plus, la configuration de la rétention (en pente) permettra de diminuer la surface de la flaque et de l'éloigner de la sphère.

Pour le *feu de chalumeau*, la zone d'effets dépendra fortement de la direction de la flamme.

Il est communément admis que la sphère elle-même présente un des plus grands risques d'effets domino (BLEVE). Les équipements touchés par les zones d'effets caractéristiques des effets dominos sont principalement les stockages de condensat et de GPL.

La durée du feu de chalumeau est proche de 15 minutes. Notons que le seul moyen en pratique d'arrêter ce type d'incendie est de couper l'arrivée du combustible, ce qui est difficilement imaginable dans le scénario envisagé. Il n'y a pas d'autre moyen d'extinction.

Les systèmes de couronne de refroidissement installés sur les différents équipements de stockage permettront de limiter autant que possible les effets dominos dus à cet événement.

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

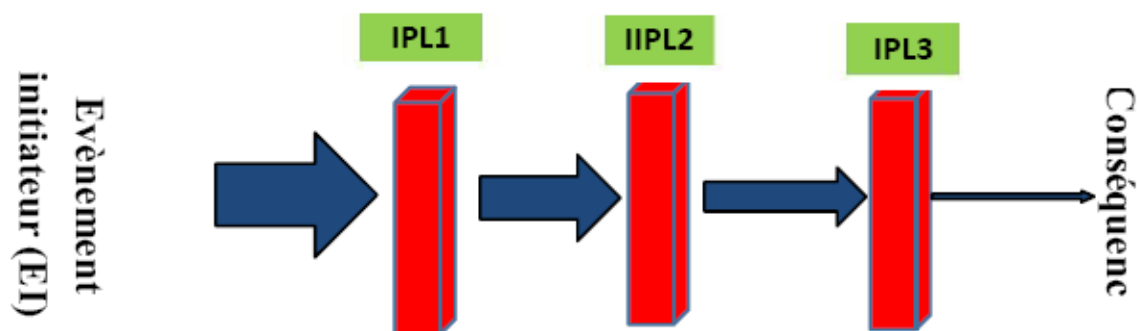
Les résultats obtenus par la modélisation et la simulation des effets vont nous permettre de déterminer le niveau de gravité des conséquences des scénarios qui vont être élaboré par la méthode LOPA dans la partie suivante.

### III.4 Evaluation des risques

#### III.4.1 Mise en œuvre de la méthode LOPA :

Après avoir identifié les scénarios à l'aide de la méthode HAZOP, recommandée par le CCPs, et que cette dernière n'arrive pas à les traiter à cause de leur complexité, le risque reste inacceptable Alors une addition d'une ou plusieurs IPL(s) résout le problème.

Pour mettre en évidence ce principe en procède à la schématisation d'un système trois IPL



*Figure 25-Principe d'IPL selon le CCPs*

La fréquence cible adoptée par le CCPs est «  $10^{-5}$  ».

#### III.4.2 Identification des scénarios d'accidents

Identifier les scénarios d'accidents est une étape clé dans le processus d'analyse de risque. Dans notre cas, nous avons identifié les scénarios de dangers liés à la zone 180 par l'application de la méthode HAZOP, qui constituent réellement des méthodes synthétiques accompagnées de règles d'analyse descriptives du système.

Méthode HAZOP : permet d'analyser les différentes déviations des paramètres de fonctionnement des installations de la zone 180 à savoir le niveau, le débit, la température ...,

Afin de déterminer leurs causes, leurs conséquences et les mesures de sécurité mises en place. Le tableau correspondant est présenté en Annexe (A).

Nous avons sélectionné six scénarios résumés dans le Tableau suivant :

Scénario	Evènement initiateur	Conséquence	Barrières de sécurité IPL
1	Défaillance mécanique de la pipe (joint-soudure)	Dispersion de gaz Possibilité d'incendie/explosion en cas d'ignition UVCE	Détecteur de gaz Opérateur (visuel) Détecteur de feu Extinction à poudre (automatique)
2	Défaillance mécanique du à un joint défectueux de la pompe  10. P.04A/B	Nuage de gaz inflammable Flash fire/VCE Explosion	Sonde de pression (manomètre) Alarme +Surveillance humaine PSV (vanne régulatrice)
3	Défaillance d'un système de contrôle de débit dans la sphère (Débitmètre)	Surpression Rupture de la sphère BLEVE	Indicateur de niveau (LI05) Détecteur de feu Corrone de refroidissement
4	Défaillance d'un système de contrôle de pression dans la sphère (manomètre)	Surpression Rupture de la sphère BLEVE	- PSV (vanne régulatrice) -soupape -Indicateur de température
5	Défaillance mécanique du pipe (vanne-d'entrée)	-Incendie à la présence d'ignition - BLEVE -arrêt d'expédition	-détecteur de feu - Alarme +Surveillance humaine - Corrone de refroidissement
6	Défaillance de l'aerorefrigerateur 10.EA.04	-Evaporation du GPL -à la présence de la température d'auto-inflammation on aura un bleve	-PSV (vanne régulatrice) -Soupape de sécurité -Indicateur de température

*Tableau 15-les scénarios retenus*

Les scénarios sont sélectionnés selon leur niveau de criticité (le produit entre le niveau de probabilité et le niveau de gravité).

L'identification de ces scénarios est une étape primordiale dans le processus de développement de la méthode LOPA. Les éléments de ces scénarios, à savoir les événements initiateurs et les conséquences sont identifiées par la méthode HAZOP.

### III.4.3 Identification des couches de protection indépendantes (IPL)

L'identification des couches de protection indépendantes est faite au préalable par la méthode HAZOP mais uniquement celles qualifiées d'IPL et répondants aux critères présentés en détails dans le chapitre 1, sont pris en considération dans cette application. Les couches de protection indépendantes prises en compte dans notre étude sont les suivantes :

N°	Couches de protection indépendantes (IPL)	PFD ( $ans^{-1}$ )	Source
1	PSV (vanne régulatrice)	$10^{-1}$	ccps
2	Soupape de sécurité	$2 * 10^{-1}$	
3	Détecteur de feu	$10^{-1}$	
4	Alarme +Surveillance humaine	$10^{-2}$	
5	Corrone de refroidissement	$10^{-1}$	
6	Débitmètre	$10^{-1}$	
7	Sonde de pression (manomètre)	$10^{-1}$	
8	Indicateur de niveau	$4.38 \times 10^{-1}$	
9	Extinction à poudre (automatique)	$10^{-2}$	
10	Détecteur de gaz	$10^{-1}$	
11	Indicateur de température	$10^{-1}$	

*Tableau 16-Probabilités de défaillance à la demande (PFD) des IPL*

Les données utilisées pour estimer les fréquences des événements initiateurs sont :

N scénarios	Evènement initiateur	Fréquence
1	Défaillance mécanique de la pipe (joint-soudure)	10 <sup>-6</sup> /an
2	Défaillance mécanique du à un joint défectueux de la pompe 10. P.04A/B	1/an
3	Défaillance d'un système de contrôle de débit dans la sphère (Débitmètre)	1/an
4	Défaillance d'un système de contrôle de pression dans la sphère (manomètre)	1/an
5	Défaillance mécanique du pipe (vanne-d'entrée)	10 <sup>-5</sup> /an
6	Défaillance de l'aerorefrigerateur 10.EA.04	0.5/an

*Tableau 17-Fréquence des événements initiateurs*

#### III.4.4 . Représentation des scénarios d'accidents

La représentation des scénarios d'accidents est faite par des arbres d'évènements, en représentant l'enchaînement des événements passant de l'évènement initiateur jusqu'à la conséquence finale. Les résultats seront représentés par des tableaux fournis par le CCPS (Center for Chemical Process Safety).

Scénario N°1 :

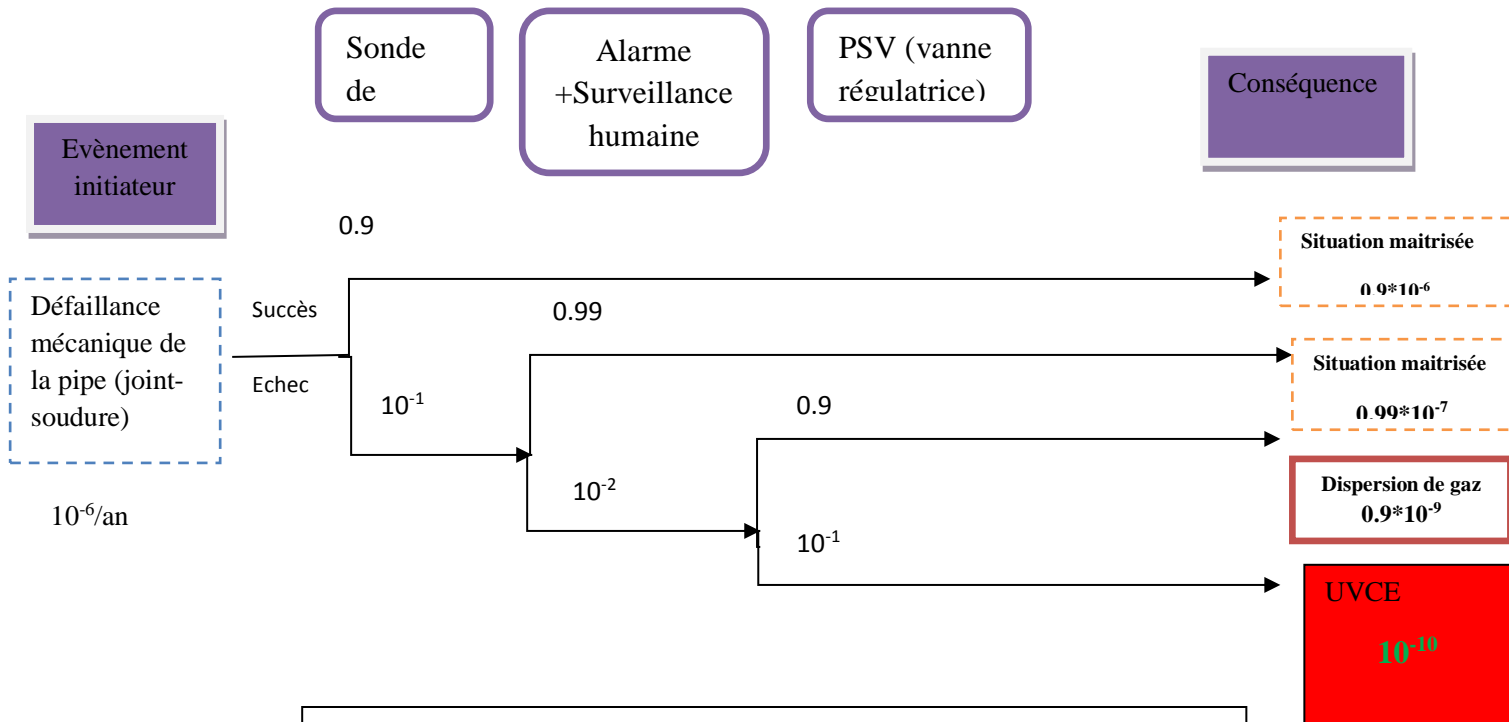


Figure: Arbre d'événements relatif au scénario -1-

La fréquence de la conséquence de scénario -1- est calculée en utilisant l'équation :

$$f^c = E_i \times \left( \prod_{j=1}^n PFD_{ij} \right)$$

$$F_{c1} = EI_1 \times PFD(1) \times PFD(2) \times PFD(3) = 10^{-10} \text{ ans}^{-1}$$

## Scénarios : 02

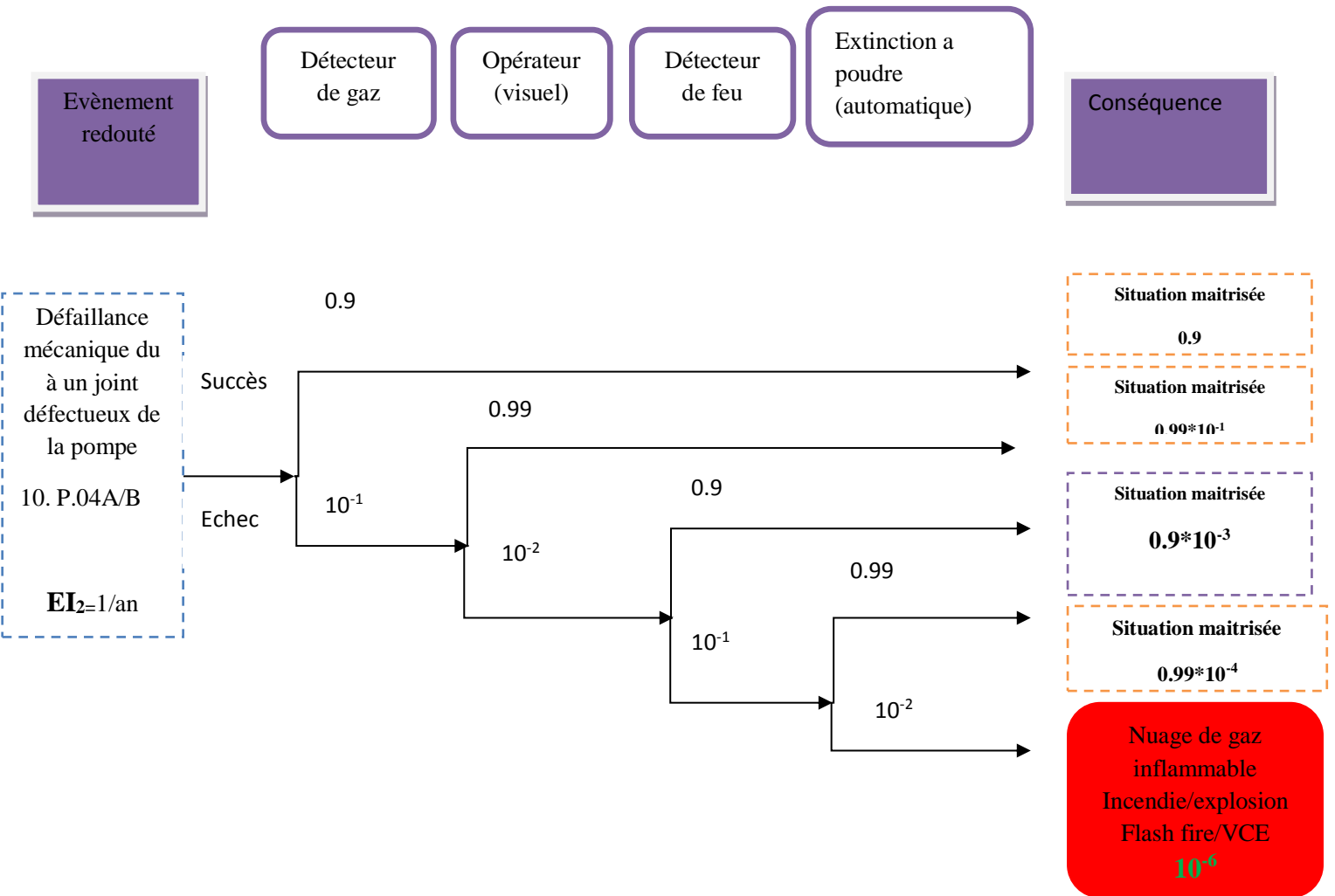
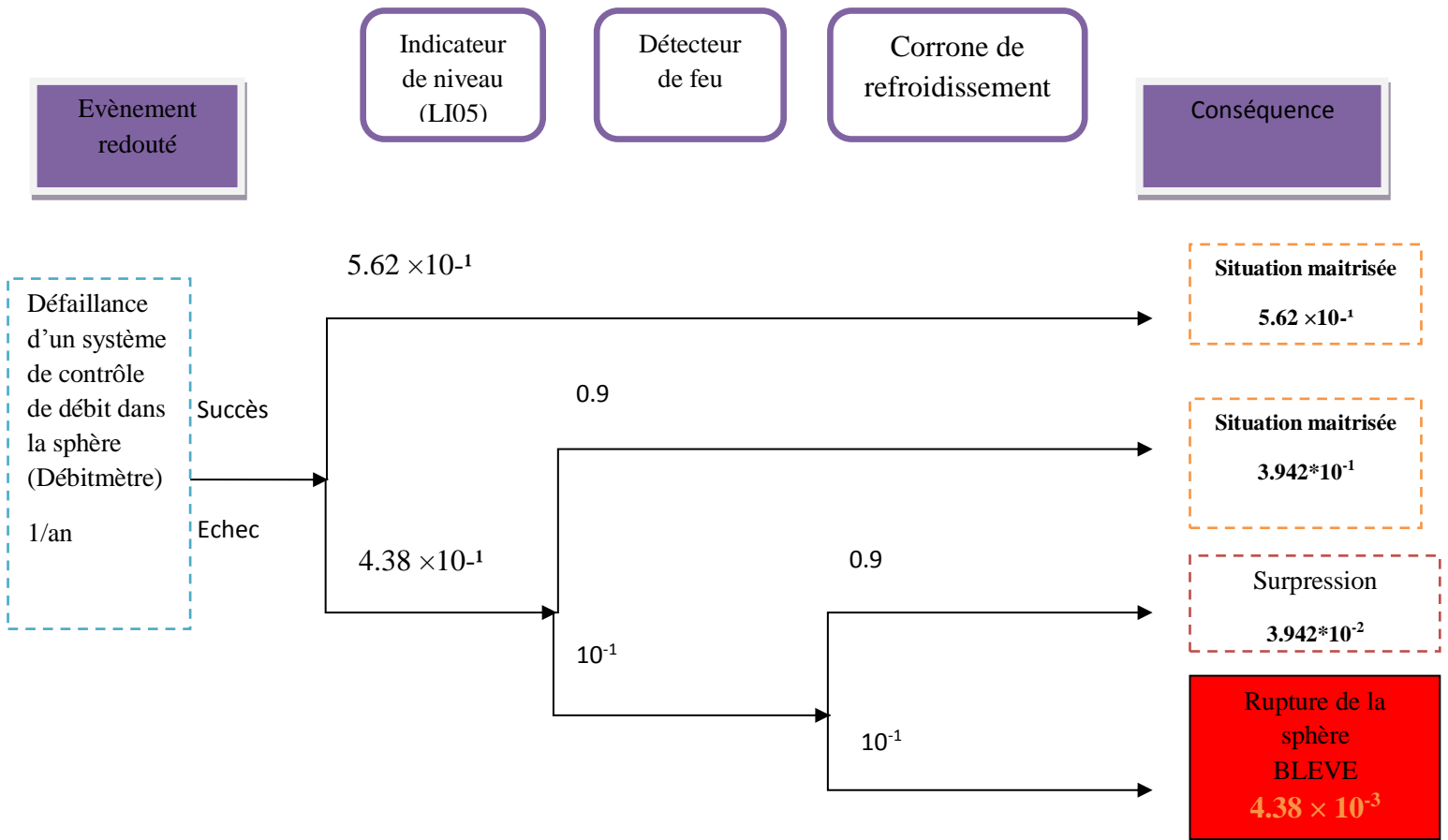


