

وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

BADJI MOKHTAR- ANNABA UNIVERSITY  
UNIVERSITÉ BADJI MOKHTAR- ANNABA



جامعة باجي مختار عنابة

Faculté : Sciences de L'Ingéniorat

Département : Électromécanique

## MÉMOIRE

Présenté en vue de l'obtention du diplôme de Master

### *Maitrise et prévention des risques industriels majeurs*

*Etude de cas : bac de stockage d'ammoniac*

*Unité NH<sub>3</sub> –FERTIAL- ANNABA*

Domaine : Sciences et Technologie

Filière : Hygiène et Sécurité Industrielle

Spécialité : Hygiène et Sécurité Industrielle

Par :

- MEBREK AIDA
- AYACHE NARIMANE

DEVANT LE JURY

Président :	Mr HEROUS.L	U.B.M. Annaba
Directeur de mémoire :	Mr ABDEREZZAK.H	U.B.M. Annaba
Examineur :	Mme KHALFA.D	U.B.M. Annaba
Examineur :	Mr KERFALLS	U.B.M. Annaba

# *Remerciement*

*Nous tenons tout d'abord à remercier Dieu le tout puissant et miséricordieux, qui nous a donné la force et la patience d'accomplir ce modeste travail.*

*En second lieu, je tiens à remercier très chaleureusement **M<sup>me</sup>Khalfa Dalila** qui nous permis de bénéficier de son encadrement.. Vous avez bien voulu nous confier ce travail riche d'intérêt et nous guider à chaque étape de sa réalisation malgré ses obligations professionnelles.*

*En guise de reconnaissance, nous tenons à témoigner nos sincères remerciements à toutes les personnes qui ont contribués de près ou de loin au bon déroulement de*

*Notre stage de fin d'étude et à l'élaboration de ce modeste travail.*

*Nous tenons à remercier l'ensemble du personnel de l'entreprise **FERTIAL ANNABA** pour leur patience, leurs conseils pleins de sens et pour le suivi et l'intérêt qu'ils ont portaient à nos travaux .Dans l'impossibilité de citer tous les noms, mes sincères Remerciements vont à tous ceux et celles, qui de près ou de loin, ont permis par leurs conseils et leurs compétences la réalisation de ce mémoire.*

*Enfin, nous n'oserions oublier de remercier tout le corps professoral de **Département électromécanique**, pour le travail énorme qu'il effectue pour nous créer les conditions les plus favorables pour le déroulement de nos études*

*Nos remerciements s'adressent à nos professeurs à leurs aides pratiques et leurs soutiens moraux qui doivent voir dans ce travail la fierté d'un savoir bien acquis.*



## *Dédicaces*

*Membre aida*

*A mon père*

*Aucune dédicace ne saurait exprimer l'amour, l'estime, le dévouement et le respect que j'ai toujours eu pour vous. Rien au monde ne vaut les efforts fournis jour et nuit pour mon éducation et mon bien être. Ce travail est le fruit de tes sacrifices que tu as consentis pour mon éducation et ma formation.*

*À ma très chère mère*

*Affable, honorable, aimable : Tu représentes pour moi le symbole de la bonté par excellence, la source de tendresse et l'exemple du dévouement qui n'a pas cessé de m'encourager et de prier pour moi. Ta prière et ta bénédiction m'ont été d'un grand secours pour mener à bien mes études*

*Je te dédie ce travail en témoignage de mon profond amour. Puisse Dieu, le tout puissant, te préserver et t'accorder santé, longue vie et bonheur.*

*A mes sœurs Rima, Sarra*

*Mes chères sœurs qui m'ont le père et la mère, les mots ne suffisent guère pour exprimer l'attachement, l'amour et l'affection que je porte pour vous. Mes anges gardiens et mes fidèles compagnons dans les moments les plus délicats de cette vie mystérieuse.*

*À mes frères Djallél, Hamza*

*En témoignage de l'attachement, de l'amour et de l'affection que je porte pour vous. Je vous dédie ce travail avec tous mes vœux de bonheur, de et de réussite*

*À mon neveu : yahíya et son père samír*

*Ainsi qu'à tous ceux que j'aime et m'aiment*



## *Dédicaces*

*A ma très chère mère*

*Quoi que je fasse ou que je dise, je ne saurai point te remercier comme il se doit. Ton affection me couvre, ta bienveillance me guide et ta présence à mes côtés a toujours été ma source de force pour affronter les différents obstacles.*

*A mon très cher père*

*Tu as toujours été à mes côtés pour me soutenir et m'encourager.  
Que ce travail traduit ma gratitude et mon affection.*

*A ma Chère sœur Nesrine et Son mari, qui n'ont pas cessée de me conseiller,  
encourager et soutenir tout au long de mes études .  
Que Dieu les protège et leurs offre la chance et le bonheur.*

*A mon adorable petit frère Zine DDine  
Qui sait toujours comment procurer la joie et le bonheur pour toute la*

*Famille.*

*A mes oncles et mes tantes et mes cousins et cousines  
Que Dieu leur donne une longue et joyeuse vie. Merci pour leurs amours et leurs encouragements.*

*Au nom de l'amitié, un sentiment qu'on ne doit jamais oublier, au nom de tous les amis qui respirent la vie, que j'ai vécu avec eux mes plus belles histoires.*

*A vous tous je dédie ce mémoire*



*Narimane Ayache*



## **Résumé**

La principale vocation de la sécurité est d'éliminer les risques inacceptables qui pourraient être responsable de blessures physiques, d'atteinte à la santé des personnes, dégrader l'environnement et causer des pertes de production à coût élevé.

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/Programmable Electronic Safety- related systems), c'est-à-dire les systèmes électroniques et électriques de sécurité.

La norme **CEI 61511** décrit différentes méthodes pour déterminer le niveau d'intégrité de sécurité d'une fonction instrumentée de sécurité **SIL** « *Safety Integrity Level* ».

Cette étude est accomplissait sur le site du complexe FERTIAL Annaba. Ayant pour objectif maîtrise du risque au niveau de la section chaudière à vapeur « chaudière C » présenté au niveau d'unité de centrale d'utilités afin d'évaluer le niveau **SIL** ainsi d'apporter une amélioration du fonctionnement et des performances de ses installations, ainsi que leur sécurisation.

Dans cette étude, on a utilisé la méthode **HAZOP** pour identifier tous les scénarios et décortiquer leurs enchainements.

Ainsi, une sélection des scénarios à la base d'une cotation. Ensuite déterminer le niveau d'intégrité de sécurité par la méthode des graphes du risque « **SIL requis** ». Le risque résiduel fait l'objet d'une étude **LOPA** dans le but de vérifier le niveau d'intégrité de sécurité requis « **SIL requis** ».

Les résultats et l'analyse des scénarios ont abouti à plusieurs SIL tels que le plus élevé est de SIL3 ce qui juge que le risque est inacceptable. À cette optique, on a justifié la nécessité de la mise en place d'un système instrumenté de sécurité de niveau d'intégrité 4.

**Mots-clés** : la norme **CEI 61508**, Chaudière à vapeur, HAZOP , SIL, PFD, LOPA, SIS.

## ***Abstract***

The main purpose of security is to eliminate unacceptable risks that might be responsible for physical injuries, damage to human health, degrade the environment and cause losses of high-cost production.

Security, this is obviously not that of the organization. It is also to follow methodologies, technical resources to deploy. And for that, has become a standard international: IEC 61508. This is a standard oriented "performances", that is to say, it gives the user the task of carrying out its risk analysis and she suggests ways to reduce it. It focuses on the E / E / PE (Electrical / Electronic / Programmable Electronic Safety-related systems), that is to say electronic systems and electrical safety. IEC 61511 describes various methods for determining the level of safety integrity of a safety instrumented function (SIL Safety Integrity Level).

This study was performed on the complex FERTIAL Annaba. With the aim of mastering the risk at the steam boiler section (boiler GB1150 C) present at utility plant unit level 2 to assessing his SIL provide improved operation and performance its facilities and their security.

We used the HAZOP method to identify all scenarios and analyzing their chains, in addition to a selection of scenarios based on a quotation. Then determine the level of safety integrity by the risk graph method (SIL required). The residual risk is the subject of LOPA with the aim of verifying the required safety integrity level (the required SIL).

The results and analysis of scenarios end in several SIL, such as the highest one: SIL3, which means that the risk is unacceptable. Accordingly, we have justified the necessity of establishing a safety instrumented system with an integrity level of 4.

**Key words:** *Norme CEI 61508* ,Steam boiler,HAZOP, SIL, PFD, LOPA, SIS.

## ملخص

إن أهمية مهنة الأمن تتمثل في القضاء على المخاطر الغير مقبولة التي يمكن أن تكون المسؤولة عن الإصابات البدنية و إلحاق الضرر بصحة الناس و كذلك إحداث خسائر عالية من ناحية الإنتاج.

الأمن ليس فقط مجرد تنظيم بل هو أيضا عبارة عن منهجيات ووسائل تقنية يجب إتباعها ولهذا تم فرض على الصعيد لتقليل المخاطر وهو يركز على (IEC61508) الدولي يترك للمستخدم مهمة إجراء تحليل المخاطر ويقدم له طرق معيار الأنظمة المتعلقة بالسلامة) أي أنظمة السلامة الإلكترونية , البرمجة الإلكترونية, الكتر وتقني, النظام إ ب إ ( إلكترونيك (Sfety Integrity Level) .SIL والكهربائية يصف هذا المعيار طرقًا مختلفة لتحديد مستوى سلامة الأمان هاته الدراسة تمت على مستوى مؤسسة فرتيال عنابه من اجل السيطرة على المخاطر في قسم المولدات البخارية لتقييم مستوى السلامة و تحسين أداء منشاتها وأمنها.

من اجل تحديد جميع السيناريوهات و تفصيل مراحل حدوثها و كذلك عملية انتقاء HAZOP نطبق دراسة وأيضاً دراسة (SIL)السيناريوهات على أساس التقدير ثم نحدد مستوى السلامة باستخدام طريقة الرسم البياني للمخاطر ( . للتحقق من المستوى المطلوب لتكامل السلامةLOPAتحليل طبقات

نتائج و تحليلات السيناريوهات اظهر العديد من المستويات اعلاهم المستوى الرابع ..