Figure: Arbre d'événements relatif au scénario -2-

$$F_{c2} = EI_2 \times PFD(1) \times PFD(2) \times PFD(3) \times PFD(4) = 10^{-6} \text{ans}^{-1}$$

**Scénarios 03 :**



**Figure: Arbre d'événements relatif au scénario -3-**

$$F_{c3} = EI_3 \times PFD(1) \times PFD(2) \times PFD(3) = 4.38 \times 10^{-3} \text{ans}^{-1}$$



### Scénario 4:

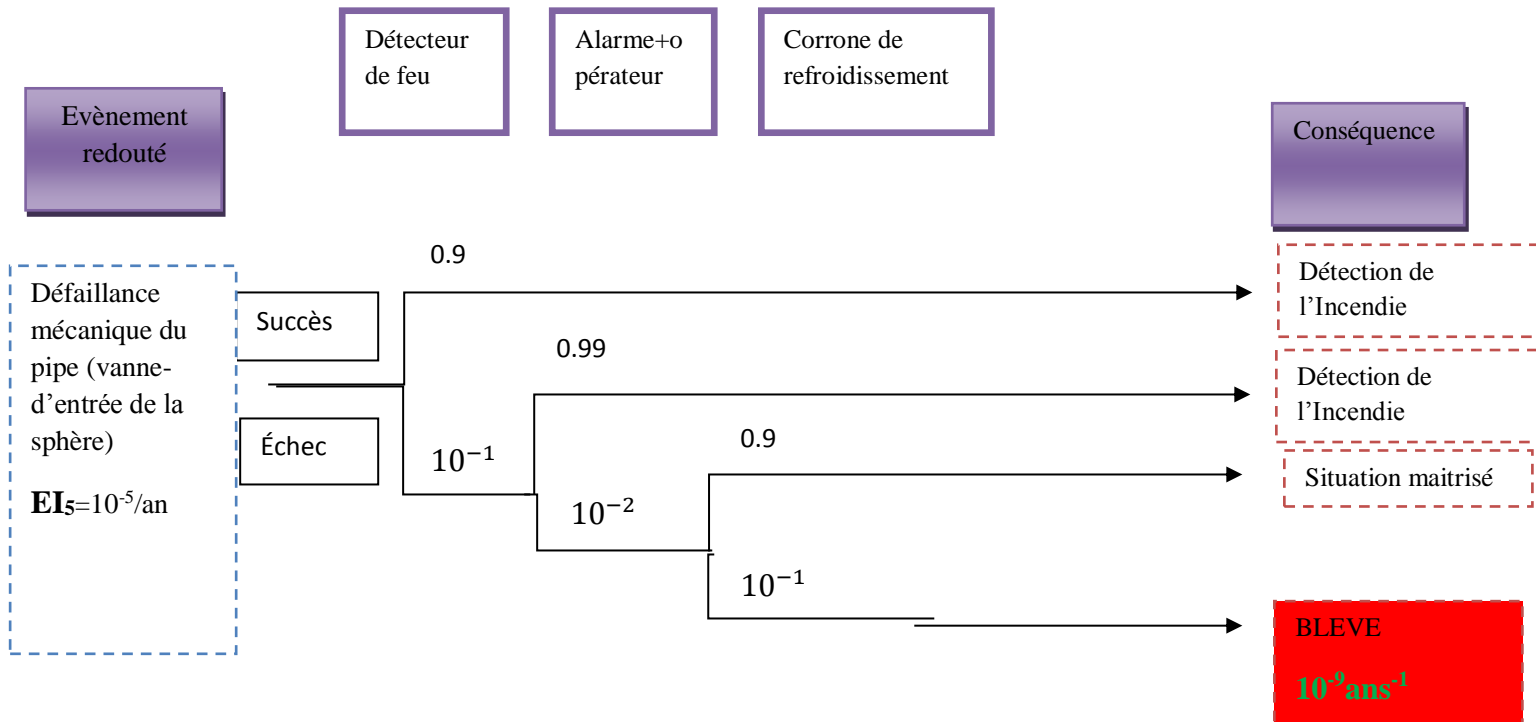
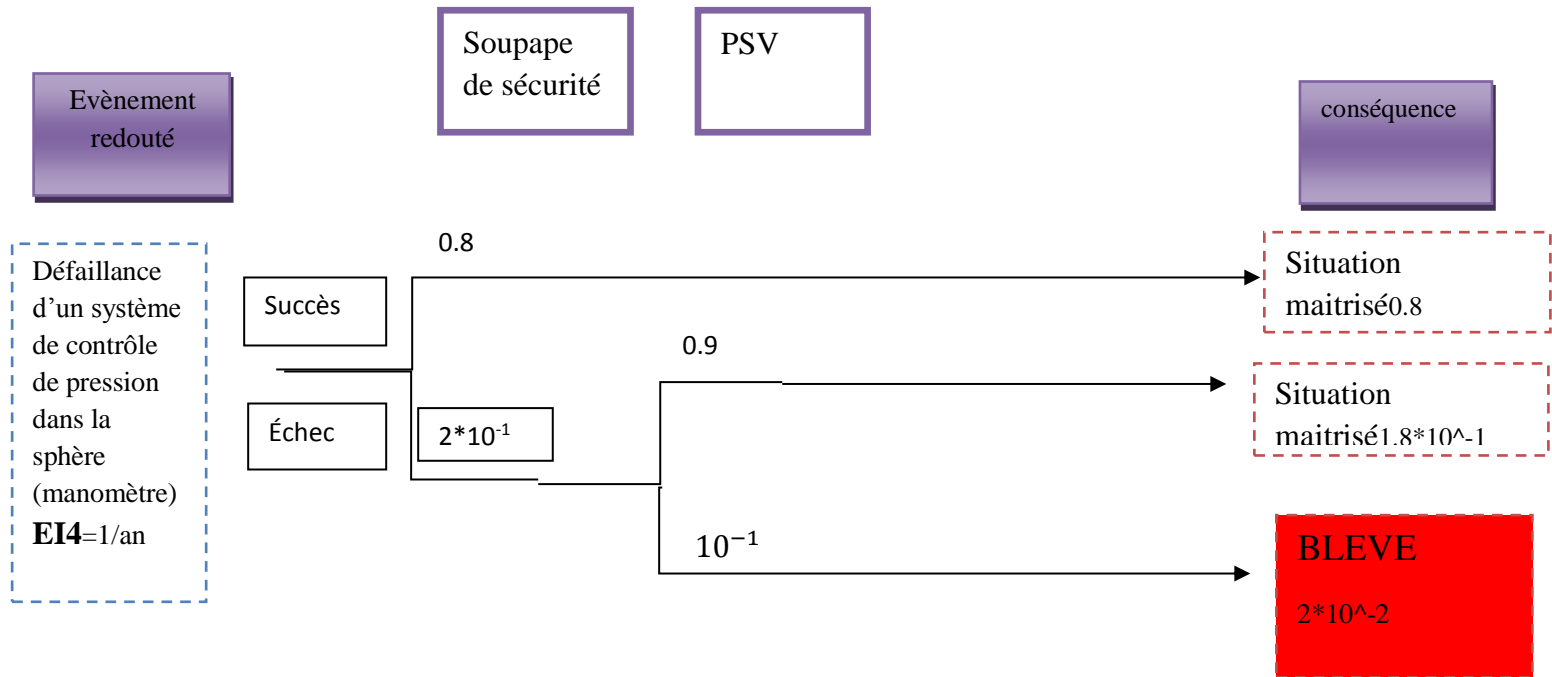


Figure : Arbre d'événements relatif au scénario -4-

$$F_{c1} = EI_5 \times PFD(1) \times PFD(2) \times PFD(3) = 10^{-9}\text{ans}^{-1}$$

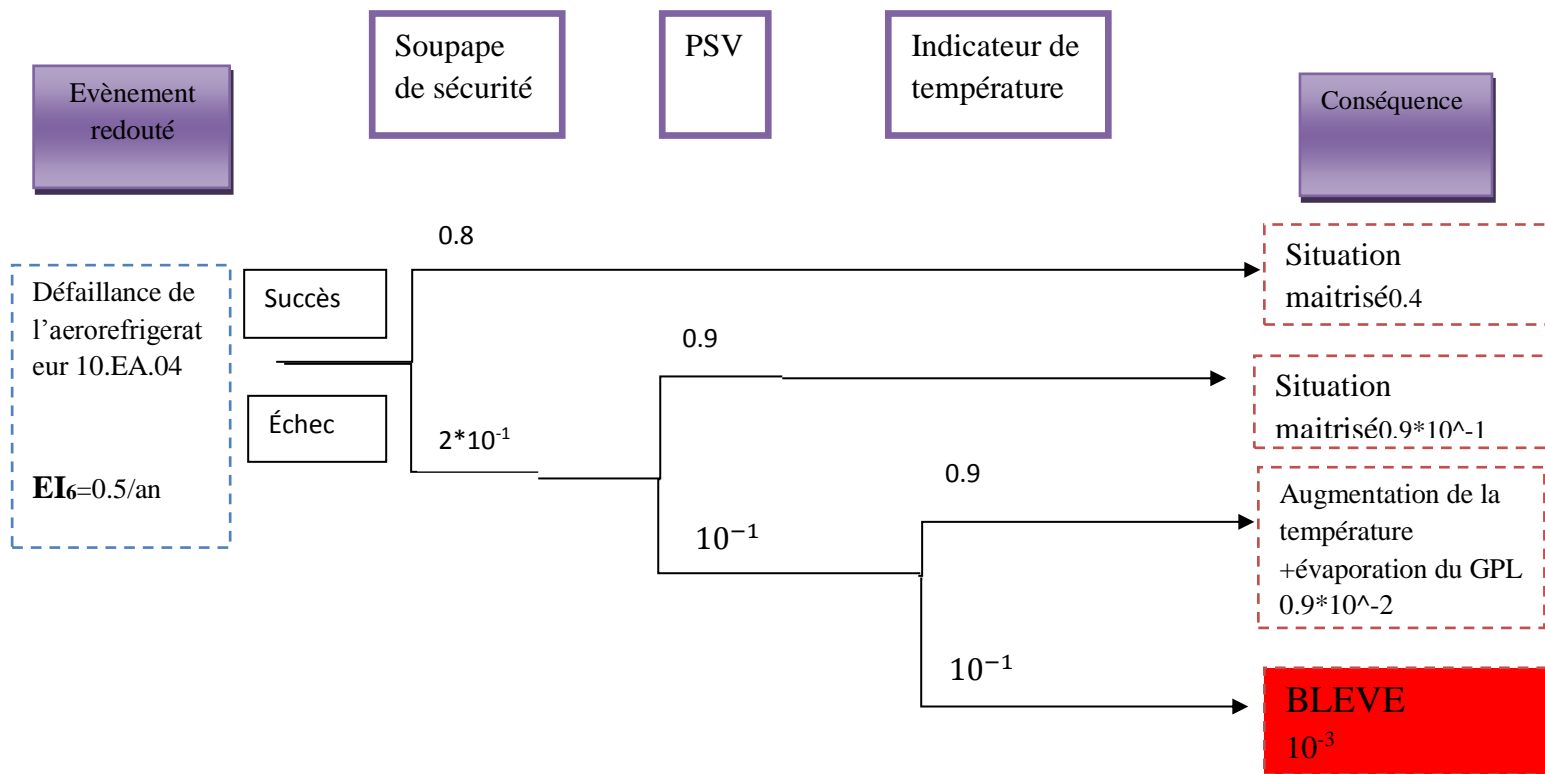
**Scénario 5 :**



**Figure: Arbre d'événements relatif au scénario -4-**

$$F_{cl} = EI_4 \times PFD(1) \times PFD(2) \times PFD(2) = 2 \cdot 10^{-2} \text{ans}^{-1}$$

**Scénario 6 :**



**Figure: Arbre d'événements relatif au scénario -6-**

$$F_{c1} = EI_4 \times PFD(1) \times PFD(2) \times PFD(3) = 10^{-3} \text{ans}^{-1}$$

## Les tableaux d'illustration de la méthode LOPA :

*Tableau 18-Feuille de travail LOPA de scénario -1-*

Scénario N° 1	Equipement : pipe d'alimentation	Titre de scénario : UVCE suite à une fuite de gaz à un joint défectueux dans la pipe	
Date : 7/05/2019	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences	Dispersion du gaz UVCE		
Evènement initiateur	Défaillance mécanique de la pipe (joint-soudure)		$10^{-6}$ /an
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	fréquence cible d'après le critère d'acceptabilité		$10^{-5}$
Couches de protection indépendantes(IPLs)	Sonde de pression (manomètre)	$10^{-1}$	
	Alarme +Surveillance humaine	$10^{-2}$	
	PSV (vanne régulatrice)	$10^{-1}$	
PFD totale (TPFD)	$10^{-10} \text{ ans}^{-1}$		
Fréquence de scénario : $10^{-10} \text{ ans}^{-1}$			
Tolérance de risque : $10^{-10} < 10^{-5}$ <b>risques acceptables</b>			
Observations :			
membres ayant participé à la revue LOPA : BENTOUMI Yasser et HASSENI Nassim, élèves ingénieurs QHSE-GRI			

**Tableau 19-Feuille de travail LOPA de scénario -2-**

Scénario N° 2	Equipement :  Pompe10. P.04A/B	Titre de scénario : flash fire suite à une fuite de gaz à un joint défectueux de la pompe 10. P.04A/B qui donne un Nuage de gaz inflammable avec présence d'une source d'inflammation sur la zone.	
Date : 7/05/2019	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences	Nuage de gaz inflammable Incendie/explosion Flash fire/VCE		
Evènement initiateur	Défaillance mécanique du à un joint défectueux de la pompe 10. P.04A/B		1/an
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	fréquence cible d'après le critère d'acceptabilité		10 <sup>-5</sup>
Couches de protection indépendantes(IPLs)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Détecteur de gaz</li> <li>• Opérateur (visuel)</li> <li>• Détecteur de feu</li> <li>• Extinction a poudre (automatique)</li> </ul>	10 <sup>-1</sup>  10 <sup>-2</sup>  10 <sup>-1</sup>  10 <sup>-2</sup>	
PFD totale (TPFD)	<b>10<sup>-6</sup></b>		
Fréquence de scénario : <b>10<sup>-6</sup>ans<sup>-1</sup></b>			
Tolérance de risque : <b>10<sup>-6</sup>10<sup>-5</sup> risques acceptables</b>			
Observations :			
membres ayant participés à la revue LOPA : BENTOUMI Yasser et HASSENI Nassim, élèves ingénieurs QHSE-GRI			

**Tableau 20-Feuille de travail LOPA de scénario -3-**

Scénario N° 3	Equipement : Sphère de stockage du GPL	Titre du scénario : Rupture totale de la sphère avec dégagement de flux de surpression atteignant des cibles à l'extérieur du site liée au sur-remplissage suite à la défaillance de la boucle de régulation du débit (Débitmètre).	
Date : 7/05/2019	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences	Rupture total de la sphère BLEVE		
Evènement initiateur	Défaillance d'un système de contrôle de débit dans la sphère (Débitmètre)		1/an
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	fréquence cible d'après le critère d'acceptabilité		$10^{-5}$
Couches de protection indépendantes(IPLs)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Indicateur de niveau (LI05)</li> <li>• Détecteur de feu</li> <li>• Corrone de refroidissement</li> </ul>	$4.38 \times 10^{-1}$  $10^{-1}$  $10^{-1}$	
PFD totale (TPFD)		<b><math>4.38 \times 10^{-3}</math></b>	
Fréquence de scénario : <b><math>4.38 \times 10^{-3} \text{ ans}^{-1}</math></b>			
Tolérance de risque : <b><math>4.38 \times 10^{-3} 10^{-5}</math> risque inacceptable</b>			
Observations :			
membres ayant participé à la revue LOPA : BENTOUMI Yasser et HASSENI Nassim, élèves ingénieurs QHSE-GRI			

**Tableau 21-Feuille de travail LOPA de scénario -5-**

Scénario N° 5	Equipement : Sphère de stockage du GPL (180-T-02A)	Titre de scénario : Surpression suite à une Défaillance d'un système de contrôle de pression dans la sphère	
Date : 09/05/2019	<b>Description</b>	<b>Probabilité (ans<sup>-1</sup>)</b>	<b>Fréquence</b>
Conséquences	-Surpression -Rupture de la sphère -BLEVE		
Evènement initiateur	Défaillance d'un système de contrôle de pression dans la sphère (manomètre)		1/an
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	fréquence cible d'après le critère d'acceptabilité		10 <sup>-5</sup>
couches de protection indépendantes(IPLs)	- PSV (vanne régulatrice)  -soupape de sécurité	2.10 <sup>-1</sup>  10 <sup>-1</sup>	
PFD totale (TPFD)		<b>2*10<sup>-2</sup>ans<sup>-1</sup></b>	
Fréquence de scénario	<b>2*10<sup>-2</sup>ans<sup>-1</sup></b>		
Tolérance de risque	F <sub>s</sub> >10 <sup>-5</sup> donc le risque est acceptable		
Observations : N/A			

**Tableau 22 Feuille de travail LOPA de scénario -4-**

Scénario N° 4	Equipement : Sphère de stockage du GPL (180-T-02A)	Titre de scénario : débordement d'hydrocarbure suite à une Défaillance mécanique du pipe (vanne-d 'entrée de la sphère)	
Date : 09/05/2019	<b>Description</b>	<b>Probabilité (ans<sup>-1</sup>)</b>	<b>Fréquence</b>
Conséquences	-Incendie à la présence d'ignition - BLEVE -arrêt d'expédition		
Evènement initiateur	Défaillance mécanique du pipe (vanne-d 'entrée de la sphère)		10 <sup>-5</sup> /an
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	fréquence cible d'après le critère d'acceptabilité		10 <sup>-5</sup>
couches de protection indépendantes(IPLs)	-détecteur de feu - Alarme +Surveillance humaine -Corrone de refroidissement	10 <sup>-1</sup> 10 <sup>-2</sup> 10 <sup>-1</sup>	
PFD totale (TPFD)			
Fréquence de scénario	<b>10<sup>-9</sup> ans<sup>-1</sup></b>		
Tolérance de risque	F <sub>s</sub> <10 <sup>-5</sup> donc le risque est acceptable		
Observations : N/A			



Scénario N° 6	Equipement : Sphère de stockage du GPL (180-T-02A)	Titre de scénario : Surpression suite à une Défaillance de l'aeroréfrigérateur 10.EA.04	
Date : 09/05/2019	<b>Description</b>	<b>Probabilité (ans<sup>1)</sup></b>	<b>Fréquence</b>
Conséquences	-Evaporation du GPL -à la présence de la température d'auto-inflammation on aura un BLEVE		
Evènement initiateur	Défaillance de l'aeroréfrigérateur 10.EA.04		0.5/an
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	fréquence cible d'après le critère d'acceptabilité		10 <sup>-5</sup>
couches de protection indépendantes(IPLs)	-PSV (vanne régulatrice) -Soupape de sécurité -Indicateur de température		
PFD totale (TPFD)			
Fréquence de scénario	<b>10<sup>-3</sup>ans<sup>-1</sup></b>		
Tolérance de risque	F <sub>s</sub> >10 <sup>-5</sup> donc le risque est non acceptable		
Observations : N/A			

*Tableau 23-Feuille de travail LOPA de scénario -6-*

### III.4.1 Évaluation des risques par rapport aux critères d'acceptabilité

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

Sur les six scénarios étudiées, il n'y a que le 3<sup>ème</sup>, 5<sup>ème</sup> et le 6<sup>ème</sup> ou la fréquence d'occurrence est supérieur à la fréquence cible, il est alors possible de déterminer le facteur de réduction du risque (RRF) qui permettrait de rendre ce risque acceptable. Ce facteur se calcule comme suit :

$$\text{RRF} = \frac{\text{fréquence d'occurrence calculer}}{\text{fréquence cible}}$$

Tel que la fréquence cible =  $10^{-5}$

Pour le scénario 3 on a :

$$\text{RRF} = \frac{\text{fréquence d'occurrence calculer}}{\text{fréquence cible}} = \frac{4.38 \times 10^{-3}}{10^{-5}} = 4.38 * 10^2$$

Pour atteindre ce RRF, il faut alors proposer la mise en place d'une barrière de sécurité qui soit une IPL et que sa probabilité de défaillance soit donc inférieure ou égale à  $1/\text{RRF}$ . On en déduit alors que la PFD de l'IPL à proposer ne doit pas dépasser  $0.23 * 10^{-2}$

Pour répondre à cet objectif, la proposition faite est donc de mettre en place une barrière active constitué d'un ou plusieurs système(s) instrumenté(s) de sécurité de niveau **SIL 2**.