**كلمات الدالة: المولدات البخارية, HAZOP , SIS , LOPA , PFID , SIL**

## Liste des figures

### Chapitre I.

Figure 1. 1. L'espace du risque.....	6
Figure 1. 2. Relation entre les notions de danger et de risque.....	6
Figure 1. 3. CEI 61508 et ses déclinaisons par secteur d'application.....	8
Figure 1. 4: Système instrumenté de sécurité (SIS ou SRS E/E/P).....	10
Figure 1. 5: Diagramme du bloc physique 1oo1.....	13
Figure 1. 6: Diagramme du bloc physique 1oo2.....	13
Figure 1. 7: Diagramme du bloc physique 2oo2.....	14

### Chapitre II.

Figure 2. 1: historique HAZOP.....	17
Figure 2. 2: graphe de risque <<sécurité des personnes>> d'après IEC 61511.....	25
Figure 2. 3: Répartition des méthodes d'analyse.....	29
Figure 2. 4: Différentes couches de protection suivant LOPA.....	30
Figure 2. 5: Processus général de la méthode LOPA.....	34
Figure 2. 6. Typologie des barrières de sécurité.....	35

### Chapitre III.

Figure 3. 1. Localisation de Fertial par rapport à la ville d'Annaba.....	44
Figure 3. 2: Localisation géographique de Fertial Annaba par Google Earth.....	45
Figure 3. 3: Localisation des activités limitrophes du complexe Fertial - Annaba.....	48
Figure 3. 4. Unité d'ammoniac.....	48
Figure 3. 5. schéma représentative désulfurations de gaz naturel.....	50
Figure 3. 6. schémas représentatif du reforming primaire et secondaire.....	52
Figure 3. 7. schémas représentatif de réaction de shift (104_D).....	53
Figure 3. 8. Schémas représentatif de purification de gaz.....	55
Figure 3. 9. Schéma représentatif de méthanisation.....	56
Figure 3. 10. Schéma représentatif du compression du gaz de synthèse purifié.....	58
Figure 3. 11. schéma représentatif de la synthèse de réfrigération de l'ammoniac.....	60
Figure 3. 12. les soupapes de sécurité.....	61
Figure 3. 13. le contrôle des soupapes.....	61
Figure 3. 14. schéma représentatif du stockage d'ammoniac.....	63

### Chapitre V.

Figure4. 1. Matrice des risques HAZOP.....	67
Figure 4. 2. Principe d'IPL selon le CCPs.....	75
Figure4. 3. Principe ALARP.....	76
Figure 4. 4. Description du scénario N°01 suivant la méthode LOPA.....	79
Figure 4. 5. Description du scénario N°02 suivant la méthode LOPA.....	83
Figure 4. 6. Description du scénario N°03 suivant la méthode LOPA.....	85
Figure4. 7. Description du scénario N°04 suivant la méthode LOPA.....	88

## Liste des tableaux

### Chapitre I.

tableau 1. 1. Niveaux d'intégrité de sécurité (SIL) en fonction des mesures cibles de défaillances .....	11
tableau 1. 2. Niveau d'intégrité de sécurité maximale admissible pour une sécurité fonction exécutée par un élément ou sous-système de sécurité de type A. ....	15
tableau 1.3. Niveau d'intégrité de sécurité maximale admissible pour une sécurité fonction réalisée par un élément ou sous-système de sécurité de type B. ....	15

### Chapitre II.

tableau2. 1. Méthode HAZOP originelle (déterministe).....	21
tableau2. 2. Méthode HAZOP semi-quantitative (probabiliste).....	21
tableau2. 3. Signification des termes utilisés dans la méthode des graphes de risques. ....	23
tableau2. 4. Échelles de cotation des paramètres d'évaluation du risque. ....	23
tableau2. 5. Échelles de cotation des paramètres d'évaluation du risque .....	25
tableau2. 6. graphe de risque <<sécurité des personnes>> d'après IEC 61511.....	25
tableau2. 7. Domaines d'expertise des différents participants à une revue LOPA.....	29
tableau2.8. Exemples de dispositifs actifs et passifs.....	35
tableau2.9. Proposition de fréquences d'occurrence pour des événements initiateurs.....	37

### Chapitre III.

tableau3. 1. Liste des capacités de production de chaque unité.....	46
---	----

### Chapitre V.

tableau4.1. Paramètres et mots clés pour l'HAZOP.....	66
tableau4.1. les classes de probabilité .....	67
tableau4.2. les classes de gravité .....	68
tableau4.3. noeud1-systèmes de refroidissement d'ammoniac .....	69
tableau4.4. les niveaux sil retenue pour chaque fonction de sécurité instrumenté .....	74
tableau4.5. analyse du scénario 1 .....	80
tableau4.6. analyse du scénario 2 .....	82
tableau4.7. analyse du scénario 3 .....	86
tableau4.8. analyse du scénario4 .....	89

## ***GLOSSAIRE***

***Signe***      ***signification***

**BCPS**      Basic Process Control System

**APS**      Automate Programmable de Sécurité

**CCPS**      Center for Chemical Process Safety

**HAZOP**      Hazard and Operability Analysis

**IPL**      Independent Protection Layer

**LOPA**      Layer of Protection Analysis

**E/E/EP**      électrique/électronique / électronique programmable

**CEI (IEC)**      Commission E l e c t r o n i q u e & Electrotechnique Internationale

**MTBF**      Mean Time Between Failure / Moyenne des temps de bon fonctionnement

**MTTR**      Mean Time To Repair / Durée moyenne de panne

**MTTF**      Mean Time To Failure/ Durée moyenne de fonctionnement avant défaillance

**PF<sub>D</sub>**      Probability of Failure on Demand / Probabilité de défaillance sur sollicitation

**SIF**      Safety Instrumented Function / Fonction instrumentée de sécurité

**SIS**      safety Instrumented System / Système instrumenté de sécurité

**SIL**      Safety Integrity Level / Niveau d'intégrité de sécurité d'une fonction

instrumentée de sécurité

**$\beta$**       Proportion de défaillances de cause commune non détectées

**$\lambda$**       Taux de défaillance

**DC**      Couverture du diagnostic

**RE<sub>x</sub>**      Retour d'expérience

**RRF**      Risk Reduction Factor

## **Table des matières**

### **Chapitre I. Terminologie relative à la sécurité fonctionnelle**

1.1. Introduction.....	4
1.2. Termes et définitions.....	4
1.2.1 Système.....	4
1.2.2 Notion de danger.....	4
1.2.3 Dommages.....	5
1.2.4 Phénomène dangereux.....	5
1.2.5 Notion de risque.....	5
1.2.6 Définition du risque majeur (catastrophe).....	6
1.2.7 Scénario d'accident.....	6
1.3. Sécurité fonctionnelle.....	7
1.3.1 Normes relatives à la sécurité fonctionnelle.....	7
1.4. Systèmes instrumentés de sécurité (SIS).....	9
1.4.1 Définition d'un SIS.....	9
1.4.2 Intégrité de sécurité.....	10
1.4.3 Modes de fonctionnement d'un SIS et mesures cibles de défaillances.....	11
1.5 Allocation du niveau d'intégrité de sécurité (SIL requis).....	12
1.5.1 Méthodes qualitatives.....	12
1.5.2 Méthodes quantitatives.....	12
1.6. Définition des paramètres.....	13
1.6.1 Proportion de défaillances de cause commune non détectées.....	13
1.6.2 Taux de défaillance.....	13
1.6.3 Couverture du diagnostic (DC).....	13
1.6.4 Architectures pour le mode de fonctionnement faible demande.....	13
1.6.5 Procédure de calcul.....	14

1.7 Conclusion .....	16
----------------------	----

## **Chapitre II. Analyse des risques**

2.1 Introduction.....	17
2.2 La méthode HAZOP.....	17
2.2.1 Historique HAZOP.....	17
2.2.2 Définition et objectifs :.....	18
2.2.3 Secteurs d'activité.....	18
2.2.4 Déroulement.....	18
2.2.5 Méthodologie.....	19
2.2.6 Points forts de la méthode.....	20
2.2.7 Limites de la méthode.....	20
2.2.8 Qualitative ou non.....	21
2.2.9 Exigeante :.....	21
2.3 Evaluation du niveau d'intégrité de sécurité SIL.....	21
2.3.1 La fonction instrumentée de sécurité (SIF).....	21
2.3.2 Détermination du SIL.....	22
2.3.3 Evaluation du niveau SIL.....	22
2.3.3.1 Méthode des graphes de risques :.....	22
2.3.3.1 Méthode des graphes de risques :.....	22
2.3.3.3 Graphes des risques :.....	25
2.4 Présentation de la méthode LOPA (Layer Of Protection Analysis) :.....	26
2.4.1 Origine de la méthode :.....	26
2.4.2 Déroulement d'une revue LOPA.....	27
2.4.3 Objectif de la méthode.....	27
2.4.4 Domaine d'expertise :.....	29
2.4.5 Description des différentes couches de protection :.....	29
2.4.6 Principales étapes de la méthode.....	30
2.5 Quelques rappels sur la notion de barrière de sécurité :.....	34
2.5.1 Barrières techniques de sécurité (BTS).....	34



2.5.2 Définition et quantification des fréquences des événements initiateurs :	35
2.5.3 Quantification des probabilités de défaillance des barrières :	38
2.5.4 Évaluation de la fréquence d'occurrence résiduelle du scénario :	41
2.6. Conclusion :	43

### **Chapitre III : champs d'étude installation**

3.1 présentation du complexe fertial annaba	44
3.2 historique du complexe	44
2.3 les installations	47
3.4 emplacement géographique	47
3.5 unité d'ammoniac	48
3.5.1 description du process de fabrication	49
3.6.1.2 reforming primaire	50
3.6.1.2.2 reforming secondaire	50
3.6.1.3 conversion de co en co2	52
3.6.1.4 purification du gaz	53
3.6.1.4.1 décarbonatation extraction du gaz carbonique :	53
3.6.1.4 méthanisation	55
3.4 synthèse de l'ammoniac	56
3.4.1 compression du gaz de synthèse purifié	56
3.5 synthèse et réfrigération de l'ammoniac (105_D)	58
3.6 description du bac de stockage	60
3.6.1 les éléments de protection	60
3.6.2 les éléments de prévention	60
3.7 stockage de l'ammoniac	61
3.8 risque associé à l'unité d'ammoniac	63
3.8.1. propriété physique – chimique – toxicologique	63
3.8.1.2 propriété physique	63
3.8.1.3 propriété chimique	63
3.8.1.2 toxicologique	64
3.9 conclusion	65

## **Chapitre4. SYNTHESE**

4.1 Introduction .....	66
4.2 Mise en œuvre de la méthode HAZOP : .....	66
4.2.1 Mots clés .....	66
4.2.2 Liste des nœuds .....	66
4.2.3 Cotation .....	66
4.2.4 Tableau HAZOP.....	69
4.2.4.11 Nœud 1 : système de refroidissement d'Ammoniac.....	69_70
4.2.4.2 Noeud2 : défaillance du bac de stockage .....	71
4.2.3.2 Noeud3 : défaillance de la ligne de transfert .....	72
4.2.4.2Noeud 4 : défaillance du bras de chargement .....	73
4.3 Mise en œuvre de la méthode des graphes des risques :.....	74
4.3.1. Principaux résultats : .....	74
4.3.2 LISTE DES ACTIONS :.....	75
4.3.3Conclusion : .....	75
4.4Mise en œuvre de la méthode LOPA : .....	75
4.4.1 Analyse des scénarios.....	76
4.4.1.1 ScénarioN°1.....	77
4.4.1.2 ScénarioN°2.....	81
4.4.1.3ScénarioN°3.....	84
4.4.1.4ScénarioN°4.....	87
4.5 Conclusion .....	90

## ***INTRODUCTION GENERALE***

La Sécurité fonctionnelle consiste à identifier les défaillances spécifiques dangereuses qui conduisent à des risques non maîtrisables qui peuvent causer des catastrophes humaines et matérielles, Les appareils dont l'échec contribue à chacun de ces risques est identifié et habituellement dénommé «relatif à la sécurité».