Pour le scénario 5 on a :

$$\text{RRF} = \frac{\text{fréquence d'occurrence calculer}}{\text{fréquence cible}} = \frac{2 * 10^{-2}}{10^{-5}} = 2 * 10^3$$

Pour atteindre ce RRF, il faut alors proposer la mise en place d'une barrière de sécurité qui soit une IPL et que sa probabilité de défaillance soit donc inférieure ou égale à  $1/\text{RRF}$ . On en déduit alors que la PFD de l'IPL à proposer ne doit pas dépasser  $0.5 * 10^{-3}$

Pour répondre à cet objectif, la proposition faite est donc de mettre en place une barrière active constitué d'un ou plusieurs système(s) instrumenté(s) de sécurité de niveau SIL 3.

Pour le scénario 6 on a :

$$\text{RRF} = \frac{\text{fréquence d'occurrence calculer}}{\text{fréquence cible}} = \frac{10^{-3}}{10^{-5}} = 10^2$$

Pour atteindre ce RRF, il faut alors proposer la mise en place d'une barrière de sécurité qui soit une IPL et que sa probabilité de défaillance soit donc inférieure ou égale à  $1/\text{RRF}$ . On en déduit alors que la PFD de l'IPL à proposer ne doit pas dépasser  $10^{-2}$

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

### III.5 Conclusion

En conclusion, ce chapitre est considéré comme le pilier de notre étude. L'analyse des risques par la méthode HAZOP nous a permis de mettre en évidence que le maillon faible et le plus

susceptible d'avoir une fuite c'est les sphères de stockage du GPL où il y a une absence totale des moyens de prévention et de protection.

Après l'application de la modélisation des effets des phénomènes dangereux sur le complexe par le programme PHAST, on a démontré la gravité de cette situation ou l'erreur est désastreuse.

L'analyse de risque LOPA par son approche basée sur les couches de protection, nous a aidé à confirmer la nécessité d'implémentation d'un SIS de niveau de SIL3 et qu'on a jugé indispensable pour la maîtrise des risques de l'opération de transfert.

Dans le chapitre suivant on va proposer un SIS pour assurer la réduction de risque nécessaire.

## **IV Chapitre : Maîtrise des risques par la mise en œuvre d'un système instrumenté de sécurité**

### IV.1 Introduction

D'après l'étude LOPA on a déduit que l'origine du risque explosion dans la sphère de stockage du GPL est la fuite de gaz de ce fait on propose de mettre en place une barrière qui traite cette situation.

D'abord, nous établirons dans un premier lieu une étude technique pour déterminer les exigences fonctionnelles de notre système proposé, leur architecture à mettre en place ainsi que l'évaluation du niveau d'intégrité de ce système.

Par la suite nous allons utiliser méthode quantitative classique issue du domaine de la sûreté de fonctionnement (chaînes de Markov) pour La validation de la mise en place d'un système instrumenté.

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

### IV.2 SIS proposé :

Un SIS peut être représenté sous la forme d'une combinaison de plusieurs éléments. La PFDavg du SIS se déduit alors par la somme des PFDavg des différents éléments qui le compose.

#### IV.2.1 Données du système instrumenté de sécurité:

a) Le taux de défaillance  $\lambda$  est donné par la base de données OREDA [31] :

- Détecteur de gaz :  $\lambda = 5 * 10^{-6} \text{ h}^{-1}$
- Traitement logique :  $\lambda = 1 * 10^{-5} \text{ h}^{-1}$
- Vanne régulatrice :  $\lambda = 0.5 * 10^{-5} \text{ h}^{-1}$

b) Proportion de défaillances de cause commune non détectées  $\beta$ , selon la norme

CEI61508 « voir annexe » :

- Détecteur de gaz :  $\beta = 2 \%$
- Vanne de régulatrice :  $\beta = 2 \%$
- Traitement logique : pas utile parce qu'on est en configuration 1oo1

c) Couverture du diagnostic DC est donnée aussi par la norme CEI 61508.2 2010 (tableau

A-1 page (49-50) « voir Annexe » :

- Détecteur de gaz : DC = 90 %
- Vanne de régulatrice : DC = 60 %
- Traitement logique : DC = 99 %

#### IV.2.2 Construction d'un SIS

Dans notre cas la fonction de sécurité nécessite un système de niveau SIL3. L'évaluation initiale de l'architecture du système tient compte d'un groupe de deux Détecteur de gaz 1oo2. Le sous-système logique (Automate programmable de sécurité), est configuré 1oo1 pilotant un groupe de trois vannes TOR (tout ou rien) aussi d'une logique majoritaire 1oo2. Pour cette architecture on suppose une période de test périodique d'un an.

L'architecture est illustrée dans la figure (25).

#### IV.2.3 Les architecture

##### IV.2.3.1 Architecture KOON «traitement logique» :

Selon les équations mentionnées dans la partie théorique on calcule les taux de défaillance :

On a :  $\lambda = 2\lambda_D = 10^{-5}$

Donc :  $\lambda_D = 0.5 * 10^{-5}$

D'après Équation (1- 2) en trouve :  $\lambda_S = \lambda_D = 0.5 * 10^{-5}$

D'après Équation (1- 4) en trouve :  $\lambda_{DD} = 0.99 * 0.5 * 10^{-5} = 0.495 * 10^{-5}$

D'après Équation (1- 5) en trouve :  $\lambda_{DU} = (1 - 0.99) * 0.5 * 10^{-5} = 0.5 * 10^{-7}$

D'après Équation (1- 6) en trouve :

$$SFF = 0.99 = 99\%$$

SFF	Tolérance aux anomalies matérielles(M)		
	0	1	2
<60%	SIL1	SIL2	SIL3
60% – <90%	SIL2	SIL3	SIL4
90% – <99%	SIL3	SIL4	SIL4
>=99%	SIL3	SIL4	SIL4

*Tableau 24-Niveau d'intégrité de sécurité maximale admissible pour une sécurité .*

- **Calcul de PFD :**

Probabilité moyenne de défaillance sur demande pour le sous-système logique dans un fonctionnement en mode demande faible (intervalle entre tests périodiques d'un an et MTTR de 8 h)

Architecture	DC	$\lambda_D = 0.5 \cdot 10^{-5}$		
		$\square = 2 \%$	$\square = 10 \%$	$\square = 20 \%$
1001	0 %		$2.2 \cdot 10^{-2}$	
	60 %		$8.8 \cdot 10^{-3}$	
	90 %		$2.2 \cdot 10^{-3}$	
	99 %		$2.6 \cdot 10^{-4}$	

*Tableau 25-PFD du groupe logique*

**Donc :  $PFD_{ul} = 2.6 \cdot 10^{-4}$**

#### IV.2.3.2 Architecture KOON «capteur»:

Selon les équations mentionnées dans la partie théorique on calcule les taux de défaillance :

On a :  $\lambda = 2\lambda_D = 5 \cdot 10^{-6}$

Donc :  $\lambda_D = 2.5 \cdot 10^{-6}$

D'après Équation (1- 2) en trouve :  $\lambda_S = \lambda_D = 2.5 \cdot 10^{-6}$

D'après Équation (1- 4) en trouve :  $\lambda_{DD} = 0.9 \cdot 2.5 \cdot 10^{-6} = 2.25 \cdot 10^{-6}$

**D'après Équation (1- 5) en trouve :  $\lambda_{DU} = (1 - 0.9) \cdot 2.25 \cdot 10^{-6} = 0.25 \cdot 10^{-6}$**

**D'après Équation (1- 6) en trouve :**

**SFF == 0.95 = 95%**

SFF	Tolérance aux anomalies matérielles(M)		
	0	1	2
<60%	Non autorisé	SIL1	SIL2
60% – <90%	SIL1	SIL2	SIL3
90% – <99%	SIL2	SIL3	SIL4
>=99%	SIL3	SIL4	SIL4

*Tableau 26-Niveau d'intégrité de sécurité maximale admissible pour une sécurité .*

- Donc on a le M=1 don N=K+M
- On pose K=1 on aura N=1+1=2
- Donc l'architecture du capteur sera 1002

Architecture	DC	$\lambda_D = 2.5 \cdot 10^{-6}$
1oo2		$\square = 2 \%$
	0 %	1,5E-04
	60 %	5,0E-05
	90 %	1,2E-05
	99 %	1,3E-06

*Tableau 27-PFD du capteur*

Le détecteur de gaz choisi est de niveau d'intégrité de sécurité SIL3 (10<sup>-4</sup>), Aussi le sous-système configuré 1oo2 donc, On a selon la norme CEI 61508 :

$$PFD_{cap} = 1,2E-05 \text{ ans}^{-1}$$

#### IV.2.3.3 Architecture KOON «actionneur» :

Selon les équations mentionnées dans la partie théorique on calcule les taux de défaillance :

On a :  $\lambda = 2\lambda_D = 5 \cdot 10^{-6} \text{ ans}^{-1}$

Donc :  $\lambda_D = 2.5 \cdot 10^{-6} \text{ ans}^{-1}$

**D'après Équation (1- 2) en trouve :**  $\lambda_S = \lambda_D = 2.5 \cdot 10^{-6} \text{ ans}^{-1}$

**D'après Équation (1- 4) en trouve :**  $\lambda_{DD} = 0.6 \cdot 2.5 \cdot 10^{-6} = 1.5 \cdot 10^{-6} \text{ ans}^{-1}$

**D'après Équation (1- 5) en trouve :**  $\lambda_{DU} = (1 - 0.6) \cdot 2.5 \cdot 10^{-6} = 10^{-6} \text{ ans}^{-1}$

**D'après Équation (1- 6) en trouve :**

$$SFF = 0.8 = 80\%$$

SFF	Tolérance aux anomalies matérielles(M)		
	0	1	2
<60%	SIL1	SIL2	SIL3
60% – <90%	SIL2	SIL3	SIL4
90% – <99%	SIL3	SIL4	SIL4
>=99%	SIL3	SIL4	SIL4

*Tableau 28-Niveau d'intégrité de sécurité maximale admissible pour une sécurité .*

- Donc on a le M=1 don N=K+M
- On pose K=1 on aura N=1+1=2
- Donc l'architecture du capteur sera 1oo2

- **Calcul de PFDL**

Probabilité moyenne de défaillance sur demande pour le sous-système logique dans un fonctionnement en mode demande faible (intervalle entre tests périodiques d'un an et MTTR de 8 h)

Architecture	DC	$\lambda_D = 2.5 * 10^{-6}$
1oo2		$\square = 2 \%$
	0 %	1,5E-04
	60 %	5,0E-05
	90 %	1,2E-05
	99 %	1,3E-06

**Tableau 29-PFD du groupe logique**

La vanne régulatrice choisie est de niveau d'intégrité de sécurité SIL3 (10-4), Aussi le sous-système configuré 1oo2 donc, On a selon la norme CEI 61508 :

$$PFD_{act} = 5,0E-05 \text{ ans}^{-1}$$

#### IV.2.3.4 Calcul de PFD<sub>sys</sub>

Pour calculer la probabilité moyenne de défaillance sur demande de tout le système, selon la Norme CEI 61508, on doit sommer les PFD des trois groupes (capteur, système logique et élément final) :

$$PFD_{SYS} = PFD_{cap} + PFD_{ul} + PFD_{act}$$

$$PFD_{SYS} = 1,2E-05 + 2.6 * 10^{-4} + 5,0E-05$$

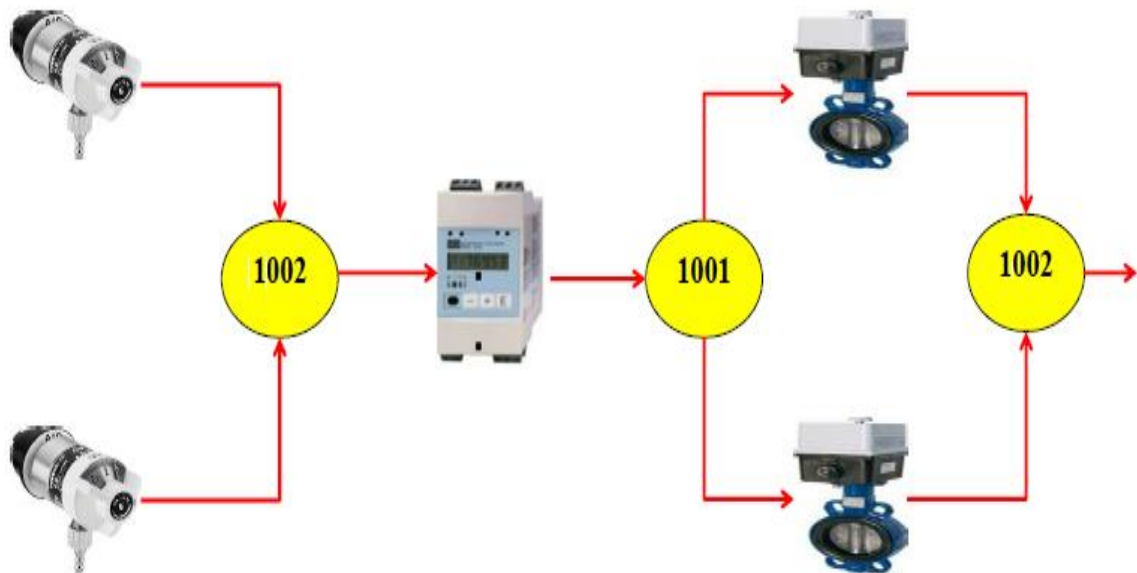
$$PFD_{SYS} = 3,22 * 10^{-4}$$

$$10^{-4} \leq PFD_{SYS} = 3,22 * 10^{-4} < 10^{-3}$$

**PFD<sub>sys</sub> = niveau 3 d'intégrité de sécurité**

Donc l'architecture proposé juste dans ce cas



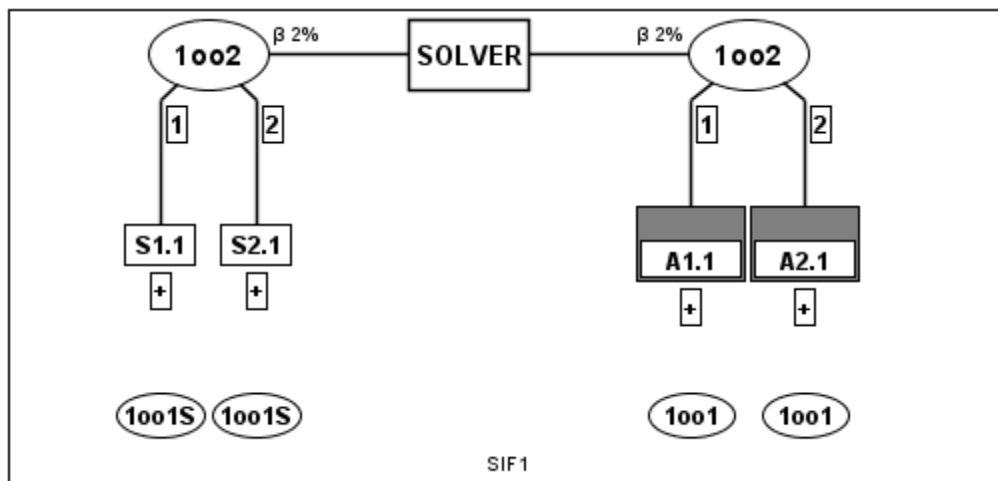


*Figure 26-Architecture du SIS*

#### IV.2.4 Modélisation et calculs :

##### IV.2.4.1 Modélisation :

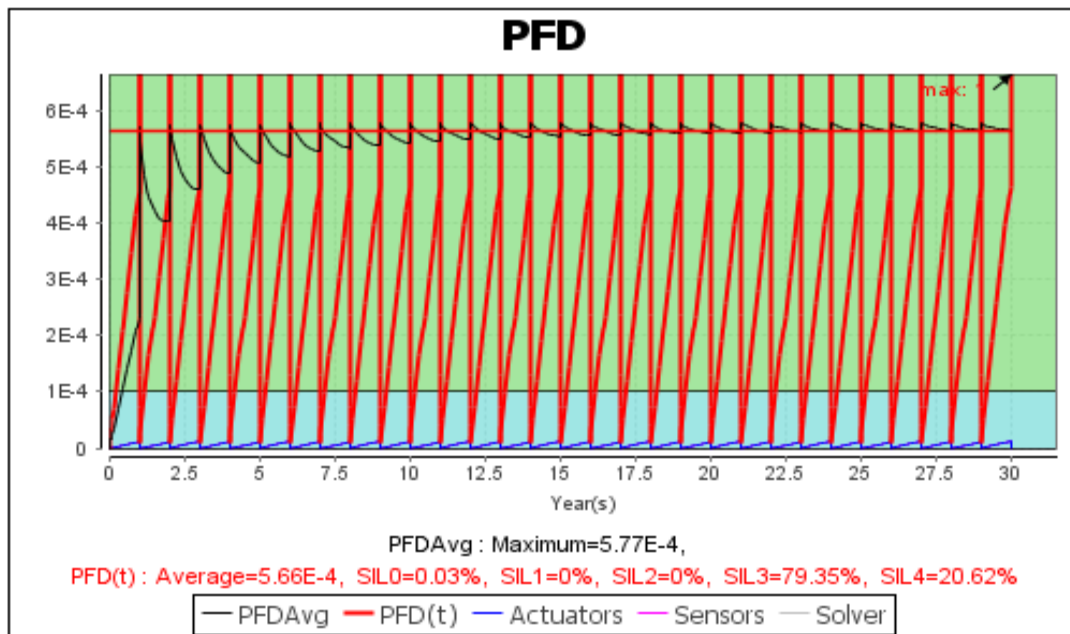
Pour tout système qui répond à la définition d'un SIS, le Module SIL(GRIF) nous permet de configurer son architecture sous une forme explicite. La configuration de notre système est présentée dans la figure :



*Figure 27-Configuration du système proposé*

##### IV.2.4.2 Présentation des résultats :

La compilation avec le module SIL fait découler l'évolution de la PFD en fonction du temps, à noter aussi les effets des tests périodiques sur l'évolution de la PFD représenté dans la figure et enfin la contribution de la valeur de la PFD en chaque niveau SIL.



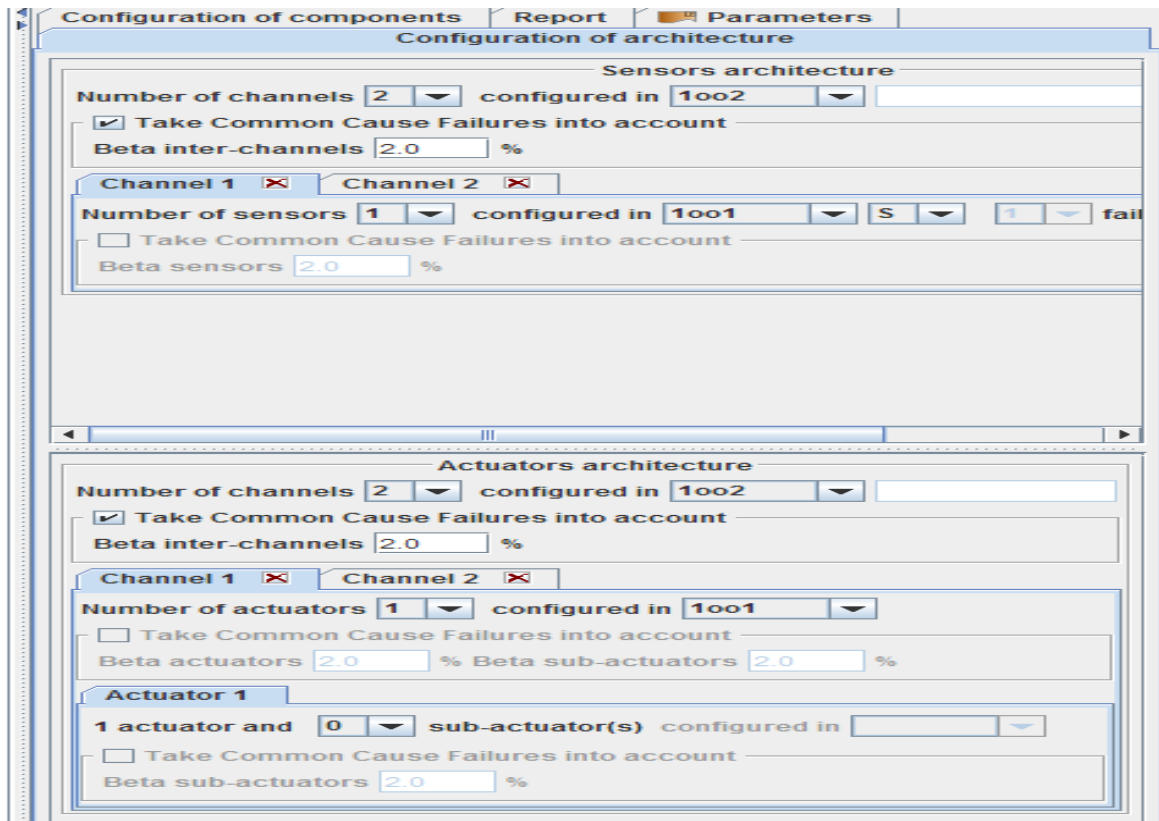
*Figure 28-Effet des tests périodiques sur l'évolution de la PFD du système*

Nous retenons de la figure que les pourcentages suivants SIL 1 = 0%, SIL 2 = 0%, **SIL 3 = 79.35%** et SIL 4 = 20.62% qui représentent la contribution de la valeur de la PFDavg pour chaque niveau SIL.

Les tests de révision des systèmes d'exploitation et de sécurité, à l'image des SIS, génèrent une diminution de la PFD à chaque test périodique, cela est confirmé par la figure 27. Rappelons que l'objectif de ces tests est de veiller à l'atténuation de toute défaillance et la confirmation du bon état de l'unité en question, c'est ce qui justifie la diminution de la PFD parce que, principalement, il n'y a pas de défaillance.

Le maximum de la PFDavg correspond à la valeur moyenne déduite de la courbe en noire est égale à  $5.66 \cdot 10^{-4}$ , ce qui répond à un SIL 3 pour le système.

En fin, Le module SIL résume les données de sortie après le traitement dans une fiche technique associée au système étudié, en précisant les valeurs des facteurs spécifiques qui caractérisent le système, nous citons le facteur de réduction du risque (RRF), une estimation du SIL requis, une proposition pour une configuration du système en terme du nombre de capteurs et de détecteurs et finalement le plus important un commentaire sur la conformité du système par rapport aux dispositions des normes CEI 61508 et CEI 61511.



*Figure 29-Fiche technique des données par GRIF*

#### IV.2.5 Evaluation du système instrumenté de sécurité par l'approche markovienne :

##### IV.2.5.1 Cas de capteur (détecteur de gaz) :

##### IV.2.5.1.1 Construction de la chaîne de Markov par le logiciel GRIF :

*Tableau 30-Description de l'état des noeuds*

NŒUD	Description de l'état
1	Les deux canaux sont capables de fonctionner (c'est-à-dire qu'ils n'ont aucune défaillance dangereuse)
3	Un canal a un défaut DD et l'autre est capable de fonctionner
2	Un canal a un défaut DU et l'autre est capable de fonctionner
4	Les deux canaux ont des défauts DD
5	Un canal a un défaut DD et l'autre un défaut DU
6	Les deux canaux ont des défauts DU

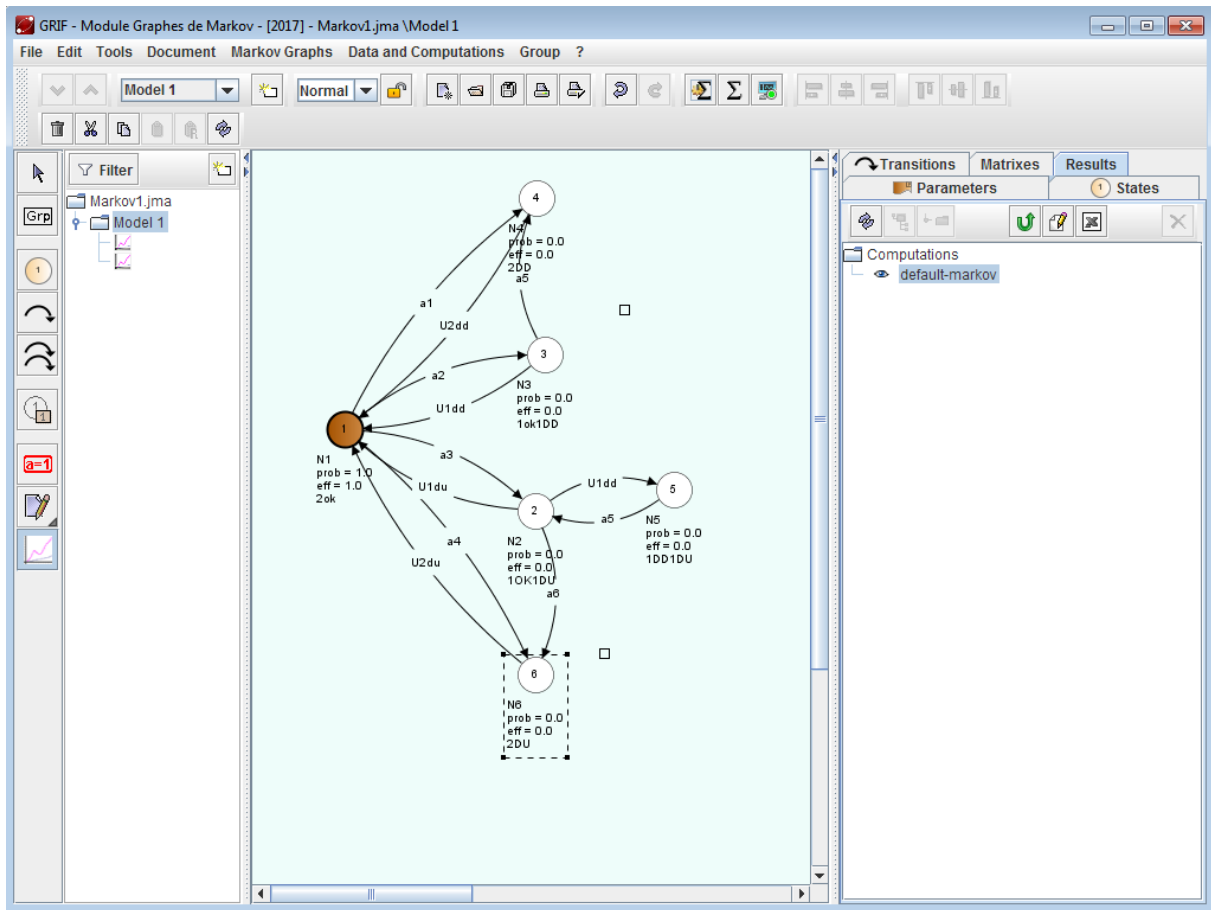


Figure 30-Construction de la chaine de Markov du capteur

Le groupe voté fonctionne tant qu'il se trouve dans l'état 1, 2 ou 3 et ne parvient pas à fonction lorsqu'il entre dans les états 4,5 ou 6.

Tel que :

Les équations de a1 à a6 mènent notre actionneur vers l'état de défaillance :

a1 c'est l'équation qui relie entre les deux nœuds 1 et 2 qui égale à  $a1 = \beta \cdot \lambda_{DD}$

a2 c'est l'équation qui relie entre les deux nœuds 1 et 4 qui égale à  $a2 = 2 \cdot (1 - \beta) \cdot \lambda_{DD}$

a3 c'est l'équation qui relie entre les deux nœuds 1 et 3 qui égale à  $a3 = 2 \cdot (1 - \beta) \cdot \lambda_{DU}$

a4 c'est l'équation qui relie entre les deux nœuds 1 et 6 qui égale à  $a4 = \beta \cdot \lambda_{DU}$

a5 c'est l'équation qui relie entre les deux nœuds 3 et 5 qui égale à  $a5 = \lambda_{DD}$

a6 c'est l'équation qui relie entre les deux nœuds 3 et 6 qui égale à  $a6 = \lambda_{DU}$

Les équations de réparation U1DD U2DD U1DU U2DU qui mènent notre actionneur vers l'état de fonctionnement :

U1DD l'équation qui relie entre les deux nœuds 1 et 2 qui égale à  $U1DD = 1 / MTTR$

U1DU l'équation qui relie entre les deux nœuds 1 et 2 qui égale à  $U1DU = 1 / ((\text{taux}/2) + MRT)$

U2DD l'équation qui relie entre les deux nœuds 1 et 2 qui égale à  $U2DD = 1 / MTTR$

U2DU l'équation qui relie entre les deux nœuds 1 et 2 qui égale à  $U2DU = 3 / (\text{taux} + 3 \cdot MRT)$

<b>a1 =2.2500e-08</b>	<b>U1DD =0.1000</b>
<b>a2 = 4.4550e-06</b>	U1DU = 2.2789e-04
<b>a3 = 4.9000e-07</b>	U2DD =0.1000
<b>a4 =5.0000e-09</b>	U2DU =3.4153e-04
<b>a5 =2.2500e-06</b>	
<b>a6 =2.5000e-07</b>	

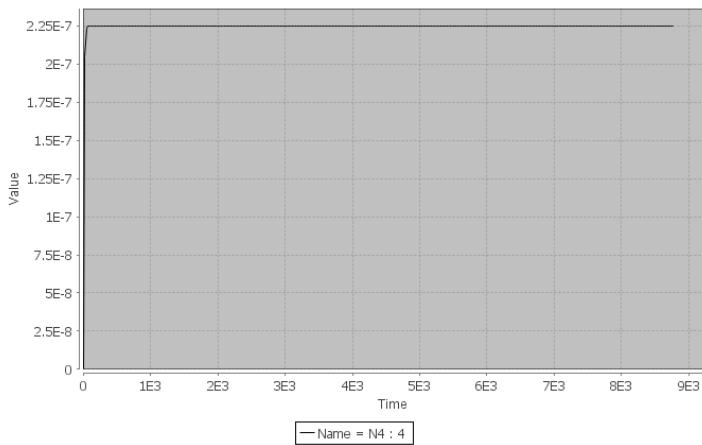
Par simulation on trouvera les valeurs des probabilités de défaillance de chaque nœud pendant une période quand la choisi de 1ans et de pas de 24h les résultats sont dans le tableau suivant ou nous avons choisi les trois point suivante : t0 à 0h, t1/2 a 6mois Le tF a 1 an :

	Time	Valeur de PFD	
<b>Le SIS en état de panne</b>	Nœud 4	t0	0
		t1/2 : 4380	2.2469E-7
		Tf : 8760.0=1ans	2.2458E-7
	Nœud 5	t0	0
		t1/2 : 4380	1.190E-5
		Tf : 8760.0=1ans	1.497E-5
	Nœud 6	t0	0
		t1/2 : 4380	3.0514E-8
		Tf : 8760.0=1ans	4.169E-8
<b>Le SIS en état de fonctionnement</b>	Nœud 2	t0	0
		t1/2 : 4380	2.246E-7
		Tf : 8760.0=1ans	2.245E-7
	Nœud 3	t0	0
		t1/2 : 4380	0.00135
		Tf : 8760.0=1ans	0.00185

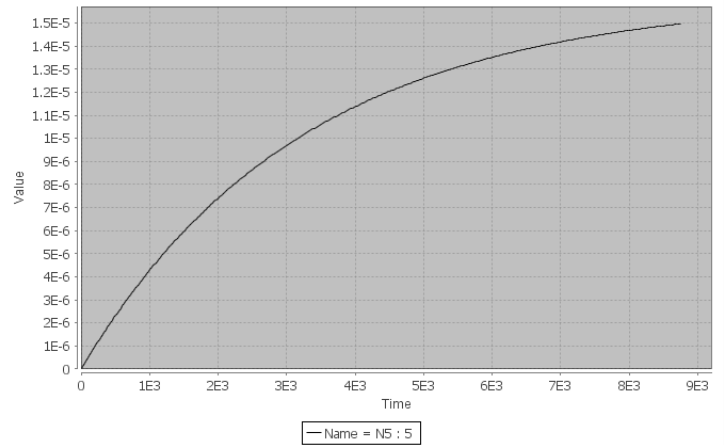
Tableau 31-les résultats de simulation de la chaine de markov-sous système capteur

IV.2.5.1.2 Graphe de L'évolution de capteur :

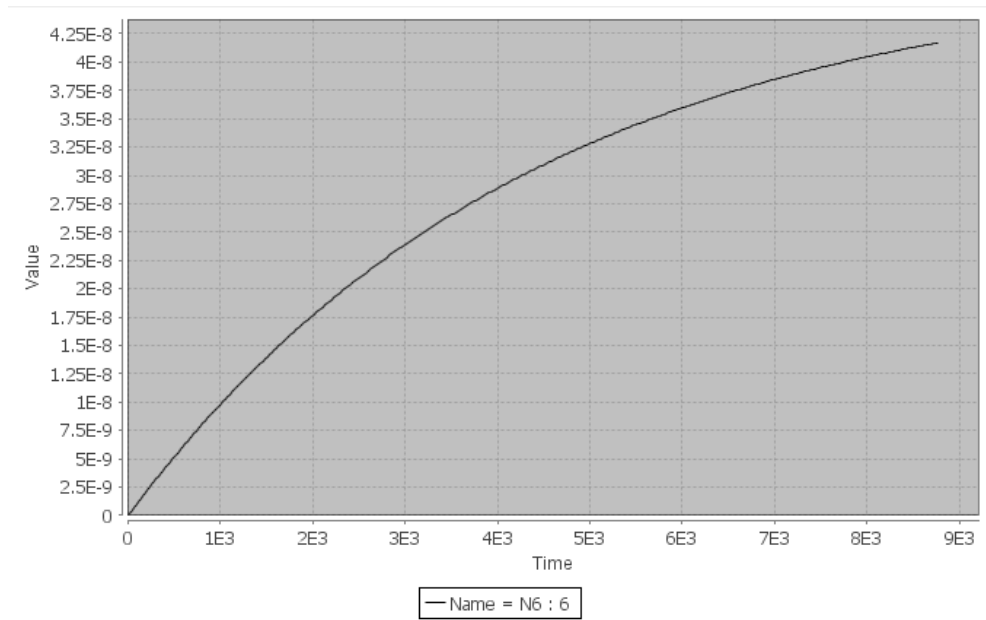
L'évolution de l'actionneur vers le nœud 4 ou les deux actionneurs sont en défaillance détecté :



Graph 1-L'évolution du capteur vers le nœud 4



Graph 2-L'évolution du capteur vers le nœud 5



Graph 3-L'évolution du capteur vers le nœud 6

IV.2.5.1.3 Interprétation des résultats :

Les graphes en dessus présente l'évolution des capteurs vers les trois nœuds ou l'état des deux capteurs ne fonctionne plus tel que :

**Le Graphe 1** représente l'évolution vers le nœud 4 ou les deux capteurs sont en défaillance détecté on remarque que les capteurs atteints très rapidement au bout de quelque jours la valeur maximale de leur probabilité de défaillance  $2.2458E-7$  qui se stabilise après de toutes la durée de l'année.

**Le Graphe 2** représente l'évolution vers le nœud 5 ou un capteur est en défaillance détecté et l'autre capteur est en défaillance non détecté on remarque que les capteurs atteints rapidement la valeur maximale de leur probabilité de défaillance  $1.497E-5$  d'une façon exponentielle de toutes la durée de l'année.

**Le Graphe 3** représente l'évolution vers le nœud 6 ou les deux capteurs sont en défaillance non détecté on remarque que les capteurs atteints rapidement la valeur maximale de leur probabilité de défaillance  $4.169E-8$  d'une façon exponentielle de toutes la durée de l'année.