Des exemples sont les différents systèmes et les installations industriels, de contrôle de processus, et les unités de production et de stockage.

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

La sécurité, ce n'est évidemment pas que de l'organisation .C'est aussi des méthodologies et des moyens techniques à suivre. Et pour cela, une norme s'est imposée à l'échelle internationale l'IEC61508.[1] Ils 'agit d'une norme orientée "performances», elle permet de faciliter l'analyse de risque et proposer des moyens pour le réduire. Elle porte plus particulièrement sur le système E/E/PE ( Electrical /Electronic /Programmable Electronic Safety- related systems). C'est-à-dire système électroniques et électriques de sécurité.

La norme IEC61508 définit la sécurité commun «la liberté d'inacceptable 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 des sécurité fonctionnelle signifie qu'un système de sécurité instrumenté(SIS) fonctionnera correctement et avec vu ne forte probabilité de succès.

Pour spécifier de tels systèmes, il faut commencer par faire une analyse approfondie des phénomènes dangereux causés par les différents risques majeurs et voir comment on va s'y prendre pour amener le risque à un niveau acceptable dans notre étude on va utiliser HAZOP (hasard and operatly) pour identifier tous les scénarios majeurs dans l'unité bac de stockage et décortiquer leurs enchainements .(Pour identifier les fonctions instrumentées des sécurité et définir leur SIL, il est nécessaire que les risques majeurs soient préalablement identifiés ,ainsi que leurs conséquences sur les personnes, les biens et l'environnement. Il est nécessaire de réaliser un travail visant soit à améliorer l'état de l'unité et d'identifier les risques potentiels et les barrières de sécurité existantes .Pour ce faire ,un audit de l'installation peut être envisagé a fin 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 CEI61511 [2] décrit différentes méthodes de détermination de SIL. Parmi celles-ci, on citerait 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 FERTIAL est un site qui a plusieurs unités composées. Ces dernières présentent des risques majeurs, selon la classification réglementaire (installation classée pour l'environnement), parmi les quelles le bac de stockage d'Ammoniac représente la plus dangereuse unité en vis-à-vis les risques existants

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 le bac de stockage d'Ammoniac est un phénomène qui représente une probabilité considérable et parmi les risques majeurs indésirables dans l'entreprise qui peuvent engendrer les catastrophes humaines et matériels

Pour cela, FERTIAL souhaite maîtriser ces risques majeurs 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 ces risques majeurs (explosion du bac, fuite d'Ammoniac, incendie etc.)

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 majeur est acceptable ou non, après on décide, quelles barrières de sécurité qui ont été mises en place sont suffisantes ou pas.

À la fin de l'étude, nous proposons au complexe FERTIAL une solution de maîtrise des risques majeurs «pour que ces derniers ne se reproduisent pas une autre fois

## ***PROBLEMATIQUE***

Puis que la sécurité et la santé des travailleurs et la protection de l'environnement sont des exigences essentielles pour les employeurs, les systèmes de sécurité prennent une place primordiale dans les équipements de travail et ceci pour des différents domaines aussi variés que les Industries.

Cette étude a été réalisée sur le site du complexe FERTIAL Annaba. Ayant pour objectif la maîtrise, la prévention et la réduction du risque au niveau de la section bac de stockage afin d'évaluer le niveau SIL ainsi d'apporter une amélioration du fonctionnement et des performances des installations, ainsi que leur sécurisation.

Le risque majeur dans cette installation étant celui d'explosion du fait de la présence permanente et le mauvais rapport température /pression. Ce risque inacceptable, du point de vue et analyse, a fait l'objet de mesures réductrices et d'instauration de barrières de sécurité à la hauteur de la gravité qu'il représente ;ces barrières étant principalement techniques et de design sont basées sur des équipement électriques et électroniques sujets à des perturbations dues à l'environnement dans lequel ils sont exploités.

Le complexe FERTIAL Annaba par ses moyens techniques et organisationnels ,s'est engagé à maintenir ces systèmes des sécurité néétat de fonctionnement fiable en permanence ;d'où la nécessité d'avoir une approche fiabiliste en se basant sur l'analyse fonctionnelle des systèmes de sécurité.

## **Chapitre 1 : Terminologie relative à la sécurité fonctionnelle**

### **1.1. Introduction**

Les installations industrielles peuvent présenter des risques pour les personnes, les biens et l'environnement. Donc, de divers dispositifs de sécurités doivent être mises en œuvre. Ces types de sécurité utilisent des moyens contribuant soit à la prévention soit à la protection afin de minimiser les conséquences d'un dysfonctionnement. Les Systèmes Instrumentes de Sécurité (SIS) sont utilisés en général comme moyens de prévention pour réaliser des Fonctions Instrumentées de Sécurité (SIF) afin de mettre le procédé surveillé dans une position de repli de sécurité.

Dans ce chapitre, nous procédons à clarifier certains termes et concepts de base tels que danger, risque, sécurité, sécurité fonctionnelle, ... Par la suite, nous citons les principales normes de sécurité utilisées pour concevoir les systèmes de protection. La définition des SIS et les paramètres caractéristiques (taux de défaillance, défaillance de cause commune,...) qui interviennent dans l'évaluation de ses performances en fonction des événements rencontrés (défaillance, test) sont détaillés.

### **1.2. Termes et définitions**

#### **1.2.1 Système**

Nombreuses définitions ont été établies parmi lesquelles on retient :

« Ensemble déterminé d'éléments discrets (composants, constituants) interconnectés ou en interaction ».

« Formé d'éléments en interaction dynamique, un système correspond à une portion d'entité réelle, définie par une frontière établie en fonction d'un but, qui se distingue de son contexte ou de son milieu tout en procédant à des échanges avec son environnement ».

Et pour la norme ISO 9000[3], un système est défini comme étant « un ensemble d'éléments corrélés ou interactifs (ISO, 2000) » [4].

#### **1.2.2 Notion de danger**

La norme IEC 61508 [IEC61508, 1998] définit le danger comme : « *une nuisance potentielle pouvant porter atteinte aux biens (détérioration ou destruction), à l'environnement, ou aux personnes* ».

Selon le référentiel OHSAS 18001 [OHSAS18001, 1999] [5] : « *un danger est un source ou une situation pouvant nuire par blessure ou atteinte à la santé, dommage à la propriété et à l'environnement du lieu de travail ou une combinaison de ces éléments* ». Les dangers liés à un

système sont inhérents au fonctionnement ou au dysfonctionnement du système, soit extérieur au système. [4]

### **1.2.3 Dommage**

« Blessure physique ou atteinte à la santé des personnes, aux biens ou à l'environnement ».

### **1.2.4 Phénomène dangereux**

La définition du phénomène dangereux selon (ministère de l'environnement, de l'énergie et de la mer en France) est : « ...libération d'énergie ou de substance produisant des effets susceptible d'infliger un dommage à des cibles vivantes ou matérielles sans préjuger l'existence de ces dernières ... »

### **1.2.5 Notion de risque**

Le risque est une exposition à un danger, tel que la question qui se pose est combien de fois, ou à quelle durée ? Ainsi il connaitre les effets ou bien les dommages qui vont résulter à cette exposition.

On définit alors le risque :

Selon OHSAS 18001 le risque est une : « Combinaison de la probabilité de la survenue d'un ou plusieurs événements dangereux ou expositions à un ou à de tels événements et de la gravité du préjudice personnel ou de l'atteinte à la santé que cet événement ou cette/ces exposition(s) peuvent causer » (OHSAS18001, 2007) [6]

« Combinaison de la probabilité d'occurrence d'un dommage et de la gravité de ce dernier» (CEI, 2003)

On matérialise les définitions précédentes par la formule :

$$\text{Risque (R)} = \text{Probabilité (P)} \times \text{Gravité (G)}. \quad \text{Équation (1- 1)}$$

Telle que :

G : la gravité des conséquences ;

P : Probabilité d'occurrence.

La représentation graphique de cette relation est une droite ou une courbe décroissante. Elle dérive de la courbe dite de *Farmer* et permet d'illustrer la partition de l'espace du risque en deux sous-ensembles disjoints, correspondant respectivement au domaine du risque acceptable et à celui du risque inacceptable « figure 1.2 ».

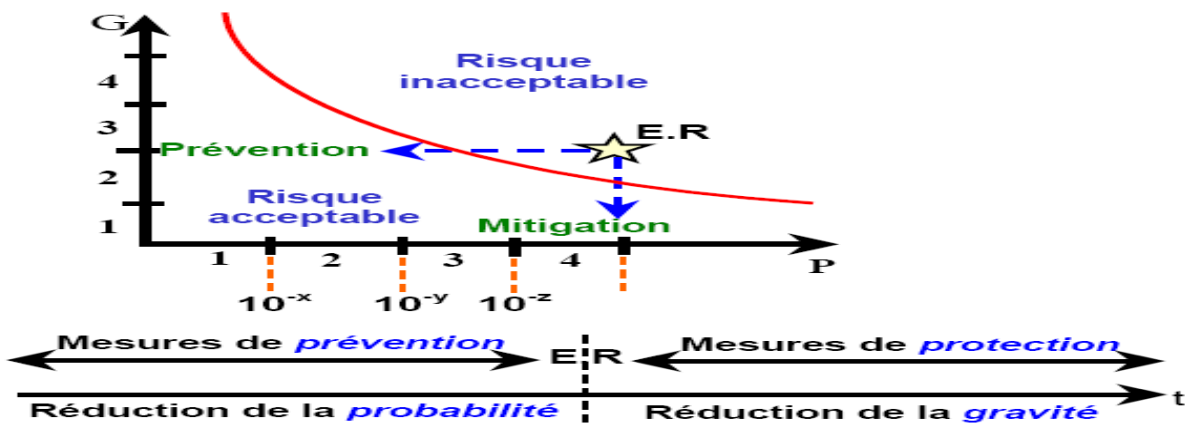


Figure 1. 1.L'espace du risque.

La figure 1.2 permet de bien apprécier l'interaction entre les notions de danger et de risque (Émergence de la notion de situation dangereuse).

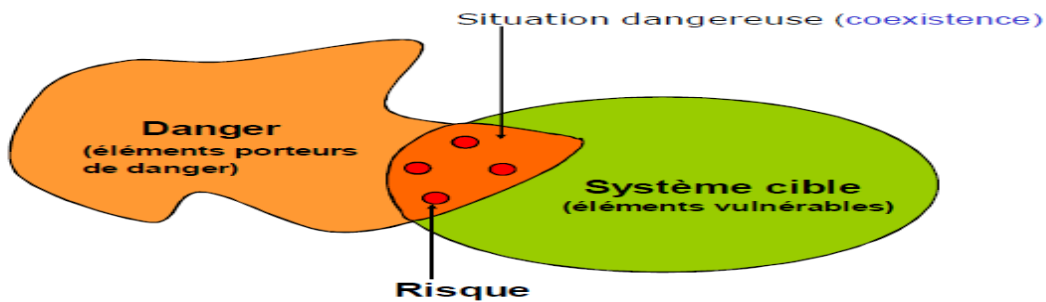


Figure 1. 2. Relation entre les notions de danger et de risque.