IV.2.5.2 Cas d'actionneur (vanne régulatrice) :

IV.2.5.2.1 Construction de la chaîne de Markov par le logiciel GRIF :

*Tableau 32 \_Description de l'état des noeuds*

NOEUD	Description de l'état
1	Les deux chaînes sont capables de fonctionner (c'est-à-dire qu'ils n'ont aucune défaillance dangereuse)
4	Un chaîne est en défaillance DD et l'autre est capable de fonctionne
3	Un chaîne est défaillance DU et l'autre est capable de fonctionner
2	Les deux chaînes ont en défaillance détecté DD
5	Un chaîne est en défaillance DD et l'autre est en défaillance DU
6	Les deux canaux ont des défaillances DU

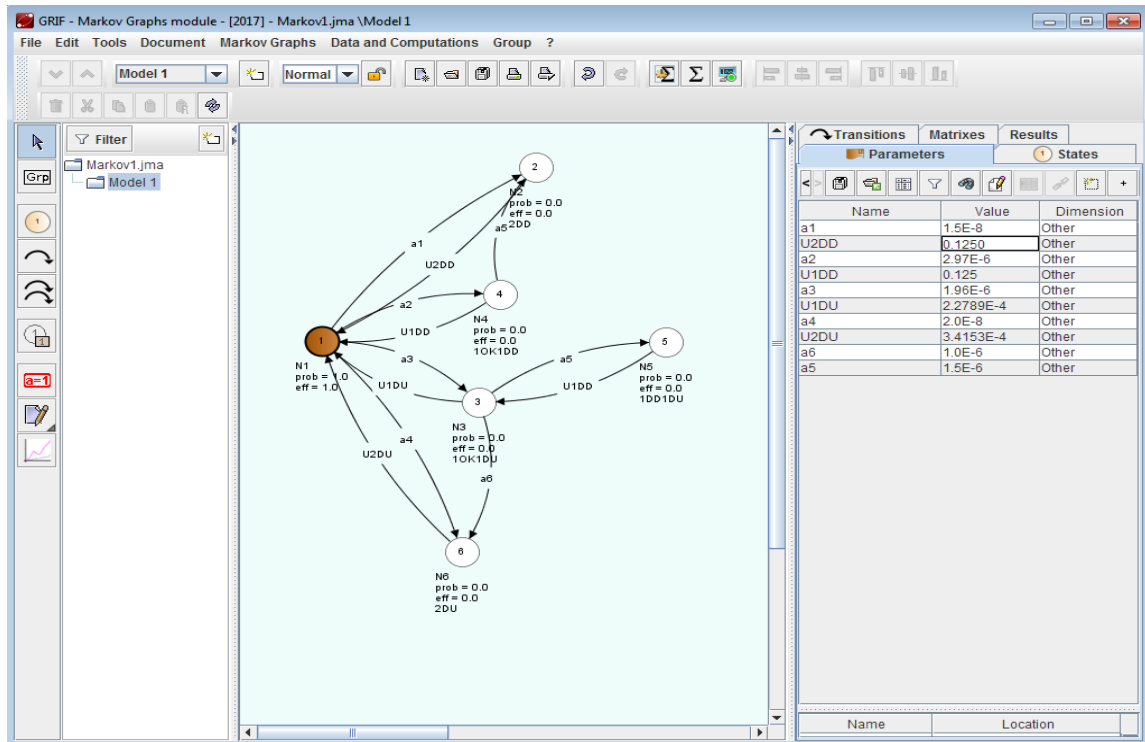


Figure 32-Construction de la chaine de Markov de l'actionneur

Tel que :

Les équations d'a1 à a6 mènent notre actionneur vers l'état de défaillance :

a1 c'est l'équation qui relie entre les deux nœuds 1 et 2 qui égale à  $a1 = \beta \cdot \lambda_{DD}$

a2 c'est l'équation qui relie entre les deux nœuds 1 et 4 qui égale à  $a2 = 2 \cdot (1 - \beta) \cdot \lambda_{DD}$

a3 c'est l'équation qui relie entre les deux nœuds 1 et 3 qui égale à  $a3 = 2 \cdot (1 - \beta) \cdot \lambda_{DU}$

a4 c'est l'équation qui relie entre les deux nœuds 1 et 6 qui égale à  $a4 = \beta \cdot \lambda_{DU}$

a5 c'est l'équation qui relie entre les deux nœuds 3 et 5 qui égale à  $a5 = \lambda_{DD}$

a6 c'est l'équation qui relie entre les deux nœuds 3 et 6 qui égale à  $a6 = \lambda_{DU}$

Les équations de réparation U1DD U2DD U1DU U2DU qui mènent notre actionneur vers l'état de fonctionnement :

U1DD l'équation qui relie entre les deux nœuds 1 et 2 qui égale à  $U1DD = 1 / MTTR$

U1DU l'équation qui relie entre les deux nœuds 1 et 2 qui égale à  $U1DU = 1 / ((\text{taux}/2) + MRT)$

U2DD l'équation qui relie entre les deux nœuds 1 et 2 qui égale à  $U2DD = 1 / MTTR$

U2DU l'équation qui relie entre les deux nœuds 1 et 2 qui égale à  $U2DU = 3 / (\text{taux} + 3 \cdot MRT)$



a1 = 1.5000e-08	U1DD = 0.1250
a2 = 2.9700e-06	U1DU = 2.2789e-04
a3 = 1.9600e-06	U2DD = 0.1250
a4 = 2.0000e-08	U2DU = 3.4153e-04
a5 = 1.5000e-06	
a6 = 1.0000e-06	

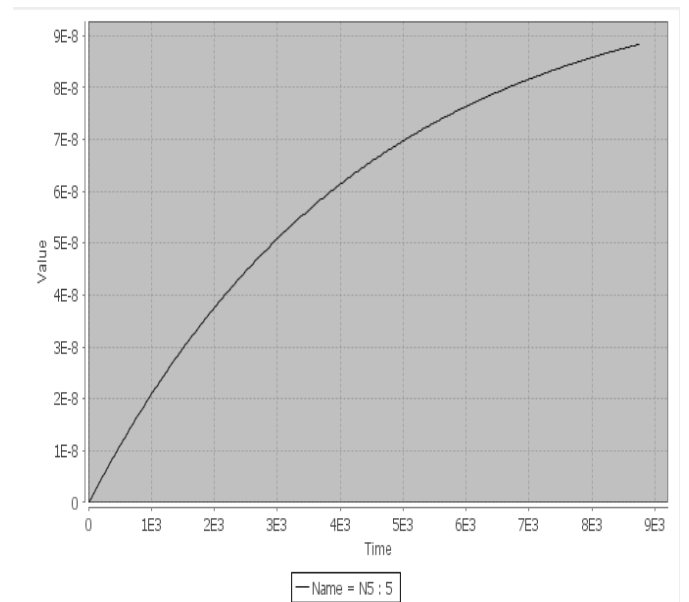
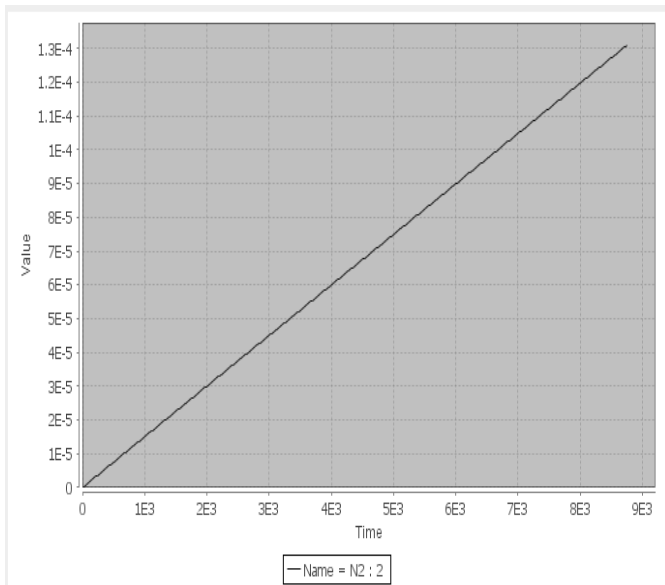
Par simulation on a trouvé les valeurs des probabilités de défaillance de chaque nœud pendant une période quand la choisi de 1ans et de pas de 24h les résultats sont dans le tableau suivant ou nous avons choisi les trois point suivante t0 à 0h, t1/2 a 6mois et le tf a 1 ans :

	Nœud 4	Time	Valeur de pfd
<b>Le SIS en état de fonctionnement</b>		t0	0
		t1/2 : 4380=6mois	2.362E-5
		tf : 8760.0=1ans	2.357E-5
<b>Le SIS en état de panne</b>	Nœud 5	t0	0
		t1/2 : 4380	6.484E-8
		tf : 8760.0=1ans	8.835E-8
	Nœud 6	t0	0
		t1/2 : 4380	5.391E-5
		tf : 8760.0=1ans	7.257E-5
Nœud 2	t0	0	
	t1/2 : 4380	6.581E-5	
	tf : 8760.0=1ans	1.31E-4	
<b>Le SIS en état de fonctionnement</b>	Nœud 3	t0	0
		t1/2 : 4380	0.005409
		tf : 8760.0=1ans	0.007365

Tableau 33-les résultats de simulation de la chaine de markov-sous système actionneur

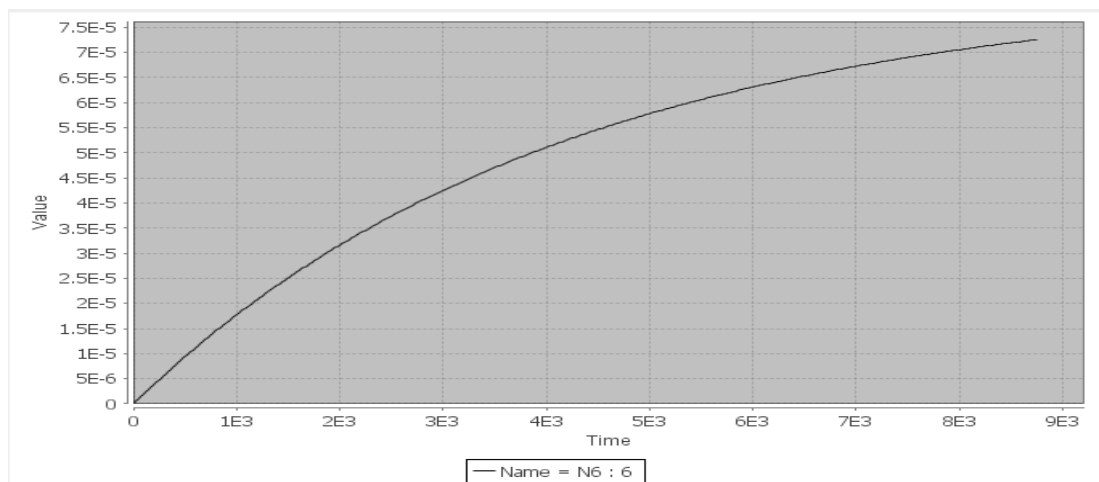
Le groupe voté fonctionne tant qu'il se trouve dans l'état1, 4 ou 3 et ne parvient pas à fonction lorsqu'il entre dans les états 2,5 ou 6.

IV.2.5.2.2 Graphe de L'évolution de l'actionneur vers l'état de défaillance :



Graphe 4-L'évolution de l'actionneur vers le nœud 2

Graphe 5-L'évolution de l'actionneur vers le nœud 5



Graphe 6-L'évolution de l'actionneur vers le nœud 6

IV.2.5.2.3 Interprétation des résultats :

Les graphes en dessus présente l'évolution des actionneurs vers les trois nœuds ou l'état des deux actionneurs ne fonctionne plus tel que :

**Le Graphe 4** représente L'évolution de l'actionneur vers le nœud 2 ou les deux actionneurs sont en défaillance détecté on remarque que les capteurs atteints lentement sous forme de droite vers la valeur maximale de leur probabilité de défaillance  $1.31E-4$  par rapport une durée d'une année.

**Le Graphe 2** représente L'évolution de l'actionneur vers le nœud 5 ou un actionneur en état de défaillance détecté et le deuxième en état de défaillance non détecté est en défaillance détecté on remarque que les actionneurs atteints rapidement vers la valeur maximale de leur probabilité de défaillance  $8.835E-8$  d'une façon exponentielle de toutes la durée de l'année

**Le Graphe 4** représente L'évolution de l'actionneur vers le nœud 6 ou les deux actionneurs sont en défaillance non détecté on remarque que les actionneurs atteints rapidement sous forme d'exponentielle vers la valeur maximale de leur probabilité de défaillance  $7.257E-5$  de toute la durée d'une année.

IV.2.5.3 Cas d'unité logique :

IV.2.5.3.1 Construction de la chaine de Markov par le logiciel GRIF :

Tableau 34-Description de l'état des nœuds

NOEUD	Description de l'état
1	Le chaîne est capable de fonctionner
2	Un chaîne est en défaillance DD
3	Une chaîne est en défaillance DU

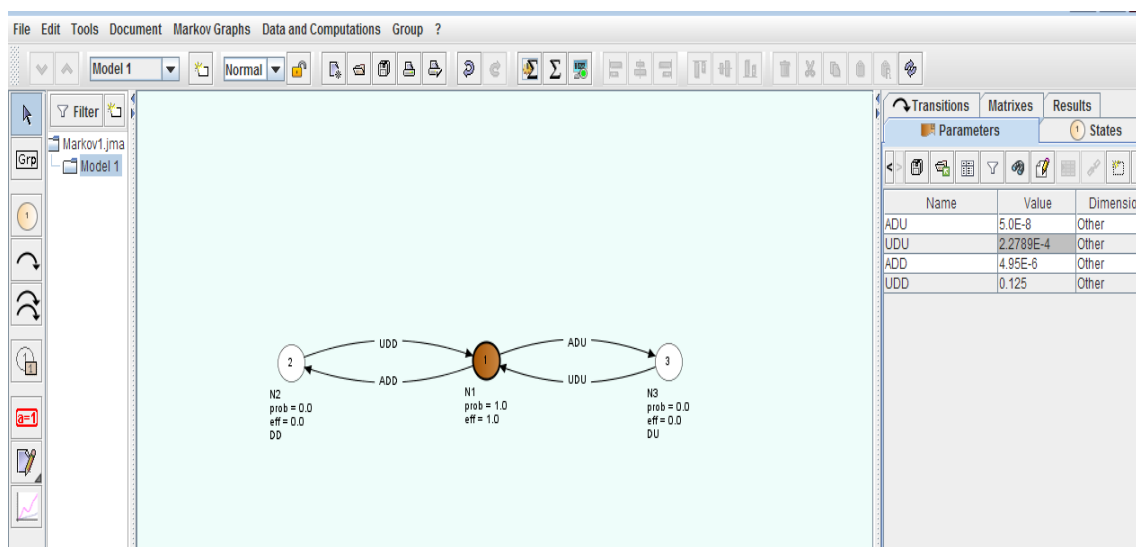


Figure 33-Construction de la chaine de Markov de l'unité logique

Tel que les valeurs ADD ADU UDD UDU sont calculé par le script construit par nous-mêmes sur Matlab qui se trouve sur l'annexe :

$$\mu_{DD} = 1/MTTR$$

$$\mu_{DU} = 1/((\text{taux}/2) + MRT)$$

$$ADD = 4.95e-06$$

$$ADU = 5e-08$$

$$UDU = 2.2789e-04$$

$$UDD = 0.1250$$

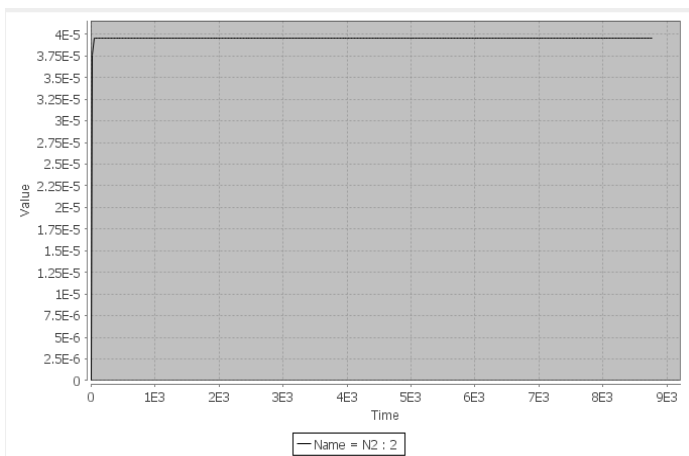
Par simulation on trouvera les valeurs des probabilités de défaillance de chaque nœud pendant un période quand la choisi de 1ans et de pas de 24h les résultats sont dans le tableau suivant ou nous avons choisi les trois point suivante t0 à 0h, t1/2 a 6mois et le tf a 1 ans

*Tableau 35-les résultats de simulation de la chaine de markov-sous système unité de traitement logique*

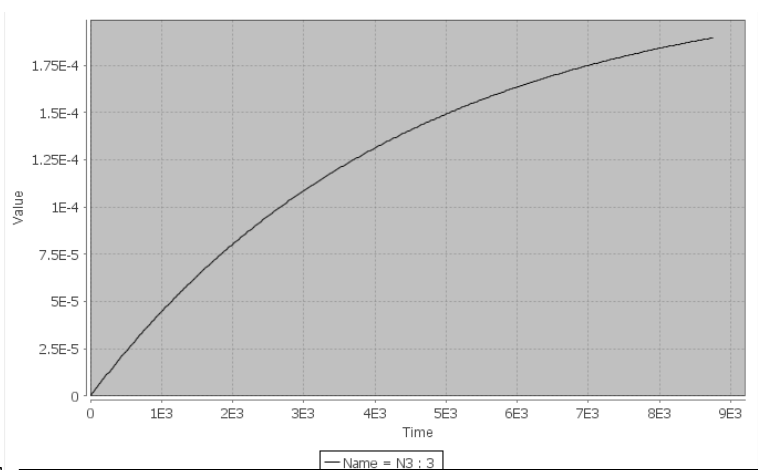
	Time		Valeur de pfd
	Nœud 2	t0	
t1/2 : 4380			3.959E-5
Tf : 8760.0=1ans			3.959E-5
Nœud 3	t0		0
	t1/2 : 4380		1.387E-4
	Tf : 8760.0=1ans		1.895E-4

Le SIS en état de panne

IV.2.5.3.2 Graphe de L'évolution de l'unité logique :



Graphe 7-L'évolution de l'unité logique vers le nœud 2



Graphe 8-L'évolution de l'unité logique vers le nœud 3

IV.2.5.3.3 Interprétation des résultats :

Les graphes en dessus présente l'évolution de l'unité de traitement logique vers les deux nœuds ou l'état de l'unité de traitement logique ne fonctionne plus tel que :

**Le graphe 7** représente l'évolution de l'unité logique vers le nœud 2 ou l'unité logique est en défaillance détecté on remarque que l'unité logique atteints très rapidement au bout de quelque jours la valeur maximale de leur probabilité de défaillance 3.959E-5 qui se stabilise après pendant toutes la durée de l'année.