### 1.2.6 Définition du risque majeur (catastrophe)

Événement accidentel se produisant sur un site industriel et entraînant des conséquences immédiates graves pour le personnel, les populations avoisinantes, les biens ou l'environnement. *Caractérisé par 2 critères :*

- *une faible fréquence : l'homme et la société peuvent être d'autant plus enclins à l'ignorer que les catastrophes sont peu fréquentes*
- *une gravité importante : nombreuses victimes, dommages importants aux biens et à l'environnement*

### 1.2.7 Scénario d'accident

« Scénario (plausible) : enchaînement d'événements conduisant d'un événement initiateur à un accident, dont la séquence et les liens logiques découlent de l'analyse de risques. En général, plusieurs scénarios peuvent mener à un même phénomène dangereux pouvant conduire à un accident : on dénombre autant de scénarios qu'il existe de combinaisons possibles d'événements y aboutissant »



### **1.3. Sécurité fonctionnelle**

La sécurité fonctionnelle a pour objet de contrôler les risques inacceptables qui pourraient provoquer des accidents dangereux. Elle couvre les systèmes mettant en œuvre des solutions de protection appliquées dans plusieurs, domaines : mécanique, électrique, électronique, hydraulique, optique, . . .

La sécurité fonctionnelle, selon la norme IEC 61508 [IEC61508, 1998] [7], « *est un sous ensemble de la sécurité globale qui se rapporte au système commandé et qui dépend du bon fonctionnement des systèmes relatifs à la sécurité basée sur une autre technologie et des dispositifs externes de réduction de risque.*

#### **1.3.1 Normes relatives à la sécurité fonctionnelle**

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.

##### **1.3.1.1 Norme CEI 61508 et ses normes filles**

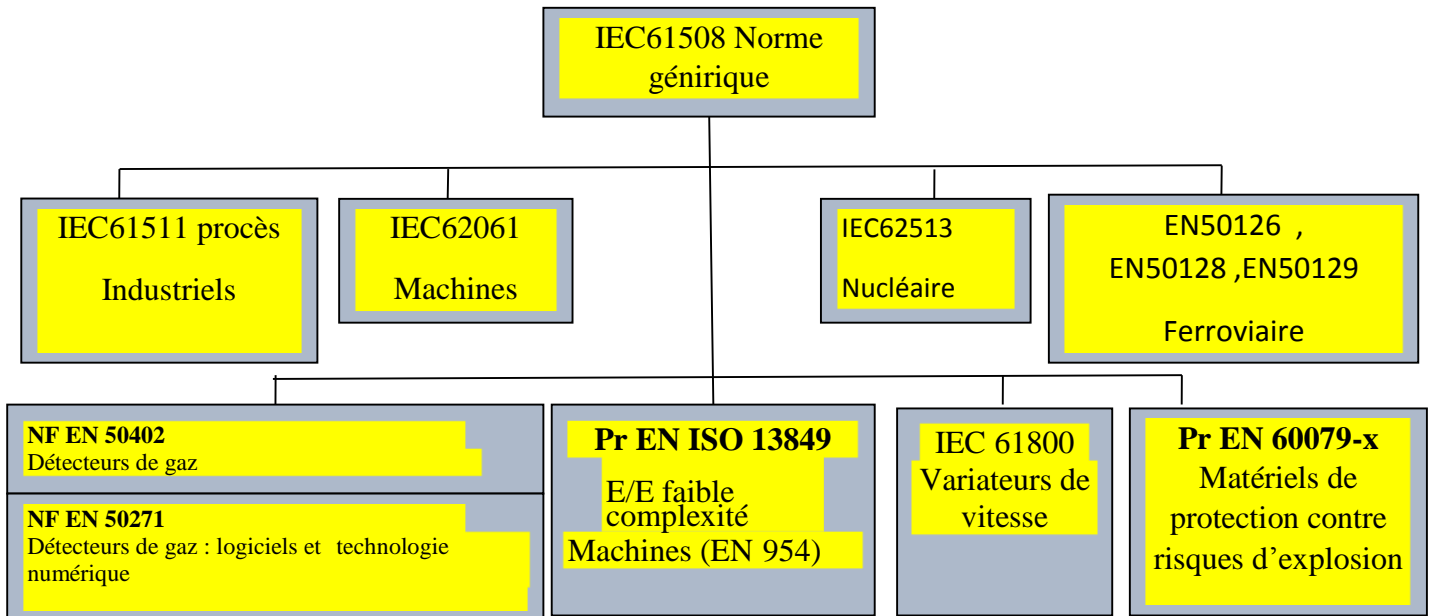
La norme IEC 61508 [IEC 61508, 1998] [7], est un ensemble de règles et de recommandations permettant l'amélioration de la sécurité par l'utilisation des systèmes électriques, électroniques programmables E/E/EP. Cette norme propose une démarche opérationnelle permettant de mettre en place un système E/E/EP à partir de l'étude des exigences de sécurité issues notamment d'une analyse des risques. L'avantage de cette norme est qu'elle propose des moyens de justification sur l'ensemble du cycle de vie d'un produit en fonction du niveau de sécurité que l'on souhaite atteindre.

La norme IEC 61508 [IEC 61508, 1998] [7], se compose de sept volets comme suit :

- ✓ 61508-1 présente les définitions des prescriptions générales.
- ✓ 61508-2 traite les prescriptions spécifiques aspect matériel des systèmes E/E/EP.
- ✓ 61508-3 dédiée à la présentation des prescriptions spécifiques, aspect logiciel, des Systèmes E/E/EP. Elle est développée dans la troisième partie de la norme.
- ✓ 61508-4 présente les définitions et les abréviations utilisées.
- ✓ 61508-5 donne des exemples de méthode pour la détermination des niveaux d'intégrité de sécurité.
- ✓ 61508-6 fournit les guides d'application des parties 2 et 3 de la norme.
- ✓ 61508-7 présente les techniques et les mesures recommandées lors de la validation des systèmes E/E/EP.

La complexité de la norme IEC 61508 [IEC 61508, 1998] [7] a conduit ses concepteurs à développer des normes relatives à des secteurs bien précis (ex : machines, processus industriels,

ferroviaire, centrales nucléaires . . .). La figure 1.4 montre la norme IEC 61508[1] générique ainsi que ses normes filles selon le secteur d'activité concerné. Elle influence le développement des systèmes E/E/EP et les produits concernés par la sécurité dans tous les secteurs.



**Figure 1. 3 .CEI 61508 et ses déclinaisons par secteur d'application.**

Les limites de la norme IEC 61508 sont liées à la complexité et à la difficulté de son utilisation. Plusieurs utilisateurs de l'IEC 61508 ont mentionné la nécessité d'être guidés, tant que ses notions paraissent complexes, et difficiles à mettre en œuvre.

Beaucoup de prescriptions ne sont pas assignées à une certaine gamme des niveaux d'intégrité de sécurité ou à la complexité de la conception. Ceci rend la norme difficile à utiliser pour de petits projets et rend la gestion de la sécurité fonctionnelle trop chère pour des petites et moyennes entreprises.

La norme IEC 61508 [IEC 61508, 1998] [7] définit l'intégrité de sécurité comme propriété de l'installation complète de sécurité, du capteur à l'actionneur. En outre, les parties 2 et 3 de cette norme entrent dans le détail dans ; la conception et validation des systèmes E/E/EP de sécurité.

Pour réaliser la fonction de sécurité, l'utilisateur met en œuvre plusieurs sous-systèmes : capteur, unité de traitement, actionneur. Dans chacun des sous-systèmes, des composants peuvent être mis en redondance. La  $PFD_{avg}$  de l'ensemble doit être calculée à partir des caractéristiques des composants et des architectures du système de sécurité.

Rappelons également que les données des entrées spécifiées dans la norme sont bien souvent difficiles à obtenir et sont souvent des approximations (taux de couverture de diagnostic, modes communs de défaillances, . . .). La  $PFD_{avg}$  devrait être aussi renommée, car sa dénomination prête à confusion. Il ne s'agit nullement d'une défaillance à la sollicitation classique, mais d'une indisponibilité moyenne sur un intervalle de temps spécifié.

## **1.4. Systèmes instrumentés de sécurité (SIS)**

Les systèmes instrumentés de sécurité contribuent, avec les autres niveaux de protection, à la réduction du risque afin d'atteindre le niveau de risque tolérable. Ils constituent, probablement, l'une des mesures de réduction de risque les plus importantes. Sont exposés ci- après la définition et les modes de fonctionnement de ces systèmes.

### **1.4.1 Définition d'un SIS**

Un *SIS*, aussi appelé boucle de sécurité, est un ensemble d'éléments (matériel et logiciel) assurant la mise en état de sécurité des procédés lorsque des conditions prédéterminées sont atteintes.

Pour la norme CEI 61508 [IEC 61508-4, 2002] [8] définit les *SIS* comme suit : « *un système E/E/PE (électrique/électronique/électronique programmable) relatifs aux applications de sécurité comprend tous les éléments du système nécessaires pour remplir la fonction de sécurité* ».

La norme CEI 61511 [CEI 61511, 2003] [9] définit, quant à elle, les systèmes instrumentés de sécurité comme « *système instrumenté utilisé pour mettre en œuvre une ou plusieurs fonctions instrumentées de sécurité. Un SIS se compose de n'importe quelle combinaison de capteur(s), d'unité logique(s) et d'élément(s) terminal (aux)* ».

L'architecture type d'un *SIS* est donnée à la figure 1.6. Voici un descriptif succinct de chacune de ses parties :

- *Sous-système « Eléments d'entrée (S : Sensors) »* : constitué d'un ensemble d'éléments d'entrée (capteurs, détecteurs) qui surveillent l'évolution des paramètres représentatifs du comportement de l'*EUC* (température, pression, débit, niveau...).
- *Sous-système « Unité logique (LS : Logic Solver) »* : comprend un ensemble d'éléments logiques (PLC, API) qui récoltent l'information en provenance du sous-système *S* et réalisent le processus de prise de décision qui s'achève éventuellement, si l'un des paramètres dévie au-delà d'une valeur-seuil, par l'activation du sous-système *FE*.
- *Sous-système « Eléments Finaux (FE) »* : agit directement (vanne d'arrêt d'urgence) ou indirectement (vanne solénoïdes, alarme) sur le procédé pour neutraliser sa dérive en le mettant, en général, dans un état sûr.