**Le graphe 8** représente l'évolution de l'unité logique vers le nœud 3 ou l'unité logique est en défaillance non détecté on remarque que l'unité logique atteints rapidement la valeur maximale de leur probabilité de défaillance 1.895E-4 d'une façon exponentielle pendant toutes la durée de l'année.

IV.2.6 Calcule des PFDavg :

IV.2.6.1 PFD actionneur :

la probabilité de défaillance de l'actionneur c'est la somme de toutes les probabilités ou notre actionneur est en état de défaillance elle se calcule comme suit :

$$PFD_{act} = PFD_2 + PFD_5 + PFD_6$$

Vanne régulatrice	Time	Valeur de pfd
	t0	0
	t1/2 : 4380=6mois	1.197E-4
	Tf : 8760.0=1ans	2.036E-4

*Tableau 36-résultats de calcul de PFD de l'actionneur*

Tel que :

PFD2 : c'est la probabilité de défaillance de l'actionneur ou Les deux canaux ont en défaillance détecté DD

PFD5 : c'est la probabilité de défaillance de l'actionneur ou Un canal est en défaillance DD et l'autre est en défaillance DU

PFD6: c'est la probabilité de défaillance de l'actionneur ou Les deux canaux ont des défaillances DU

IV.2.6.2 Traitement logique:

la probabilité de défaillance de l'unité de traitement logique c'est la somme de toutes les probabilités ou notre unité de traitement est en état de défaillance elle se calcule comme suit :

$$PFD_{ul}=PFD_2+PFD_3$$

Tel que :

PFD<sub>2</sub> : la probabilité de défaillance de l'unité de traitement logique ou une chaîne est en défaillance DD

PFD<sub>3</sub> : la probabilité de défaillance de l'unité de traitement logique ou une chaîne est en défaillance DD

Traitement logique	Time	Valeur de pfd
	t0	0
	t1/2 : 4380=6mois	1.782E-4
	Tf : 8760.0=1ans	2.29 E-4

*Tableau 37-résultats de calcul de PFD de l'unité logique*

IV.2.6.3 PFD Capteur :

La probabilité de défaillance des capteurs c'est la somme de toutes les probabilités ou notre capteurs est en état de défaillance elle se calcule comme suit :

$$PFD_{cap}=PFD_4+PFD_5+PFD_6$$

Tel que :

PFD<sub>2</sub> : c'est la probabilité de défaillance de l'actionneur ou Les deux canaux ont en défaillance détecté DD

PFD<sub>5</sub> : c'est la probabilité de défaillance de l'actionneur ou Un canal est en défaillance DD et l'autre est en défaillance DU

PFD<sub>6</sub>: c'est la probabilité de défaillance de l'actionneur ou Les deux canaux ont des défaillances DU

Detecteur de gaz	Time	Valeur de pfd
	t0	0
	t1/2 : 4380=6mois	1.215E-5
	Tf : 8760.0=1ans	1.5236E-5

*Tableau 38-résultats de calcul de PFD du capteur*

#### IV.2.6.4 PFDavg du SIS proposé :

La probabilité de défaillance de notre système instrumenté de sécurité est définie par la somme de probabilité de défaillance de ses éléments (sous-système-capteur / sous-système-unité logique / sous-système-actionneur) que nous avons les calculés dans la phase précédente sur les trois temps choisis les résultats sont comme suit :

$$PFD_{sis} = PFD_{cap} + PFD_{dul} + PFD_{dact}$$

PFD<sub>cap</sub> : probabilité de défaillance de sous-système-capteur

PFD<sub>dul</sub> : probabilité de défaillance de sous-système-unité logique

PFD<sub>dact</sub> : probabilité de défaillance de sous-système-actionneur

PFD <sub>sis</sub>	Time	Valeur de pfd
	t0	0
	t1/2 : 4380=6mois	3.0915E-4
	Tf : 8760.0=1ans	4.478e-4

*Tableau 39-résultat de calcul de PFD du SIS proposé*

D'après les résultats précédentes des états de défaillances des sous-systèmes vers tous les nœuds de défaillance possible et leurs graphes d'évolutions par rapport au temps choisis on a trouvé que la valeur de probabilité de défaillance du système instrumenté de sécurité dans les deux périodes de 6 mois et 1 année est comprise entre  $10^{-3} < PFD_{sis} < 10^{-4}$  ce qui rassemble au niveau d'intégrité de SIL3 référé à la norme IEC61508

#### **Conclusion :**

D'après les résultats de la méthode Markov nous avons trouvé qu'après 1 an de fonctionnement de notre système instrumenté de sécurité le niveau de sil de notre sis est de niveau 3 est constant pendant toute la durée de l'année ce qui confirme la fiabilité de notre sis proposé d'où la conformité de notre sis par rapports à la norme IEC 61508

### IV.3 Etude technico-économique

#### ❖ Calcul du cout annualisé

Avant de calculer le cout annualisé, nous proposons le tableau VI-8 suivant afin de le positionner :

Niveau de cout	Cout annualisé
1	Inférieur à 50 000DA
2	Entre 50 000da et 100 000D
3	Entre 100 000da et 500 000D
4	Entre 500 000da et 1 000 00
5	Supérieur à 1 000 000DA

❖ *Tableau 40-Proposition d'échelle qualitative de couts*

- ❖ Ce positionnement nous permettra d'effectuer une comparaison simple du **coût annualisé** avec **les avantages induits** par sa mise en place.

Les différentes composantes du coût annuel total sont estimées par ce qui suit :

- Frais d'investissement totaux de la mesure de sécurité = **325 000DA** à l'année 1 :

Détecteur de gaz = 50 000DA/unité □ 50 000x2 = **100 000DA** ;

Automate programmable de sécurité = 25 000DA/unité

Circuit de transmission (câblage) = 200DA/m<sup>2</sup> 200x1000 = **200 000DA**

- Durée de vie estimée de la mesure de sécurité = **10 ans** ;
- Taux d'actualisation retenu : d'après les prévisions économique, l'inflation en Algérie est de l'ordre de **6%** ;
- Cout net total d'exploitation et de maintenance de la mesure de sécurité = **5%** du coût d'investissement, en prenant en compte :

Coût de maintenance et de vérification = chaque 6 mois □ 2 fois par an,

Coût d'énergie consommé (électricité),

Ct	325 000DA
O	0.05*325 000 =16250DA
r	0.06
n	10

*Tableau 41-Les résultats obtenus*



Le cout annualisé des détecteurs de gaz est donc donnée par

$$cout\ annualisé = \sum_{t=1}^n \frac{(Ct + Ot)}{(1+r)^{t-1}} \left[ \frac{r(1+r)^{n-1}}{(1+r)^n - 1} \right]$$

**Donc :cout annualisé = 341250 DA**

Niveau de cout	Cout annualisé
1	Inférieur à 50 000DA
2	Entre 50 000da et 100 000D
3	Entre 100 000da et 500 000D
4	Entre 500 000da et 1 000 00
5	Supérieur à 1 000 000DA

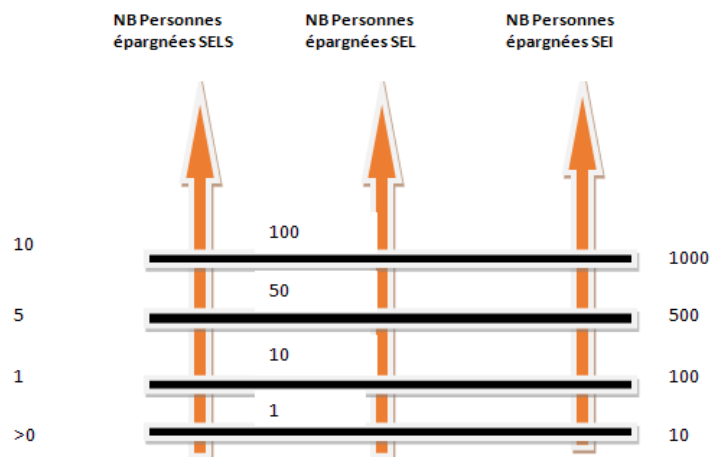


**À partir du tableau nous déduisons que le coût est de niveau 3.**

#### IV.3.1.1.1.1 Evaluation des avantages des mesures retenues

Nous proposons d'évaluer les avantages de la mise en œuvre de notre mesure sur des échelles à 4 paliers. Elles concernent les enjeux humains : le nombre de personnes exposées épargnées pour chacun des trois niveaux d'intensité. Il s'agit de la différence entre le nombre de personnes présentes dans chaque zone d'intensité avant et après mise en œuvre de la mesure.

Les échelles que nous proposons sont les suivantes :



*Figure 34-Les niveaux de personnes épargnées*

**A l'issue de cette étape, nous retenons pour notre mesure le plus haut seuil atteint sur au moins l'une des échelles d'avantages.**

Le nombre de personnes épargnées par notre SIS est donné dans le tableau VI-9 suivant :

Zone d'effet	Nombre de personnes exposées sans SIS	Nombre de personnes exposées avec SIS	Nombre de personnes épargnées par SIS
SELS : 10 (kW/m <sup>2</sup> )	150	90	60
SEL : 6(kW/m <sup>2</sup> )	400	200	200
SEI : 2.5 (kW/m <sup>2</sup> )	500	200	300

Tableau 42-Nombre de personnes épargnées par notre SIS

Notre SIS permet donc d'atteindre le seuil maximal sur les échelles d'avantages :

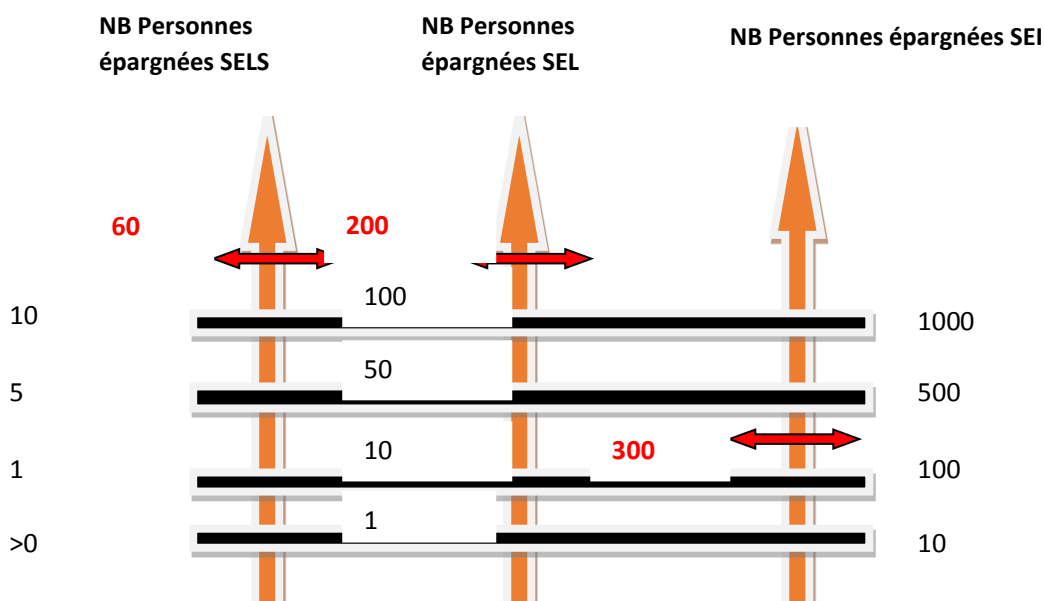


Figure 35-Les différents seuils de notre SIS

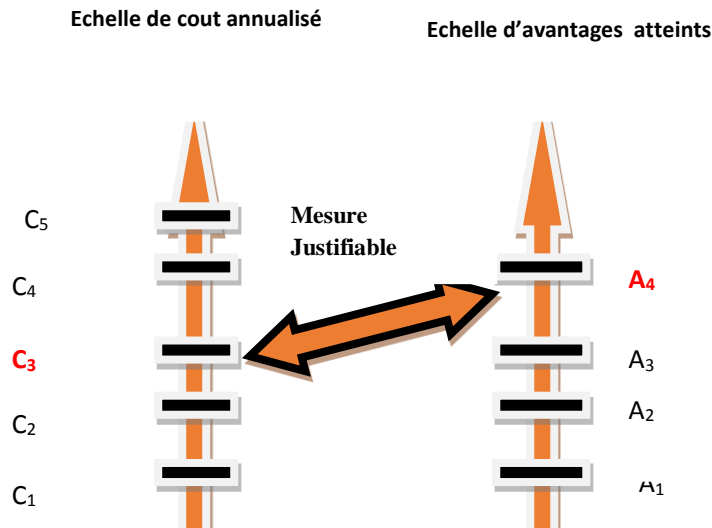
#### IV.3.1.1.1.2 Analyse des résultats

Le seuil maximal d'avantages atteint étant déterminé dans l'étape précédente (pallier 4), nous pouvons à ce stade le comparer au niveau du coût de notre SIS.

La règle proposée dépend de la classe de probabilité du phénomène initial étudié. Le

Feu de chalumeau et le BLEVE est de classe E d'après l'arrêté du 29 septembre 2005, nous recommandons de mettre en œuvre la mesure(SIS) dès que le seuil maximal atteint est supérieur ou égal au niveau du coût de la mesure.

Notre SIS permet d'atteindre le **4eme palier** des échelles d'avantages. Comme il est de niveau de coût 3, la méthode le considère **justifiable**



*Figure 36-Justification de la mise en œuvre du SIS*

### Conclusion

Six scénarios résultent de la méthode HAZOP qui fait l'objet d'un risque inacceptable. D'après les résultats du graphe du risque et la méthode LOPA, le niveau d'intégrité de sécurité 3 (SIL3) et l'origine de tous les scénarios soit une mauvaise régulation qui aboutit à une fuite de gaz dans la sphère.

La solution de maîtrise (SIL3) agit sur la détection de gaz dispersé et par conséquent, elle traite tous Les scénarios.

Aussi dans Ce chapitre nous a permis de maîtriser le risque découlant vers un BLEVE et ce par la mise en place d'un SIS composé d'un ensemble de détecteurs de Gaz et de lié à des automates programmables de sécurité qui commandent l'ouverture des vannes de refroidissement des sphères en cas d'incendie externe ou de fuite de gaz.

Par la suite , nous avons montré l'intérêt de l'approche utilisée, au travers une méthodologie qualitative (le graphe de risque pour le calcul du SIL requis) dans un premier temps et quantitative (GRIF, l'efficacité, le temps de réponse) dans l'évaluation des critères de performance.

En fin Ce système proposé répondent parfaitement à nos besoins en termes de niveau de sécurité et ceci après avoir vérifié l'adéquation du SIL réel (analytiquement et par le modèle markovien) de ces derniers avec le SIL requis déterminé par la méthode LOPA au chapitre 3. Mais aussi en termes de coût économique en justifiant sa mise en place grâce à l'étude technico-économique et ceci en comparant entre l'estimation de son coût avec ses avantages.

## V CONCLUSION GENERALE

Le travail effectué pour la maîtrise des risques majeurs, au niveau du complexe de traitement de gaz HAMRA, nous a conduits à déployer une démarche de gestion des risques et à proposer des solutions pour leurs maîtrises.

Afin de répondre à notre problématique, nous avons suivi un enchaînement logique qui consistait en l'utilisation d'un ensemble de méthodes et de techniques soigneusement choisies pour arriver à une maîtrise efficace et économiquement raisonnable après avoir détaillé un ensemble de notions et de concepts de base au chapitre I.

Le chapitre II de ce mémoire nous a donné les moyens de bien comprendre le fonctionnement du complexe pour mieux définir la méthodologie à suivre dans le but d'apporter des réponses à notre problématique.

Une démarche de gestion des risques qui a comme finalité la maîtrise de ces derniers, nécessite le déploiement d'une analyse qui consiste à identifier les sources de danger et à estimer la criticité des risques retenus. Le chapitre III a été dédié à cet effet où nous avons

Appliqué la méthode HAZOP sur la zone 180 pour les scénarios les plus complexes qui nécessitaient une étude plus approfondie et ceci en incluant les différentes barrières de sécurité existantes, l'interprétation des différents tableaux nous a permis de conclure que :

66,66% des dérives inacceptables découlaient des sphères de stockage GPL ; ces derniers donnaient lieu au phénomène BLEVE.

A partir des résultats précédent et connaissant le caractère dévastateur du BLEVE et l'environnement qui entoure le complexe HAMRA , nous étions dans l'obligation de modéliser les effets des flux thermiques et de surpression par logiciel le Phast pour déterminer les distances atteintes par chaque seuil et avoir une base de donnée lors de l'estimation du niveau de gravité.

L'évaluation des risques par l'emploi de la méthode LOPA sur les sphères nous a permis d'analyser les barrières existantes et de juger si elles sont adéquates en comparant la fréquence d'occurrence résiduel du scénario avec la fréquence cible obtenu par un critère d'acceptabilité propre au complexe de traitement de gaz.

Enfin, pour répondre au besoin de réduction du risque, nous avons effectué au chapitre VI des études pour recommander une barrière de prévention qui est un Système instrumenté de Sécurité composé de détecteurs de gaz, d'automates programmable de sécurité et de vannes régulatrice au niveau des sphères de stockage du GPL. Nous avons pu aussi justifier la mise en place de notre SIS en :

- Jugeant de l'adéquation de sa fonction et de son niveau d'intégrité de sécurité avec nos exigences exprimées lors de l'évaluation des risques ;
- La compilation avec le module SIL du logiciel GRIF fait découler l'évolution de la PFD en fonction du temps, à noter aussi les effets des tests périodiques sur l'évolution de la PFD représenté dans la figure et enfin la contribution de la valeur de la PFD en chaque niveau SIL.
- La chaine de Markov nous a permis de bien suivre notre sis proposé vers tous les états de défaillance possible en tenant compte de leur probabilité de défaillance et de leur variation pendant une période de temps quand la choisi d'une année et où nous avons trouvé suite à l'utilisation du module graphe de markov du logiciel GRIF et à l'aide des scripts conçus par le logiciel Matlab qu'après 1 an de fonctionnement de notre système instrumenté de sécurité le niveau de sil de notre sis est de niveau 3 est constant pendant toute la durée de l'année ce qui confirme la fiabilité de notre sis proposé d'où la conformité de notre sis par rapports à la norme IEC 61508
- Comparant entre les avantages qu'il procure avec son coût annualisé.

## VI RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

[1] : Norme CEI 61508, Sécurité fonctionnelle des systèmes électriques / électroniques / électroniques programmables relatifs à la sécurité – Parties 1 à 7, octobre-2010. Commission Electrotechnique Internationale, Genève, Suisse.

[2] : Lévy J., Lussault. Dictionnaire de géographie et de l'espace des sociétés. Belin, Paris. 2003.P 974.