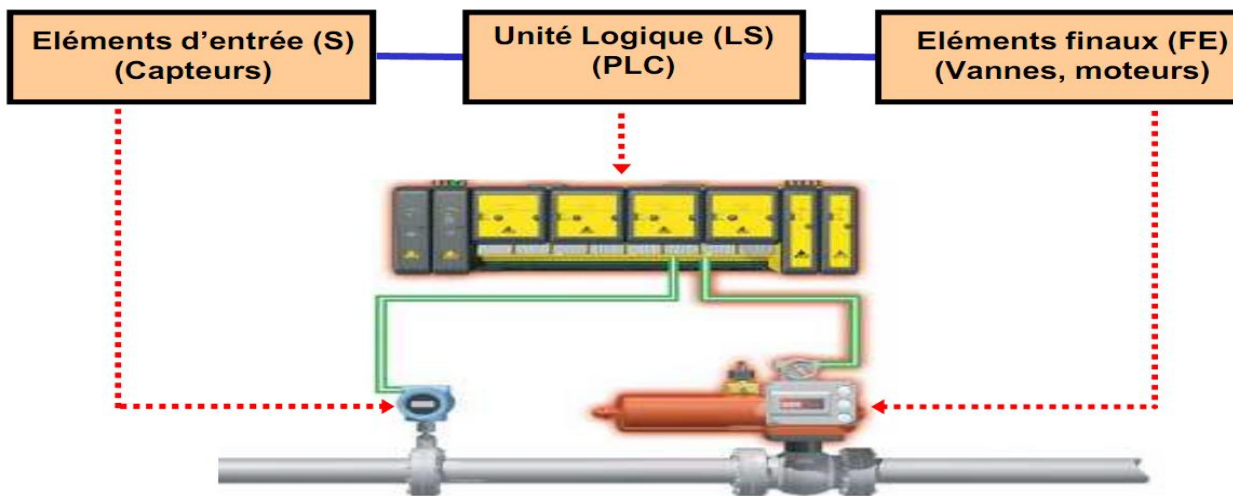


Figure 1. 4: Système instrumenté de sécurité (SIS ou SRS E/E/P).

Les systèmes suivants en sont des exemples :

- ✓ Système d'arrêt d'urgence (*ESD : Emergency Shutdown Systems*), utilisé, par exemple, dans les industries chimique et pétrochimique.
- ✓ Système d'arrêt automatique de train (*ATS : Automatic Train Stop*), utilisé dans le domaine ferroviaire.
- ✓ Système de freinage de l'automobile.
- ✓ Air-bag.
- ✓ Système de détection de surface d'un avion.
- ✓ Equipements médicaux critiques de traitement et de surveillance.

### 1.4.2. Intégrité de sécurité

La référence [CEI 61508-4, 2002] [8] la définit comme suit : «probabilité pour qu'un système relatif à la sécurité (SRS) exécute de manière satisfaisante les fonctions de sécurité requises dans toutes les conditions spécifiées et pour une période de temps spécifiée». Elle indique également que cette définition est centrée sur la fiabilité des SRS dans l'exécution de leurs fonctions de sécurité.

Cette même référence, précise que l'intégrité de sécurité comprend l'intégrité de sécurité du Matériel ainsi que l'intégrité de sécurité systématique. Elles sont définies ci-après.

- *Intégrité de sécurité du matériel* : partie de l'intégrité de sécurité des systèmes relatifs à la sécurité liée aux défaillances aléatoires du matériel en mode de défaillance
- *dangereux. Intégrité de sécurité systématique* : partie de l'intégrité de sécurité des systèmes relatifs à la sécurité qui se rapporte aux défaillances systématiques dans un mode de défaillance dangereux, en précisant que l'intégrité systématique ne peut normalement, ou précisément,

être quantifiée, mais simplement considérée d'un point de vue qualitatif.

- Les prescriptions concernant l'intégrité de sécurité des fonctions de sécurité à allouer aux *SIS* sont spécifiées en termes de niveau d'intégrité de sécurité (*SIL*) : niveau discret parmi quatre possibles, le *SIL* 4 possède le plus haut degré d'intégrité de sécurité. Sa détermination dépend du mode de fonctionnement du *SIS*.

### **1.4.3 Modes de fonctionnement d'un *SIS* et mesures cibles de défaillances**

Une fois le risque tolérable défini et la réduction nécessaire du risque estimée, les exigences d'intégrité de sécurité affectées au *SIS*, pour chaque fonction de sécurité, doivent être spécifiées (en termes de *SIL*) en fonction des mesures cibles de défaillances (voir tableau 1.1). La notion de mesure cible de défaillances est désignée en matière de probabilité de défaillance dangereuse. Sa vocation diffère selon le mode de fonctionnement du système instrumenté de sécurité [CEI 61508-1, 2000] [10] :

- *Probabilité moyenne de défaillance* lors de l'exécution sur demande de la fonction spécifiée ( $PFD_{moy}$ ), en mode demande faible. Ce mode de fonctionnement correspond à une fréquence de sollicitation de la *SIS* inférieure ou égale à  $1 \text{ an}^{-1}$  et également inférieure ou égale au double de la fréquence des tests périodiques auxquels il est soumis [CEI 61508-4, 2002]. [8]

*Probabilité d'une défaillance dangereuse par heure (PFH)*, en mode demande élevée ou en mode continu. Ce second mode correspond à une fréquence de sollicitation du *SIS* supérieure à  $1 \text{ an}^{-1}$  ou supérieure au double de la fréquence des tests périodiques mentionnés précédemment [CEI 61508-4, 2002]. [8] Les valeurs numériques des mesures cibles de défaillances, en fonction du mode d'opération

Du *SIS*, correspondantes aux niveaux d'intégrité de sécurité sont présentées au tableau 1.1.

Niveau d'intégrité de rité <i>SIL</i>	Mode de fonctionnement à faible sollicitation ( $PFD_{moy}$ )	Mode de fonction normale à forte sollicitation ( $PFH$ )
4	$\geq 10^{-5}$ à $< 10^{-4}$	$\geq 10^{-9}$ à $< 10^{-8}$
3	$\geq 10^{-4}$ à $< 10^{-3}$	$\geq 10^{-8}$ à $< 10^{-7}$
2	$\geq 10^{-3}$ à $< 10^{-2}$	$\geq 10^{-7}$ à $< 10^{-6}$
1	$\geq 10^{-2}$ à $< 10^{-1}$	$\geq 10^{-6}$ à $< 10^{-5}$

**Tableau 1. 1 : Niveaux d'intégrité de sécurité (*SIL*) en fonction des mesures cibles de défaillances**

### **1.5 Allocation du niveau d'intégrité de sécurité (*SIL* requis)**

Cette allocation est conduite selon certaines méthodes permettant de définir le niveau d'intégrité de sécurité (*SIL*) requis pour une fonction de sécurité. C'est le *SIL* qui doit être atteint par un *SIS* afin

de réaliser la réduction nécessaire du niveau de risque. La section suivante donne un aperçu des méthodes, telles que présentées dans les normes CEI 61508 et CEI61511, de détermination du niveau d'intégrité de sécurité (*SIL*) [11] correspondant à un phénomène dangereux spécifié (scénario d'accident) lors de la phase d'analyse des risques. Elles sont plus ou moins adaptées en fonction du niveau de détail des analyses de risques réalisées (type et détail des informations disponibles). La CEI 61508, [1] dans sa partie 5, et la CEI 61511 [9] décrivent deux types de méthodes : qualitatives et quantitatives.

### 1.5.1 Méthodes qualitatives

La norme CEI 61508[1] reconnaît qu'une approche quantitative pour déterminer le niveau d'intégrité de sécurité (*SIL*) d'une fonction instrumentée de sécurité (*SIF*) n'est pas toujours possible et qu'une approche alternative pourrait parfois être appropriée. Cette alternative consiste en un jugement *qualitatif*. Quand une méthode qualitative est adoptée, un certain nombre de paramètres de simplification doivent être introduits. Ils permettent de qualifier le phénomène dangereux (accident) en fonction des connaissances disponibles. Les normes CEI 61508 et 61511 présentent deux méthodes qualitatives. Le graphe de risque conventionnel et la Matrice de gravité (matrice de risque, matrice des couches de protection).

### 1.5.2 Méthodes quantitatives

Ces méthodes sont les plus rigoureuses et les plus précises. L'estimation quantitative de la fréquence de l'événement dangereux (redouté) en constitue la base. La mise en œuvre d'une méthode quantitative nécessite les éléments suivants :

La mesure cible de sécurité (fréquence tolérable d'accident : *Ft*).

## 1.6. Définition des paramètres

### 1.6.1 Proportion de défaillances de cause commune non détectées

Selon la norme CEI 61508[1] : 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%.

### 1.6.2 Taux de défaillance

Le terme MTTR (mean time to repair) est la durée moyenne jusqu'à la réparation d'une entité réparable. (Gilles, 2009)

### 1.6.3 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). [12]

### 1.6.4. Architectures pour le mode de fonctionnement faible demande

Il existe plusieurs architectures parmi lesquelles on cite :

#### 1.6.4.1 Architecture 1oo1

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

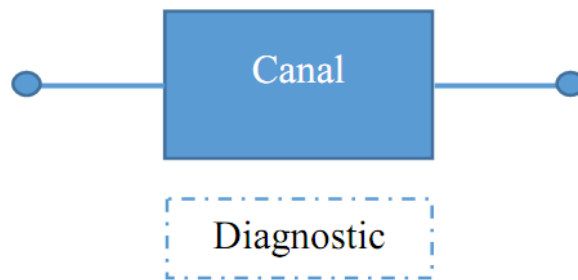


Figure 1. 5: Diagramme du bloc physique 1oo1.

#### 1.6.4.2 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.



Figure 1. 6: Diagramme du bloc physique 1oo2.

#### 1.6.4.3 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.

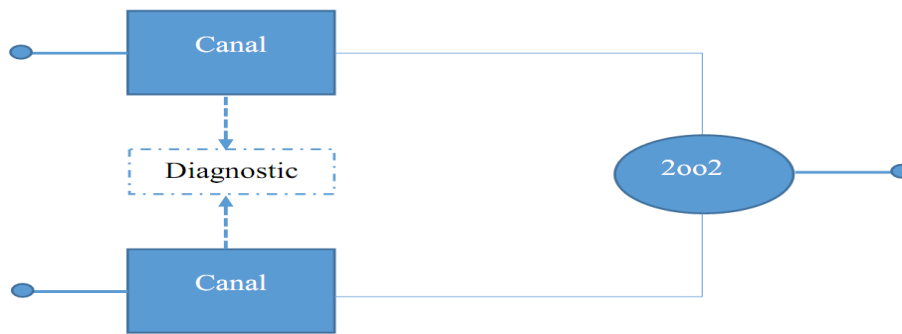


Figure 1. 7: Diagramme du bloc physique 2oo2.

### 1.6.5 Procédure de calcul :

#### 1.6.5.1 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], [13]

- Taux de défaillance aléatoires du matériel :

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

- Taux de défaillance aléatoire dangereuse :

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

Taux de défaillance aléatoire dangereuse détectée :

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

- Taux de défaillance aléatoire dangereuse non détectée :

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

- **DC** (Couverture de Diagnostic) : la capacité d'un canal à la détection « *en ligne* » des défaillances des défaillances dangereuses, exprimée par un nombre allant de 0 à 1 (exemple : 0.6).

#### 1.6.5.2 Les contraintes architecturales (AC) :

Selon la norme 61508-2010 « paragraphe 7.4.3.1 » [1] les définitions des contraintes est donnée comme suit « *dans le contexte de l'intégrité de sécurité du matériel le niveau d'intégrité (SIL) [12] 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,



$$M + 1 + N - K + 1$$

- La proportion de défaillances en sécurité d'un sous-système (Safe Failure Fraction ou *SFF*)  
Annexe C chapitre 2 paragraphes C1 .g CEI 61508 2010 pages 72 [1].

$$SFF = \frac{(\lambda_S + \lambda_{DD})}{(\lambda_S + \lambda_{DD} + \lambda_{Du})} \quad \text{Équation (1- 6)}$$

Les tableaux 2 et 3 de la CEI 61508-2 2010 (p27 ,28) paragraphe 7.4.4.2.2 .Spécifient le SIL le plus élevé qui peut être annoncé pour la fonction de sécurité étudiée et pour des canaux identiques :

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 1. 2 : Niveau d'intégrité de sécurité maximale admissible pour une sécurité fonctionnelle exécutée par un élément ou sous-système de sécurité de type A.**

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 1. 3 : Niveau d'intégrité de sécurité maximale admissible pour une sécurité fonctionnelle réalisée par un élément ou sous-système de sécurité de type B.**

### 1.6.5.3 La probabilité moyenne de défaillance sur demande

La probabilité moyenne de défaillance sur demande d'une fonction de sécurité du système électriques/électroniques/électroniques programmables (E/E/PE) relatif à la sécurité est déterminée par le calcul et la combinaison de la probabilité moyenne de défaillance sur demande pour tous les sous-systèmes assurant ensemble la fonction de sécurité. Cela peut être exprimé par la formule suivante :

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

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 ;
- PFD<sub>FE</sub> : est la probabilité moyenne de défaillance sur demande du sous-système élément final.

Pour les architectures usuelles (1oo1, 1oo2, 1oo2D, 2oo3, 1oo3), la norme CEI 61508[1] contient des tableaux, qui facilitent les calculs, il suffit d'avoir les paramètres définis précédemment ( $\beta$ ,  $\lambda$ ,  $DC$ , MTTF) et ensuite faire une projection sur le tableau adéquat pour tirer les PFDG (PFDS, PFDL, PFD<sub>FE</sub>).

### 1.7 Conclusion

La norme IEC 61508 est la norme de référence pour la spécification et la conception des SIS. Sa déclinaison sectorielle dans le domaine du process industriel est destinée aux concepteurs et utilisateurs de ce domaine [IEC61511, 2000] [10]. 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.

L'introduction de probabilité dans la mesure de niveau d'intégrité a entraîné la mise en place de nouveaux concepts tels que les notions de calculs de probabilité moyenne de défaillance à la sollicitation  $PFD_{avg}$  ou de défaillance par unité de temps.

La performance ainsi calculée permet alors de qualifier le niveau SIL du SIS selon les niveaux définis par la norme qui en sont l'un des points clés. Cette évaluation s'apparente à un calcul d'indisponibilité de la fonction de sécurité.



## Chapitre 2. Analyse des risques

### 2.1 Introduction

Le bac de stockage d'Ammoniac a subi différents phénomènes dangereux. Qui produisent des blessures graves pouvant être mortelles, des destructions au niveau des installations et des dommages pour l'environnement. Pour cela nous devons donner une importance considérable à la mise en place des moyens de protection et de prévention, pour éviter que ces phénomènes ne se produisent.

La détermination des scénarios est une étape capitale dans le processus de la gestion des risques. Pour ce faire, le système « siège du danger » est modélisé et analysé pour définir comment son fonctionnement peut conduire à des dérives par rapport à l'intention de son concepteur.

L'HAZOP est. [14] l'outil adéquat, qui répond à notre premier besoin, c'est-à-dire l'identification des scénarios et surtout les événements initiateurs qui mènent à la survenance d'accidents. Les événements initiateurs vont être les intrants de la méthode LOPA. . [15]

Cette équipements ou systèmes, appelés barrières de sécurité, sont implantés dans les promesses industriels dans le but d'assurer le fonctionnement en sécurité. Il est important que ces barrières répondent aux exigences de certaines normes et certains niveaux de performance. Pour cela en utilisant la Méthode des graphes de risques pour déterminer le niveau d'intégrité de sécurité et faire la vérification à partir la méthodes semi-quantitative : LOPA. . [15]

### 2.2 La méthode HAZOP

#### 2.2.1 Historique HAZOP

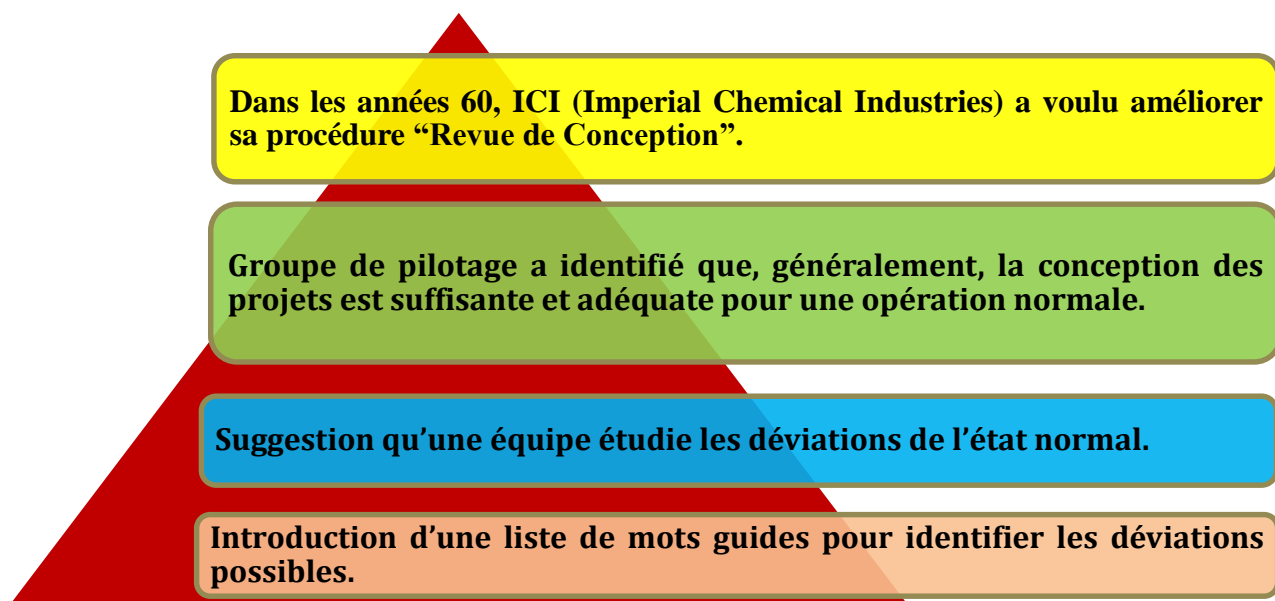


Figure 2. 1: historique HAZOP.

### 2.2.2 Définition et objectifs :

#### 2.2.2.1 Définition :

Méthode HAZOP (Michel, 2009) [14]: « ... application d'un examen critique formel et systématique aux du procédé et de l'ingénierie d'une intentions installation neuve ou existante afin d'évaluer le potentiel de danger lié à la mauvaise utilisation, ou au mauvais fonctionnement, d'éléments d'équipement et leurs effets sur l'installation dans son ensemble... ».

#### 2.2.2.2 Objectifs :

L'objectif de la méthode HAZOP. [14] est, à l'origine, d'identifier les dysfonctionnements de nature technique et dont l'enchaînement peut conduire à des opératoires événements non souhaités. Il s'agit donc de déterminer, pour chaque sous-ensemble ou élément d'un système bien défini, les conséquences d'un fonctionnement hors du domaine d'utilisation pour lequel ce système a été conçu.

- La norme CEI 61882 [16] définit les objectifs de la méthode HAZOP originelle, à savoir :
  - « ... identification des dangers potentiels dans le système. Le danger peut se limiter à la proximité immédiate du système ou étendre ses effets bien au-delà, comme dans le cas des dangers environnementaux... » ;
  - « ... identification des problèmes potentiels d'exploitabilité posés par le système et, en particulier, l'identification des causes, des perturbations du fonctionnement et des déviations dans la production susceptibles d'entraîner la fabrication de produits non conformes... ».

### 2.2.3 Secteurs d'activité

La méthode HAZOP est la méthode la plus répandue dans le monde pour la prévention des pertes. Elle aborde et étudie, aussi bien les risques pour la sécurité et la santé des personnes, que les risques pour l'environnement ou les risques financiers.

Elle s'applique, ou peut s'appliquer, à de nombreux systèmes industriels dits « thermo-hydrauliques » où des produits (liquides, gaz, solides) sont mis en mouvement dans des installations. Ces systèmes sont particulièrement adaptés car leur fonctionnement peut être facilement caractérisé par des grandeurs physiques mesurables (T, P, débit...), ainsi que par des enchaînements d'opérations (automatiques ou manuelles). Les analyses de risques de type HAZOP sont requises par l'Administration lorsque des procédés présentent des risques majeurs. . [14]

### 2.2.4 Déroulement

La mise en œuvre de l'HAZOP nécessite la constitution d'un groupe de travail rassemblant autour d'un animateur, garant de la méthode, une équipe pluridisciplinaire ayant une connaissance approfondie de l'installation décrite sur des plans détaillés. La méthode consiste à décomposer le système considéré en sous-ensembles, appelés « nœuds », puis à l'aide de mots-clés, ou mots guides,

spécifiques à la méthode, faire varier les paramètres du système par rapport à ses points de consignes, appelées « intentions du procédé ».

On obtient ainsi une déviation dont l'équipe examinera les causes possibles et en déduira leurs conséquences potentielles pour l'ensemble du système, d'où l'emploi fréquent d'«analyse des déviations » pour caractériser la méthode HAZOP.

L'équipe se concentre alors sur les déviations conduisant à des risques potentiels pour la sécurité des personnes, des biens et de l'environnement. Elle examine et définit ensuite les actions recommandées pour éliminer, en priorité, la cause et/ou éliminer ou atténuer les conséquences.

L'analyse des déviations fait l'objet d'un enregistrement sous forme de tableaux des déviations, base indispensable pour la mise en place ultérieure des actions recommandées par le groupe de travail.

La méthode HAZOP conventionnelle comporte alors une estimation a priori de la probabilité d'apparition des déviations et de la gravité de leurs conséquences. On obtient une estimation semi-quantitative du risque, se poursuivant par une évaluation permettant de définir l'acceptabilité ou non du risque. On qualifie alors la méthode HAZOP de « probabiliste » par rapport à l'approche originelle qualifiée de « déterministe » (Michel, 2009. [14])

### 2.2.5 Méthodologie

*Comme toute méthode, l'HAZOP (probabiliste) suit des séquences bien déterminées qu'il faut les suivre par ordre suivant :*

1. Sélectionner le premier nœud
2. Établir l'intention de conception et les conditions opératoires
3. Appliquer le premier mot-clé au premier paramètre
4. Identifier toutes les causes et les enregistrer : seules les causes dont l'origine est à l'intérieur du nœud sont prises en compte
5. Identifier la/les conséquence(s) sans barrière de protection. Les conséquences peuvent être à l'intérieur du nœud ou à l'extérieur du nœud. Dans la pratique, on se limitera aux nœuds voisins.
6. Évaluer les conséquences et les fréquences, d'abord sans barrière de protection.
7. Lister toutes les barrières existantes.
8. Évaluer à nouveau la/les conséquence(s) et les fréquences, cette fois avec toutes les barrières de protection en place.
9. Si les barrières existantes sont jugées insuffisantes, les membres de l'équipe doivent se mettre d'accord sur les recommandations à prendre pour réduire le risque au niveau acceptable.
10. Continuer avec le mot-clé suivant. Après l'application de tous les mots guides sur le premier paramètre, continuer avec le paramètre suivant. Une fois tous les mots guides utilisés, continuer sur le prochain nœud jusqu'à couvrir tout le système étudié.