[3] : MEDAD.L.Le plan de prévention des risques technologiques (PPRT) – Guide méthodologique.2007.P255.

[4] : Londiche. J, Analyse des risques, Document interne Ecole Nationale Supérieure des Mines de Saint-Etienne.2004.P460.

[5] Villemeur, A, Sûreté de fonctionnement des systèmes industriels. Number 2. Eyrolles, 1998.

[6] :Comission, I.E., Functional safety of electrical/electronic/programmable electronic safetyrelated systems in Part 4: Definitions and abbreviations. 2010. p. 1-50.

[7] : N.Ayault Evaluation des barrières techniques de sécurité. 2005

[8] : E.Fal, J.L., Conception et évaluation de la sécurité fonctionnelle des systèmes instrumentés de process industriels. INERIS 2000.

[9] :TOTAL, Module SIL-GRIF, in GRaphique Interactifs pour la Fiabilité, Documentation technique . 2013.p. 21.

[10] Mkhida, A, Contribution à l'évaluation de la sûreté de fonctionnement des Systèmes Instrumentés de Sécurité intégrant de l'Intelligence. PhD thesis, Nancy Université, Institut National Polytechnique de Lorraine, France, 2008.

[11] : DRANGUET, J.-M., Evolution des normes CEI 61588 et CEI 61511-Révision des normes de la sécurité fonctionnelle IEC 61508-61511. INERIS, 2009. 3eme rencontres en sécurité fonctionnelle (Les évolutions Fondamentales): p. 21.

[12] : Brissaud, F., CONTRIBUTIONS À LA MODÉLISATION ET À L'ÉVALUATION DE LA SÛRETÉ DE FONCTIONNEMENT DE SYSTÈMES DE SÉCURITÉ À FONCTIONNALITÉS NUMÉRIQUES, in Optimisation et Sûreté des Systèmes., UNIVERSITÉ DE TECHNOLOGIE DE TROYES avec L'INERIS. 2011. p. 229.

[13] : Charpentier, P., Architecture d'automatisme en sécurité des machines : Etude des conditions de conception liées aux défaillances de mode commun, Nancy Université, Institut National Polytechnique de Lorraine, France. 2002

[14] J.C.H. Schüller, m.sc, Methods for determining and processing probabilities,Red book from color books,Netherland,Second edition 1997

[15] MARVIN Rausand,Reliability of Safety-Critical Systems , Canada,2014,p.256

[16] : MEDAD.L. Le plan de prévention des risques technologiques (PPRT) – Guide méthodologique.2007.

[17] : E.Fal, J.L., Conception et évaluation de la sécurité fonctionnelle des systèmes instrumentés de process industriels. INERIS 2000.

[18] Innal, F. ,Contribution à la modélisation des systèmes instrumentés de sécurité et à

l'évaluation de leurs performances Analyse critique de la norme CEI 61508. PhD thesis, Université Bordeaux I, France, 2008.

[19] Site consulté en ligne : <http://www.mementodumaire.net/risques-technologiques/rt-1- risque-industriel/>

[20]. INERIS – DRA 35 - Outils d'analyse des risques générés par une installation industrielle ,2003

[21] M. ROYER, Méthode d'analyse des risques-Principe, Technique de l'ingénieur, 2009.

[22] Dennis, P. N., Safety and security review for process Industries, Application of HAZOP, PHA and What-If reviews, William Andrew,2008

[23]. INERIS – DRA 35 - Outils d'analyse des risques générés par une installation industrielle ,2003

[24] BARTHÉLÉMY B, QUIBEL J, , Gestion des risques de l'entreprise, technique d'ingénieur.2000.

[25]Yann FLAUW, C.L., Guide de mise en œuvre du principe ALARP sur les installations classées pour la protection de l'environnement (ICPE). 2014. P71(INERIS).

[26] données de l'entreprise

[27] Noyes, D., Gestion des risques par retour d'expérience dans le processus de réponse à appel d'offres. Institut National Polytechnique de Toulouse / Génie industriel 2014. P212.

[28] accidentologie lies aux stockages de GPL. ARIA (Bureau d'analyse des risques et pollution industrielles).

[29] MOTA.L ,AOUADI.A, Méthode HAZOP d'évaluation de risques,FERTIAL d'ALGERIE,2015.P26

## VII ANNEXES

### VII.1 ANNEXE 1

#### *1-Programme Matlab pour les calculs des données de l'approche markovienne :*

```
beta=input('dooner la valeur de beta: ');
betaD=input('dooner la valeur de betaD: ');
lamdaDD=input('dooner la valeur de lamdaDD: ');
lamdaDU=input('dooner la valeur de lamdaDU: ');
a00=-((2-betaD)*lamdaDD+(2-beta)*lamdaDU);
MRT=8;
MTTR=8;
taux=8760;
U1DD=1/MTTR
U1DU=1/((taux/2)+MRT)
U2DD=1/MTTR
U2DU=3/(taux+3*MRT)
a1=betaD*lamdaDD
a2=2*(1-betaD)*lamdaDD
a3=2*(1-beta)*lamdaDU
a4=beta*lamdaDU
a5=lamdaDD
a6=lamdaDU
A=[a00 2*(1-betaD)*lamdaDD 2*(1-beta)*lamdaDU betaD*lamdaDD 0 beta*lamdaDU
;U1DD -(U1DD+lamdaDD) 0 lamdaDD 0 0 ;U1DU 0 -(U1DU+lamdaDD+lamdaDU) 0
lamdaDDLamdaDU ;U2DD 0 0 -U2DD 0 0 ;0 0 U1DD 0 -U1DD 0;U2DU 0 0 0 0 -U2DU]
```



## Résultats de l'actionneur :

dooner la valeur de beta: 0.02

dooner la valeur de betaD: 0.01

dooner la valeur de lamdaDD:  $1.5 \cdot 10^{-6}$

dooner la valeur de lamdaDU:  $10^{-6}$

U1DD = 0.1250

U1DU =  $2.2789 \cdot 10^{-4}$

U2DD = 0.1250

U2DU =  $3.4153 \cdot 10^{-4}$

A =

-0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0	0.0000
0.1250	-0.1250	0	0.0000	0	0
0.0002	0	-0.0002	0	0.0000	0.0000
0.1250	0	0	-0.1250	0	0
0	0	0.1250	0	-0.1250	0
0.0003	0	0	0	0	-0.0003

## Résultas du capteur :

donner la valeur de beta: 0.02

donner la valeur de betaD: 0.01

donner la valeur de lamdaDD:  $2.25 \cdot 10^{-6}$

donner la valeur de lamdaDU:  $0.25 \cdot 10^{-6}$

U1DD = 0.1000

U1DU = 2.2789e-04

U2DD =0.1000

U2DU =3.4153e-04

## *2-Programme Matlab pour le calcul du cout annualisé :*

```
n=input('dooner la valeur de n: ');
Ct=input('dooner la valeur de Ct: ');
%O=input('dooner la valeur de O: ');
r=input('dooner la valeur de r: ');
cout=0;
for t=1:n
    cout=cout+(((Ct+0.05*Ct)/((1+r)^(t-1))))*((r*(1+r)^(n-1))/((1+r)^(n)-1)))
end
disp('la cout annualise est :')
disp(cout)
```

lesrusltat

>> yasser2

dooner la valeur de n: 10

dooner la valeur de Ct: 325000

dooner la valeur de O: 0.05

dooner la valeur de r: 0.06

cout =

4.3741e+04

cout =

8.5005e+04

cout =

1.2393e+05

cout =

1.6066e+05

cout =

1.9531e+05

cout =

2.2799e+05

cout =

2.5883e+05

cout =

2.8792e+05

cout =

3.1536e+05

cout =

3.4125e+05

la cout annualise est :

3.4125e<sup>+05</sup>

VII.2 Annexe 2 HAZOP :

Nœud	déviation	Causes	Conséquences	Risque			Sécurité/Détection	Actions correctives	Risque résiduelle		
				P	G	R			P	G	R
Colonne de distillation 10-C-02	Haute PRESSION	défaillance mécanique (des fissures) due à des réactions spécifiques avec le fluide contenu (GPL/CONDENSAT).	rupture complète et instantanée de la colonne 10-C-02  ---- feu de flaque, une explosion retardée  (VCE).BLEVE)	3	5	15	2 PSV avec envoi vers torche (PSV12 A/B)  -Sondes de différence de pression (tête-pied) avec report d'alarme haute en salle de  contrôle (PDI12 – PDAH)  -Sondes de pression avec report d'alarme haute en salle de contrôle (PRC13 – PAH) et régulation du débit de sortie en tête.  -Moyens d'interventions mobiles fixes  -Zone ATEX	-DéTECTEURS de gaz  -Programme d'inspection	2	3	6

Colonne de distillation 10-C-02	Bas Pression	L'ouverture de la vanne (PSV10 A/B) (défaillance de la boucle de régulation)  -fuite sur la colonne	Dépression vers la torche HP.  Retour de débit.	3	2	6	-2 PSV avec envoi vers torche (PSV10 A/B).  -Sondes de pression avec report d'alarme haute en salle de contrôle PRC07 (PAH).  -DéTECTEURS de gaz.  -Moyens d'interventions fixes et mobiles  -Zone ATEX	Programme d'inspection  De l'équipement	2	2	4
Colonne de distillation 10-C-02	Haut Niveau	Défaillance vannes sorties gaz et condensat (fermées).  Défaillance de système régulatrice	Rupture de la colonne  Débordement de condensat Dispersion de gaz Risque d'incendie /explosion en cas d'ignition	4	4	16	-Sondes de niveau haut et bas avec report d'alarme en salle de contrôle avec régulation du débit en pied (LIC14 LAH-LAL).  -Moyens d'interventions fixes et mobiles  -Zone ATEX  -Surveillance périodique	Programme d'inspection  De l'équipement  -DéTECTEURS de gaz  -exercices de simulation de lutte contre l'incendie	2	3	6

Colonne de distillation 10-C-02	Moins Niveau	Vanne d'entrée fermée Problème dans l'alimentation (en amont).	Problème d'alimentation du ballon séparateur.	2	2	4	-Sondes de niveau haut et bas avec report d'alarme en salle de contrôle avec régulation  du débit en pied (LIC14 LAH-LAL).  -Moyens d'interventions fixes et mobiles	Programme d'inspection De l'équipement	1	2	2
		Fuite, Corrosion	Débordement du condensat  Dispersion de gaz risque de feu en cas d'ignition	3	4	12	-Zone ATEX  -Surveillance périodique	-exercices de simulation de lutte contre l'incendie  -CND	2	3	6
Colonne de distillation 10-C-02	Haut Température	Feu dans la zone Température estivale	augmentation de pression  rupture de l'équipement donc un feu de flaque, une explosion retardée (VCE),	4	4	16	Sondes de température en tête et en pied (TI26 TAH et (TI61 TAL).  -Moyens d'interventions fixes et mobiles  -Zone ATEX  -Surveillance périodique.	Programme d'inspection De l'équipement  -exercices de simulation de lutte contre l'incendie.	3	3	9

							<p>Sondes de température en tête et en pied (TI26 TAH et (TI61 TAL).</p> <p>-Zone ATEX</p> <p>-Surveillance périodique.</p>					
Colonne de distillation 10-C-02	Bass Température	Température hivernale	<p>-chute de débit engorgement De la colonne.</p> <p>-déviation des caractéristiques du GPL Condensat.</p>	4	3	12	<p>Sondes de température en tête et en pied (TI26 TAH et (TI61 TAL).</p> <p>-Moyens d'interventions fixes et mobiles</p> <p>-Zone ATEX</p> <p>-Surveillance périodique.</p>	Réchauffeur	3	2	6	

							<p>Sondes de température en tête et en pied (TI26 TAH et (TI61 TAL).</p> <p>-Zone ATEX</p> <p>-Surveillance périodique.</p>			
Colonne de distillation 10-C-02	Moins Débit	Fermeture intempestif de la vanne d'entrée	<p>Chute de niveau</p> <p>Chute de pression</p> <p>Problème d'alimentation de séparateur.</p>	4	2	8	<p>Sondes de niveau haut et bas avec report d'alarme en salle de contrôle avec régulation du débit en pied (LIC14 LAH-LAL)</p> <p>-Zone ATEX</p> <p>-Surveillance périodique.</p>	3	2	6
Colonne de distillation 10-C-02	Trop Débit	Défaillance Vanne sortie gaz et condensat (ouverte complètement)	Chute de pression à l'intérieur de la colonne	4	2	8	<p>Sondes de niveau haut et bas avec report d'alarme en salle de contrôle avec régulation</p>	2	2	4



							du débit en pied (LIC14 LAH-LAL) -Zone ATEX -Surveillance périodique.				
Ballon séparateur 10-V-08	Inverse Débit	Arrêt de la pompe 10-P-04A/B Fermeture intempestive des vannes de la réception	Haute pression dans Le ballon séparateur 10-V-08 -Perte d'alimentation	3	4	12	-Clapet anti-retour. -indicateur de pression	-Contrôle régulière de l'état de la pompe. -Moyens d'interventions fixes et mobiles	2	3	6
Ballon séparateur 10-V-08	Pas débit	Bouchage de la sortie du ballon séparateur	Élévation du niveau de liquide dans le ballon séparateur 10-V-08 - perturbation opérationnelle dans La ligne d'alimentation	3	3	9	alarme de haut niveau,	-Moyens d'interventions fixes et mobiles	2	2	4
Ballon séparateur 10-V-08	Haute Pression	Bouchage dans la sortie (aval) du ballon séparateur 10-V-08	Surpression dans le ballon séparateur---Explosion	4	4	16	-Indiquer à la salle de contrôle «DCS» grâce à un manomètre. - Contrôle visuelle périodique des	-Contrôle fréquent de la pression du manomètre. -Entretien régulière	2	3	6

							manomètres par un agent (maintenance périodique)	préventif des manomètres. -Formations du personnel sur les dangers et les déclenchement des explosions.			
Ballon séparateur 10-V-08	Moins Pression	Pas assez de débit Retour de débit Manque d'alimentation	Perturbation au niveau de système d'instrumentation Problème d'alimentation pour l'unité de stockage	2	3	6	2 PSV avec envoi vers torche (PSV16 A/B) Sondes de pression avec report d'alarme haute et basse en salle de contrôle (PRC 16 PAH-PAL).	Programme d'inspection De l'équipement -exercices de simulation de lutte contre l'incendie (PII). -CND	2	2	4
		Rupture de séparateur Corrosion	Fuite de gaz Pollution environnement Donc une explosion retardée (VCE), un feu flash, un feu chalumeau et une boule de feu.	3	4	12	-Zone ATEX -Surveillance périodique. -Moyens d'interventions fixes et mobiles		2	3	6

Ballon séparateur 10-V-08	Moins Niveau	Vanne d'entrée de fermée Défaillance vannes de sorties (ouvertes complètement) Manque d'alimentation	Problème d'alimentation de la ligne d'alimentation des sphères.	3	2	6	Sondes de niveau haut avec report de valeur en salle de contrôle et interlock d'arrêt de l'alimentation (LAXH 27) Sondes de niveau bas avec report de valeur en salle de contrôle et interlock d'arrêt des pompes de sortie (LAXL 29, LAXL 30)	Programme d'inspection De l'équipement	2	2	4
		Rupture de séparateur Corrosion	Dispersion de gaz risque de feu en cas d'ignition	3	4	1 2	Sondes de niveau haut et bas avec report d'alarme en salle de contrôle (LIC 29 LAH-LAL, LIC 31 LAH-LAL)	-exercices de simulation de lutte contre l'incendie (PII)	2	3	6
Ballon séparateur 10-V-08	Haut Niveau	Défaillance vannes sorties gaz (fermées)	rupture de séparateur Dispersion de gaz	2	4	8	Sondes de niveau haut avec report de valeur en salle de	Programme d'inspection De l'équipement	1	3	3

			risque d'incendie /explosion en cas d'ignition				<p>contrôle et interlock d'arrêt de l'alimentation (LAXH 27)</p> <p>Sondes de niveau bas avec report de valeur en salle de contrôle et interlock d'arrêt des pompes de sortie (LAXL 29, LAXL 30)</p> <p>Sondes de niveau haut et bas avec report d'alarme en salle de contrôle (LIC 29 LAH-LAL, LIC 31 LAH-LAL)</p>	-exercices de simulation de lutte contre l'incendie (PII)			
Pompe 10-P-04A/B.	Pas débit	<p>Bouchage dans la sortie (aval) du ballon séparateur 10-V-08</p> <p>-Perte d'aspiration de la pompe-1 en raison du faible niveau de GPL dans le ballon séparateur 10-V-08</p>	<p>-surchauffe de la pompe pouvant provoquer une fuite de la garniture mécanique et un incendie possible.</p> <p>- perturbation opérationnelle dans La ligne d'alimentation</p>	4	3	12	<p>- Indiquer à la salle de contrôle «DCS» grâce à un débitmètre.</p> <p>- Contrôle visuelle périodique des manomètres par un agent (maintenance périodique)</p> <p>-détecteur de gaz</p>	-Entretien régulière préventif des débitmètres.  -Contrôle fréquent de la pression des débitmètres.	3	3	9

Pompe 10-P-04A/B	Haute Pression	-Vanne fermée sur la ligne d'alimentation  -bouchage dans l'aerore éfrégérateur10-EA-04(pas d'électricité).	- Rupture complète et instantanée de la ligne.  -fuite du GPL d'après les points de soudures et les joints de coordinations  -feu de chalumeau,  une explosion retardée (VCE) et un feu flash.	4	5	20	-Indiquer à la salle de contrôle «DCS» grâce à un manomètre.  -DéTECTEURS de gaz	Suivi de l'évolution de la pression  -Programme d'inspection de la pompe.	3	5	15
Pompe 10-P-04A/B	Bas Pression	Cavitation des pompes 10-P-04A/B.	Endommagement de la gamiture des pompes  10-P-04A/B.	4	2	8	-Indiquer à la salle de contrôle «DCS» grâce à un manomètre.  -Refroidissement des pompes	-Suivi de l'évolution de la pression.  -Programme d'inspection de la pompe.	3	2	6
Pipe d'alimentation	Haute pression	-bouchage partielles des pipes à cause de la présence du calcaire  -Déformation des pipes  -augmentation de la température climatique	Rupture complète et instantanée de la ligne.  -fuite du GPL d'après les points de soudures et les joints de coordinations  -feu de chalumeau,Bléve  une explosion retardée (VCE) et un feu flash.	5	5	25	-Sondes de pression avec alarme haute et basse reportée en salle de contrôle et régulation de vanne (PIC06 – PAH/PAL)  - Sondes de pression avec alarme haute et basse reportée en salle de contrôle (PI24 – PAH/PAL)	-Contrôle régulière de l'état de la ligne (pipe) (CND).  - Programme d'inspection.  -isolement de la ligne.	4	4	16