### 2.2.6 Points forts de la méthode

Selon Michel ROYER (Michel, 2009) [14] la méthode a des points forts qu'on citera ci-dessous

#### 2.2.6.1 Principe simple

La méthode repose sur un principe simple, la déviation a priori de paramètres de fonctionnement d'une installation à l'aide d'une dizaine de mots-clés.

Les membres du groupe de travail ne nécessitent pas de recevoir de formation spéciale à la méthode. En revanche, le leader HAZOP doit avoir reçu une formation adaptée, si possible être garant de la méthode, et doit systématiquement en rappeler le principe au début de chacune des sessions.

#### 2.2.6.2 Méthode systématique

L'utilisation des mots-clés appliqués aux paramètres permet une analyse systématique des déviations de procédé. En effet, en faisant varier ces deux notions (paramètres et mots-clés), on établit une liste, la plus complète possible, des dérives de fonctionnement d'un équipement, donc de dangers potentiels. Ainsi, l'analyse des risques du procédé est-elle des plus exhaustives, puisque non influencée par un type de danger plutôt qu'un autre.

Néanmoins, contrairement à la méthode AMDEC, la méthode HAZOP ne requiert pas de faire l'étude systématique des modes de défaillance de chaque composant d'un équipement.

#### 2.2.6.3 Méthode pluridisciplinaire

L'analyse de risque réalisée par un groupe de travail pluridisciplinaire permet de pratiquer la technique du brainstorming, source de créativité et de prendre en compte les points de vue de chacun des membres.

De plus, les sessions permettent des échanges profitables pour les acteurs travaillant sur l'installation, en particulier pour les opérateurs de fabrication et la maintenance.

#### 2.2.6.4 Larges domaines applicatifs :

La méthode s'adresse à presque toutes les opérations intervenant dans l'industrie des procédés. Elle convient à l'étude des installations complexes en permettant de caractériser l'enchaînement détaillé des événements susceptibles de conduire à un accident majeur.

### 2.2.7 Limites de la méthode

#### 2.2.7.1 Consommatrice de temps

La méthode HAZOP est parfois qualifiée de « lourde » ce qui la réserverait à l'analyse des systèmes à fort potentiel de risque. Cette critique est recevable car les deux étapes clés de la méthode, à savoir :

- la mobilisation d'une équipe pluridisciplinaire pendant de longues périodes,
- la collecte de nombreux documents pour modéliser l'installation, peuvent être

effectivement consommatrices de temps.

**2.2.8 Qualitative ou non**

La méthode HAZOP originelle se limitait à l’identification des dangers et, pour ce faire, ne fait appel qu’à des notions qualitatives comme le montre le tableau 1. En revanche, la méthode HAZOP peut devenir « semi-quantitative » dès lors que l’on fait apparaître les notions de probabilité d’occurrence et de gravité des conséquences. La séquence s’étend, et devient alors celle présentée au tableau 2.

Nœud	Paramètres	Déviations	Causes	Conséquences	Recommandation

*Tableau 2.1: Méthode HAZOP originelle (déterministe).*

Nœud	Paramètres	Déviations	Causes	Conséquences	Avant			Protections	Après			Recom mandat ions
					réduction				réduction			
					G	P	R		G	P	R	

*Tableau 2.2: Méthode HAZOP semi-quantitative (probabiliste).*

**2.2.9 Exigeante :**

Le découpage du système en secteurs (nœuds ou opérations) ne permet pas toujours d’avoir une vision globale des risques, en particulier si le périmètre de l’étude est très étendu : les risques aux interfaces peuvent ne pas être pris en compte. Le choix des membres du groupe de travail HAZOP prend ici toute son importance.

Par ailleurs, la méthode fait plus souvent apparaître les défaillances d’équipements que les défaillances humaines comme causes des déviations, alors que le facteur humain est faillible. Il faut donc que le groupe de travail s’efforce de modifier cette tendance.

**2.3 Evaluation du niveau d’intégrité de sécurité SIL**

**2.3.1 La fonction instrumentée de sécurité (SIF)**

Suite à la définition précédente on voit très bien que l’intégrité de sécurité dépend directement au bon fonctionnement des fonctions instrumentées de sécurité constituant le SIS, pour cela on évoque la notion du SIF :

C’est une fonction de sécurité avec un niveau d’intégrité de sécurité spécifié, nécessaire pour atteindre la sécurité fonctionnelle. Une fonction instrumentée de sécurité peut être, soit une fonction de protection instrumentée de sécurité, soit une fonction de commande instrumentée de sécurité. (CEI, 2003) [9]



### **2.3.2 Détermination du SIL**

Selon la norme CEI 61511 le niveau d'intégrité de sécurité (SIL) est : « niveau discret (parmi quatre possibles) permettant de spécifier les exigences concernant l'intégrité de sécurité des fonctions instrumentées de sécurité, à allouer aux systèmes instrumentés de sécurité. Le niveau d'intégrité de sécurité 4 possède le plus haut degré d'intégrité ; le niveau 1 possède le plus bas » (CEI, 2003).

Les normes internationales de sécurité fonctionnelle CEI 61508 [10] et CEI 61511 [9] définissent une démarche d'analyse du niveau d'intégrité d'un système de sécurité. Elles nous aident suite à une démarche bien définie, à déterminer le niveau d'intégrité de sécurité (SIL) pour une fonction instrumentée de sécurité. La norme CEI 61511 décrit différentes méthodes de détermination de SIL, mais aucune n'est à privilégier.

Dans cette étude on va détailler une approche semi-quantitative (Olivier, 2012) [15] « LOPA » (Layer of Protection Analysis).

### **2.3.3 Evaluation du niveau SIL**

#### **2.3.3.1 Méthode des graphes de risques :**

La méthodologie employée pour déterminer un niveau SIL [17] est une évaluation du risque basée sur une matrice de risques. Il s'agit d'une évaluation qualitative des conséquences potentielles consécutives :

- À la défaillance du système de contrôle du procédé, et
- Au non-fonctionnement – suite à sollicitation - de la fonction de sécurité destinée à protéger l'installation contre cet événement.

La méthode des graphes de risques [17], décrite dans la norme IEC 61511 est généralement employée pour évaluer le SIL d'une fonction de sécurité.

Cette méthode nécessite d'évaluer 4 paramètres :

- Paramètre « **C** » : Conséquences de l'événement dangereux,
- Paramètre « **F** » : Taux d'occupation de la zone dangereuse,
- Paramètre « **P** » : Possibilité d'éviter l'événement dangereux,
- Paramètre « **W** » : Taux de sollicitation.

La signification de ces différents termes est donnée dans la norme IEC 61511 et est reprise dans le tableau suivant :

Signification des termes utilisés dans la méthode des graphes de risques		
Paramètre		Description
Conséquence	<b>C</b>	Conséquences attendues en termes d'atteinte à la vie humaine ou de blessures, d'atteinte à l'environnement ou aux biens au cas où l'événement dangereux se produit.
Occupation	<b>F</b>	Probabilité que la zone dangereuse soit occupée lorsque l'événement dangereux se produit. Elle est déterminée en calculant la fraction de temps pendant laquelle la zone soumise à l'effet dangereux est occupée
Probabilité pour que le danger soit évité	<b>P</b>	La probabilité que les personnes exposées puissent éviter le danger si la fonction de sécurité est défaillante. Ceci dépend de l'existence de moyens indépendants d'alerte et d'évacuation des personnes
Taux de sollicitation	<b>W</b>	Le nombre de fois par an où la fonction de sécurité considérée est sollicitée. Ceci peut être déterminé en prenant en compte toutes les défaillances qui pourraient conduire à l'événement dangereux et en estimant l'occurrence globale. Les autres couches de protection doivent être prises en compte.

Tableau 2. 3: Signification des termes utilisés dans la méthode des graphes de risques.

L'objectif de la revue SIL est de définir le niveau SIL par rapport aux conséquences de l'événement dangereux sur les personnes, mais aussi par rapport aux conséquences sur l'environnement et les biens.

Un graphe de risques est alors utilisé pour chacune des trois catégories de conséquences (personnes, environnement et dommages aux biens) ; le SIL retenu pour la fonction de sécurité est le plus élevé des trois niveaux.

### 2.3.3.2 Graphes de risques et des échelles de cotation :

Les graphes de risques ainsi que les définitions des paramètres issus de l'annexe A de la norme IEC 61511- Part 3 sont les suivants : [17]

Tableau 2. 4: Échelles de cotation des paramètres d'évaluation du risque.

Tableau 2. 5: Échelles de cotation des paramètres d'évaluation du risque.

Tableau :Échelles de cotation des paramètres d'évaluation du risque				
Paramètre de risque		Définition		
		Atteintes aux personnes	Dommages à l'environnement (d'après IEC 61511)	Dommages aux biens
	<b>C1</b>	Blessures légères infligées à des personnes	Rejet ayant des conséquences mineures	Perte mineure (perte production jusqu'à 2 jours ou dommages mineurs aux équipements)

<b>Conséquences</b> « C »	<b>C2</b>	Blessures graves permanentes infligées à une ou plusieurs personnes; décès d'une personne	Rejet limité au site, ayant des conséquences Significatives	Perte locale (perte production jusqu'à 2 semaines ou dommages local d'équipements sans rechange)
	<b>C3</b>	Décès de plusieurs personnes	Rejet à l'extérieur du site, ayant des conséquences importantes, auxquelles il peut être remédié rapidement sans laisser d'atteinte durable	Perte importante (perte production jusqu'à 6 mois ou dommages importants d'équipements essentiels)
	<b>C4</b>	Effet catastrophique, de très nombreuses personnes tuées	Rejet à l'extérieur du site, ayant des conséquences importantes, auxquelles il ne peut pas être remédié rapidement ou qui laissent des atteintes durables	Perte très importante (perte production plus que 6 mois ou dégâts considérables sur l'unité de procès)
<b>Occupation</b> « F »	<b>F1</b>	Présence improbable du personnel dans la zone dangereuse (< 10% du temps)	Paramètre « F » non applicable	Paramètre « F » non applicable
	<b>F2</b>	Présence probable du personnel dans la zone dangereuse (>= 10% du temps)		

Tableau : Échelles de cotation des paramètres d'évaluation du risque				
Paramètre de risque		Définition		
		Atteintes aux personnes	Dommmages à l'environnement (d'après IEC 61511)	Dommmages aux biens
Possibilité d'éviter « P »	P1	Possibilité d'éviter le danger sous certaines conditions	Possibilité d'éviter le danger sous certaines conditions	Possibilité d'éviter le danger sous certaines conditions
	P2	Impossibilité d'éviter le danger	Impossibilité d'éviter le danger	Impossibilité d'éviter le danger
Taux de sollicitation « W »	W1	Moins d'une fois tous les 10 ans		
	W2	Comprise entre 1 fois par an et une fois tous les 10 ans		
	W3	Plus d'une fois par an		

Tableau 2.5 : Échelles de cotation des paramètres d'évaluation du risque.