							<ul style="list-style-type: none"> <li>- Interlock d'arrêt des pompes d'alimentation</li> <li>10-P-04A/B</li> <li>-Moyens d'interventions mobiles (camion mixte, lances-canons, motopompes).</li> <li>-DéTECTEURS de gaz.</li> </ul>				
Pipe d'alimentation	Inverse Débit	-Bouchage dû à une déformation ou un objet à l'intérieur de la ligne.	Rupture complète et instantanée de la ligne. feu de chalumeau,  une explosion retardée (VCE) et un feu flash.	3	4	12	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Sondes de différence de pression avec interlock ESD de la station de compression (PDAXH54).</li> <li>-DéTECTEURS de gaz.</li> <li>-Sondes de pression avec alarme haute et basse reportée en salle de contrôle (PI54 – PAH/PAL).</li> <li>-Moyens d'interventions mobiles et fixes</li> </ul>	-Contrôle régulière de l'état de la ligne (CND).  - Programme d'inspection.	2	3	6

Pipe d'alimentation	Variation de la composition	-Présence du sable. -Présence d'eau. -Présence de sels	-Corrosion des pipelines et des équipements. -Problème au niveau du Colonne et du séparateur. -Perte de production. -Perturbation du travail des vannes	5	4	20	-Analyse d'échantillon. -Des inhibiteurs de corrosions. -Prise d'échantillons et analyse dans le laboratoire	-Inspection dès l'équipement.	4	3	12
Sphère de stockage du GPL (180-T-02A)	Pas de débit	-Laissez la vanne de l'entrée (de sphère) à position fermée ou défaillante.	-Endommagement de la sphère	4	3	12	- Indicateur et transmetteur de niveau (alarmes de niveau bas et très bas) LI05. - Moyens d'interventions mobiles et fixes	-Contrôle et vérification de l'état des vannes - Intervention Et maintenance. -sensibilisation les opérateurs concernant ces situations	2	3	6
Sphère de stockage du GPL (180-T-02A)	Trop débit	défaillance de clapet anti-retour de l'un des sphères voisines. (transvasement d'un bac vers l'autre en production)  -augmentation intempestive de la richesse du puits	- inflammation /explosion -Augmentation de pression inflammation/explosion	2	5	10	SYSTEME DE CONTROLE DCS -matérielles extinction fixe et mobile	-inspection et régulière périodique des lignes expédition  -sensibilisation les opérateurs concernant ces situations	1	4	4

								-les exercices de simulation			
Sphère de stockage du GPL (180-T-02A)	Moins température	-Conditions climatiques température de l'air ambiant basse (hiver).	-Risque de bouchage des canalisations. -Mauvaise pompage (endommagement la pompe 10-P-04A/B).	3	3	9	- Détection visuelle (vérifier l'état du GPL stocké)	Inspection périodique de la Propriétés physico-chimiques Du GPL	2	3	6
Sphère de stockage du GPL (180-T-02A)	Haute température	-défaillance dans le système Aéroréfrigérateur 10-EA-04(pas d'électricité). -élimination insuffisante de chaleur défaut de (refroidissement). -feu extérieur. -variation de pression. -erreur opérateur.	--Risque d'incendie et l'explosion de la sphère. _ évaporation du GPL. _ augmentation de pression. _ GPL instable. _ possibilité d'inflammation au d'auto inflammation.	5	5	25	-bouchon fusible - Pare-soleil sur la partie supérieure de la sphère -refroidissement De la sphère par les couronnes d'arrosage.	-diminuer l'alimentation en évitant le transfert du fluide -- Contrôle et vérification des systèmes d'extinction. -les exercices de simulation. - Préparer les moyens d'intervention -détecteur de gaz.	4	4	16
Sphère de stockage du GPL (180-T-02A)	Très bas Le niveau	-Rupture dans la ligne d'alimentation/expédition. -problème dans les vannes -fuit au niveau de la sphère	Risque de cavitation de la Pompes 10-P-04A/B. -Création d'une atmosphère explosive. -Risque d'apparence de feu.	2	4	8	- Indicateur et transmetteur de niveau (alarmes de niveau bas et très bas) LI05. -Les corons de refroidissement	-Vérifier les instruments de contrôle de niveau - Contrôler le circuit de remplissage de bac	1	3	3



								- Contrôle régulière de l'état de la sphère (CND).			
Sphère de stockage du GPL (180-T-02A)	Très haut le niveau	-Défaillance au niveau du circuit de vidange (clapet, filtre, vanne).  -Le débit trop élevé.  -Défaillance les instruments de contrôle. (débit mètre)  - temps de remplissage dépassé	- Débordement de la sphère  Risque d'explosion----bléve	5	5	25	- Indicateur et transmetteur de niveau (alarmes de niveau bas et très bas) LI05.  - Système de refroidissement (couronne)	-Vérifier les instruments de contrôle de niveau  -sensibilisation des opérateurs pour être vigilant au cours de ces opérations	4	4	16
Sphère de stockage du GPL (180-T-02A)	Très haute Pression	-Augmentation excessive de la température (incendie à proximité de la sphère).  -La sphère est en sur remplissage.  -Conditions climatique (été)  -Mauvais fonctionnement de PSV du réglage de pression de la sphère 'défaillance de tarage'  -Erreur opérateur	-Endommagement de la sphère (surpression) Risque d'explosion----bléve	5	5	25	Détecteur de feu  2 PSV reliées aux torches (PSV510A/B)  - Sondes de pression avec report d'alarme haute et basse en salle de contrôle (PIC13)  - Système de refroidissement (couronne)  -soupape	Des exercices de simulation  -Entretien régulière préventif des manomètres  .-Contrôle fréquent de la pression du manomètre.  -Formations du personnel sur le danger et les déclenchement des incendies.  -des exercices pour éviter les	4	4	16

								déclanchement des feux			
Sphère de stockage du GPL (180-T-02A)	Bas Pression	Défaillance de la boucle de régulation de la pression et ouverture d'une vanne vers torche (PSV)	-Envoi du gaz vers la torche HP -Perte de production. -Retour de débit	4	2	8	- Sondes de pression avec report d'alarme haute et basse en salle de contrôle (PIC13) - Système de refroidissement (couronne)	-Initiation de l'arrêt d'urgence de l'installation.	3	1	3
Pompe 180-P-03A/B.	Pas de débit	-Bouchage dans la sortie de la sphère de stockage 180-T-02A -calcination des pipes d'alimentation de la pompe	-surchauffe de la pompe pouvant provoquer une fuite de la garniture mécanique et un incendie possible. - perturbation opérationnelle de la Pompe 180-P-02A/B/C.	4	4	16	- Indiquer à la salle de contrôle «DCS» grâce à un débitmètre. - Contrôle visuelle périodique des manomètres par un agent (maintenance périodique) -détecteur de gaz -détecteur de feu (file thermosensible) -extinction automatique à poudre	-Entretien régulière préventif des débitmètres. -Contrôle fréquent de la pression des débitmètres.	3	2	6

Pompe 180-P-03A/B.	Haute débit	-ouverture instantané des vannes de la sortie des sphères de stockages	-Ouverture des soupapes au refoulement des pompes qui causera une dispersion du GPL et un incendie possible.  - perturbation opérationnelle de la Pompe 180-P-02A/B/C.	3	4	12	- Indiquer à la salle de contrôle «DCS» grâce à un débitmètre.  - Contrôle visuelle périodique des manomètres par un agent (maintenance périodique)  -détecteur de gaz  -détecteur de feu (file thermosensible)  -extinction automatique à poudre	-Entretien régulière préventif des débitmètres.  -Contrôle fréquent de la pression des débitmètres.	3	2	6
Pompe 180-P-03A/B.	haute Pression	-Vanne fermée ou moyennement fermée sur la fin de la ligne d'expédition	.Ouverture des soupapes au refoulement des pompes qui causera une dispersion et un incendie possible.	3	4	12	-Indiquer à la salle de contrôle «DCS» grâce à un manomètre.  -DéTECTEURS de gaz  -détecteur de feu (file thermosensible)  -extinction automatique à poudre	Suivi de l'évolution de la pression  -Programme d'inspection de la pompe.	2	3	6

Pompe 180-P-03A/B.	Haute Température	-débit très bas reçus de la sphère du GPL qui causera un frottement mécanique des ailettes de la pompe  - augmentation de la température climatique	surchauffe de la pompe pouvant provoquer une fuite de la garniture mécanique et un incendie possible.	3	4	12	-Indiquer à la salle de contrôle «DCS» grâce à un manomètre.  -DéTECTEURS de gaz  -détecteur de feu (file thermosensible)  -extinction automatique à poudre	Suivi de l'évolution de la pression  -Programme d'inspection de la pompe.	1	3	3
Pompe 180-P- 02A/B/C.	Pas de débit	-Bouchage dans la sortie de la Pompe 180-P-03A/B  -Perte d'aspiration de la pompe à cause du faible niveau de GPL dans la Pompe 180-P-03A/B.	-surchauffe de la pompe pouvant provoquer une fuite de la garniture mécanique et un incendie possible.  - perturbation opérationnelle dans  La ligne d'expédition	4	4	16	- Indiquer à la salle de contrôle «DCS» grâce à un débitmètre.  - Contrôle visuelle périodique des manomètres par un agent (maintenance périodique)  -détecteur de gaz  -détecteur de feu (file thermosensible)  -extinction automatique à poudre.	-Entretien régulière préventif des débitmètres.  -Contrôle fréquent de la pression des débitmètres.	3	3	9
Pompe 180-P- 02A/B/C.	Haute Pression	-Vanne fermée ou moyennement fermée sur la	.Ouverture des soupapes au refoulement des pompes	3	2	6	-Indiquer à la salle de contrôle «DCS»	Suivi de l'évolution de la pression	2	1	2

		fin de la ligne d'alimentation					grâce à un manomètre. -DéTECTEURS de gaz -dÉTECTEUR de feu (file thermosensible) -extinction automatique à poudre	-Programme d'inspection de la pompe.			
Pompe 180-P-02A/B/C.	Bas Pression	Cavitation des pompes 10-P-04A/B.	Endommagement de la garniture des pompes 180-P-02A/B/C qui suit un incendie possible	3	4	12	-Indiquer à la salle de contrôle «DCS» grâce à un manomètre. -dÉTECTEUR de feu (file thermosensible) -extinction automatique à poudre	-Suivi de l'évolution de la pression. -Programme d'inspection de la pompe.	2	3	6
Pompe 180-P-02A/B/C.	Haute Température	-débit très bas reçus de la Pompe 180-P-03A/B qui causera un frottement mécanique des ailettes de la pompe - augmentation de la température climatique	surchauffe de la pompe pouvant provoquer une fuite de la garniture mécanique et un incendie possible.	3	4	12	-Indiquer à la salle de contrôle «DCS» grâce à un manomètre. -DéTECTEURS de gaz -dÉTECTEUR de feu (file thermosensible)	Suivi de l'évolution de la pression -Programme d'inspection de la pompe.	2	3	6

							-extinction automatique à poudre				
Pipe d'expédition	Haute pression	-bouchage partielles des pipes à cause de la présence du calcaire  -Déformation des pipes  -augmentation de la température climatique	-Rupture complète et instantanée de la ligne.  -Flaque de GPL liquide  -Nuage de vapeur lourde  -feu de chalumeau	4	5	20	-Sondes de pression avec alarme haute et basse reportée en salle de contrôle et régulation de vanne (PIC06 – PAH/PAL)  -Sondes de pression avec alarme haute et basse reportée en salle de contrôle (PI24 – PAH/PAL)  -Interlock d'arrêt des pompes d'expédition  -Interlock de fermeture des vannes d'expédition	-Contrôle régulière de l'état de la ligne (pipe) (CND).  - Programme d'inspection.  -isolement de la ligne.	3	4	12
Pipe d'expédition	Haute température	-augmentation de la température climatique  -augmentation de la pression dans les pipes  -augmentation du débit d'écoulement	-Rupture complète et instantanée de la ligne.  Ainsi que les point de soudure du pipe  -Flaque de GPL liquide  -Nuage de vapeur lourde	3	5	15	-Réseau poteaux incendie  -Bacs à émulseurs au niveau de chaque canon moniteur mixte d'une capacité de 1000 l.	-Contrôle régulière de l'état de la ligne (CND).  - Programme d'inspection.	2	4	8

			-feu de chalumeau								
Pipe d'expédition	Pas de Débit	-Bouchage dû à une déformation ou un objet à l'intérieur de la ligne. -fuite dans les zones de coordination du pipe à cause du corrosion	- perturbation opérationnelle dans La ligne d'expédition -perte économique énorme	4	3	12	-débit mètre à la sortie du pipe d'expédition	-Contrôle régulière de l'état de la ligne (CND). - Programme d'inspection.	3	3	9
Pipe d'expédition	Variation de la composition	-Présence du sable. -Présence d'eau. -Présence de sels	-Corrosion des pipelines et des équipements. -Problème au niveau du Colonne et du séparateur. -Perte économique -Perturbation du travail des vannes	4	3	12	-Analyse d'échantillon. -Des inhibiteurs de corrosions. -Prise d'échantillons et analyse dans le laboratoire	-Inspection des équipements.	2	3	6

## VII.3 Annexe 3-Accidentologie

### Accidentologie interne

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

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



<b>2009 - PORT BEJAIA</b>	Pipe	Le cisaillement du pipe est provoqué par une manœuvre d'une remorque de l'EPB	/
---------------------------	------	---	---

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

<b>Accidents / Lieu</b>	<b>Equipments</b>	<b>Types de produit</b>	<b>Scénarios</b>	<b>Conséquence</b>
<b>Refineries Feyzin, France, 04/01/1966</b>	L'installation de stockage de GPL (quatre sphères de propane de 1200 m3, quatre sphères de butane de 2000 m3, ainsi que deux réservoirs cylindriques horizontaux.	Liquids inflammables propane /butane	Trois sphères de butane s'ouvrent sans donner matière à un BLEVE.	-Le village de Feyzin, distant d'environ 400 mètres est touché par les ondes de surpression successives. Au total 11 réservoirs sont détruits, des missiles sont projetés jusqu'à 800 mètres. Accident causa 18morts et 84 blesses.
<b>Ixhuatepec, Mexico, Mexique 19/11/1984</b>	Le site de stockage était constitué de 4 sphères de GPL, d'un volume unitaire de 1600 m3, de deux	GPL	Série de BLEVE sur une installation de GPL	-Quelques minutes après l'inflammation du nuage, deux des plus petites sphères donnent matière à des BLEVE,

	<p>sphères de 2400 m<sup>3</sup> de volume unitaire et de 48 réservoirs cylindriques horizontaux.</p>			<p>engendrant la formation d'une boule de feu (d'un diamètre évalué, sans certitude, à 350 ou 400 mètres) ainsi que l'éjection d'un ou deux réservoirs cylindriques.</p> <p>-Les effets thermiques et l'éjection de fragments entraînent, par effet domino, d'autres BLEVE.</p> <p>-Cet accident causa au total le décès de plus de 500 personnes. Il y eut environ 7000 blessés et 39000 personnes évacuées.</p> <p>Des fragments de sphères furent retrouvés à plus de 600 mètres.</p>
<p><b>RAFFINERIE (TEXAS CITY,</b></p>	<p>D'un réservoir sphérique d'isobutane d'une capacité de 800 m<sup>3</sup></p>	<p>Isobutane</p>	<p>Succession de BLEVE</p>	<p>-Le nuage est enflammé par une source non identifiée et un feu de</p>

<p><b>TEXAS, USA,30/05/1978)</b></p>				<p>type chalumeau se forme à la fuite. Moins d'une minute après, la sphère donne matière à un BLEVE. Plusieurs BLEVE de petits réservoirs se produisent ensuite, puis 20 minutes plus tard, une autre explosion survient. Il s'agit du BLEVE d'une autre sphère de 800 m3 de capacité.</p>
<p><b>LOS ALFAQUES, ESPAGNE, 11/07/1978</b></p>	<p>Un camion transportant 23,5 tonnes de propylène</p>	<p>Propylène</p>	<p>Un BLEVE se produit engendrant notamment une boule de feu.</p>	<p>La citerne est fissurée et l'inflammation du rejet gazeux qui se forme entraîne une augmentation de la pression interne et une détérioration des parois de la citerne. Consécutivement à une première explosion, un</p>

				BLEVE se produit engendrant notamment une boule de feu. Cet accident fut la cause de 216 morts et plus de 200 blessés dans un rayon de 125 m (Lees,1996).
<b>ARIA N° 100, Le 19/08/1988, JAPON ASAHIKAWA</b>	Une fuite de GPL issue de l'unité de compression des gaz résiduels dans l'atelier d'inspection et de remplissage des bouteilles.	GPL	Explosion suite à une fuite de GPL.	Une explosion (cause d'allumage indéterminée) et un incendie ; 1207 bouteilles sont détruites au cours du sinistre qui a fait 3 morts et 2 blessés sur le site. Les trains sont arrêtés et la production électrique est perturbée
<b>(KAMENA VOURLA) GRECE, le 30/04/1999</b>	Camion-citerne contenant 18 tonnes de GPL.	GPL	BLEVE	Une fuite de GPL qui s'enflamme, Trente minutes plus tard, un BLEVE se produit. la formation d'une boule de feu d'environ 100 m de rayon et 150 m de

				hauteur. De grosses gouttes de GPL liquide en feu pleuvent sur des distances de 300 à 400 m.
<b>ARIA N° 36310, le 25/06/2009; France, Port-La- Nouvelle.</b>	Dans un dépôt de GPL de 1250 m <sup>3</sup> une fuite de propane se produit vers 14h45 sur une vanne de purge d'une des pompes des 3 réservoirs sous talus (2 x 500 m <sup>3</sup> + 1 x 250 m <sup>3</sup> ), mis en service début juin en remplacement de 3 sphères aériennes; le jet vertical de gaz (7 bar) de 6 à 8 m s'enflamme en moins de 5 s.	GPL	Fuite enflammée sur vanne de purge	La fuite enflammée perdure pendant 35 min, le temps nécessaire pour brûler le propane présent dans la canalisation de 250 mm de diamètre et de 20 m de long entre la vanne de sectionnement en soutirage du réservoir et le point de fuite. Après extinction, la vanne de purge est refermée manuellement ; le POI est levé à 15h40. Aucun blessé n'est à déplorer ; les eaux de refroidissement ont été

				confinées sur le site. La fuite de gaz est estimée à 350 kg.
<b>ARIA N° 29590, le 23/04/2004 Allemagne</b>	Dans une raffinerie, un "flash"de GPL se produit lors d'un transfert entre un stockage fixe et une citerne routière	GPL	Flash de GPL	Le jour de l'accident, le chargement d'une citerne est en cours quand le raccord vissé entre le bras de chargement et la citerne fuit. Le nuage ainsi formé s'enflamme enveloppant le chauffeur. Ce dernier, grièvement brûlé, décèdera de ses blessures par la suite