### 2.3.3.3 Graphes des risques :

On emploie un graphe de risque. [17] pour chaque catégorie de conséquences. En pratique, un niveau SIL 4 ne doit jamais être requis pour une fonction de sécurité, car les matériels (capteurs, automates, actionneurs) ne permettent pas d'atteindre ce niveau très élevé de fiabilité.

Les graphes de risques sont donnés ci –après :

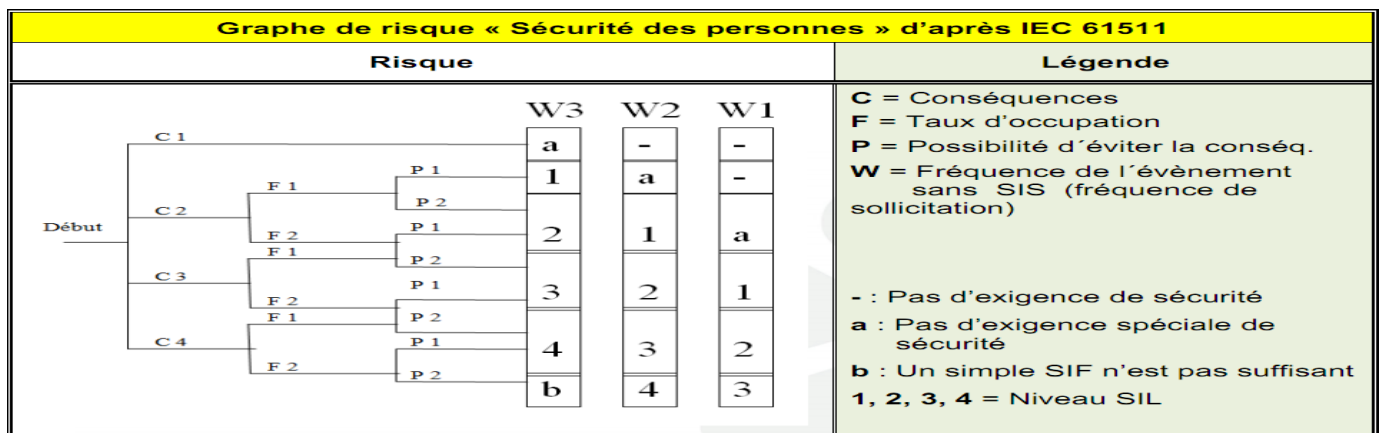


Figure 2. 2: graphe de risque <<sécurité des personnes>> d'après IEC 61511.

Le paramètre **P1** est choisi uniquement si les 3 conditions suivantes sont remplies :

Note 1 :

- : Des équipements permettent d'avertir l'opérateur que le système instrumenté de sécurité (SIS) est défaillant,
- Des équipements indépendants permettent d'arrêter et d'éviter le danger ou permettent à toutes les personnes de se mettre en lieu sûr,
- Le délai entre le moment où l'opérateur est averti et l'apparition de l'événement dangereux est supérieur à 1 heure, ou bien suffisant pour prendre les actions

Note 2 :

Le but du paramètre « W » est d'évaluer la fréquence de sollicitation du système de sécurité considéré.

### **2.4 Présentation de la méthode LOPA (Layer Of Protection Analysis) :**

Contrairement aux techniques d'évaluation des risques purement qualitatives, l'analyse des couches de protection permet d'estimer la fréquence d'un événement redouté. Cette méthode intègre les couches de protection de l'entreprise, tant organisationnelles<sup>1</sup> que techniques. La méthode LOPA évalue la réduction du risque en analysant la contribution des différentes couches (des caractéristiques intrinsèques du process jusqu'aux mesures de secours) en cas d'accident. Elle est utilisée pour déterminer quel SIL est assigné à chaque FIS et elle permet de déterminer combien de couches de protection sont nécessaires pour ramener le risque à un niveau tolérable. L'objectif est de calculer le risque résiduel exprimé en fréquence d'accident par an, ce qui impose de quantifier les fréquences d'occurrence des événements initiateurs et les probabilités de défaillances de chaque couche.

#### **2.4.1 Origine de la méthode :**

La genèse de la méthode LOPA est présentée par le CPPS dans [15]. D'après cet ouvrage, la méthode LOPA trouve ses origines dans deux publications :

- à la fin des années 1980, le Chemical Manufacturers Association (maintenant American Chemistry Council) publie Responsible Care® Process Safety Code of Management Practices» qui introduit la notion de couches de protection et qui recommande de les prendre en considération dans le cadre du système de management.
- en 1993, le Center of Chemical Process Safety (CCPs) introduisait dans le «Guidelines for Safe Automation of Chemical Processes» la méthode LOPA. Dans cet ouvrage, la méthode décrite était à un stade d'avancement préliminaire, mais était déjà proposée comme alternative pour déterminer le niveau de SIL des SIF.

- En octobre 1997, lors du congrès international à Atlanta sur les méthodes d'analyses de risques organisé par le CCPs, le besoin de publier un ouvrage présentant la méthode LOPA a émergé des différentes présentations et discussions.

En parallèle, en Europe et aux États-Unis, les normes relatives au SIL (respectivement les normes IEC 61508/61511 et ISA S84.01) étaient en pleine évolution et dans leurs premières versions, aucune de ces normes ne recommandait la méthode LOPA pour déterminer le niveau de SIL des SIF. Pour faire face aux évolutions normatives mais aussi méthodologiques initiées pour certaines par des industriels, en 1998, le CCPs décida de réunir des industriels et des experts en risques afin de démarrer un groupe de travail sur la méthode LOPA. Pour rendre accessible au grand public cette méthode, le CCPs publia en 2001 l'ouvrage «Layer Of Protection Analysis» (LOPA). De ce fait, la méthode LOPA est souvent considérée comme une Méthode d'analyse de risques récente.

### 2.4.2 Déroulement d'une revue LOPA

#### 2.4.2.1 Compétences nécessaires :

La LOPA est une méthode d'analyse de risques menée en groupe de travail pluridisciplinaire. Dans l'idéal, le groupe doit être composé de représentants des disciplines suivantes :

- ✓ sécurité ;
- ✓ instrumentation
- ✓ procédé ;
- ✓ maintenance et inspection ;
- ✓ exploitation.

La revue LOPA doit nécessairement être menée en groupe de travail car l'expertise de chaque discipline est nécessaire. Le tableau 2.6 précise les domaines pour lesquels l'expertise de chaque discipline est nécessaire au bon déroulement de la revue.

### 2.4.3 Objectif de la méthode

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

- de juger de l'adéquation entre les barrières mises en œuvre et le niveau de risque visé ; de statuer sur le besoin de mise en œuvre de nouvelles barrières ;
- de définir les « exigences » minimales sur la probabilité de défaillance des barrières à mettre en place dans le cas où les barrières existantes ne permettraient pas de justifier d'un risque acceptable ;
- d'évaluer la fréquence d'occurrence résiduelle d'un scénario d'accident.

La première étape de la méthode LOPA [15] consiste à définir le scénario d'accident. Un scénario est composé d'un accident. Un scénario est composé à minima de deux éléments :

- – un événement initiateur ;
- – une conséquence.

L'un des principes de base de la méthode est qu'un scénario doit être composé d'un unique couple événement initiateur/ conséquence. Dans le cas où un même événement initiateur peut mener à différentes conséquences, il est alors nécessaire de définir autant de scénarios que de conséquences.

Un scénario peut, en plus des deux éléments définis précédemment, inclure :

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

Cette méthode intègre toutes les couches de protection de l'entreprise, tant organisationnelles que techniques. La méthode LOPA évalue la réduction du risque en analysant la contribution des différentes couches (qui englobe l'ensemble des barrières depuis la conception du procédé jusqu'aux mesures de secours) en cas d'accident. L'ouvrage du CCPs introduit la notion de barrière de sécurité indépendante (IPL). 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.

La méthode LOPA trouve plusieurs applications :

- compléter l'analyse menée dans l'HAZOP si le groupe de travail considère le scénario trop complexe ou que les conséquences sont trop importantes
- déterminer les niveaux de SIL requis pour les fonctions instrumentées de sécurité (SIF) ;
- évaluer l'impact de la modification du procédé ou des barrières de sécurité ;
- analyser de manière plus détaillée certains scénarios d'accidents.

D'après l'ouvrage [18], un scénario est jugé complexe en cas de doute :

- sur la compréhension du déroulement du scénario identifié ;– sur l'indépendance des barrières valorisées.

Aujourd'hui, le retour d'expérience montre que la méthode LOPA est principalement utilisée dans le cadre de l'application des normes SIL (IEC ou ISA). En revanche, les propositions de mise en place de barrières supplémentaires dans le but de réduire un risque ne doivent pas se limiter aux seules SIF.

La méthode LOPA peut aussi être utilisée comme une alternative à une analyse quantifiée en termes de fréquence d'occurrence et de gravité. À ce titre, la figure 2.4 présente l'exemple de répartition des méthodes d'analyse de risques proposé par le CCPs dans l'ouvrage [18].

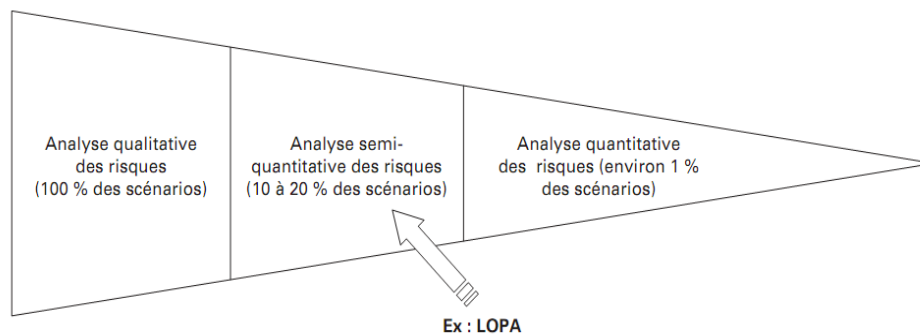


Figure 2. 3: Répartition des méthodes d'analyse.

**2.4.4 Domaine d'expertise :**

Sécurité	-Définition des scénarios d'accidents. -Évaluation des fréquences d'occurrence des événements initiateurs. -Évaluation des conséquences et des niveaux de gravité qui y sont associés. -Évaluation de la probabilité de défaillance des barrières de sécurité.
Instrumentation	-Définition de l'architecture des fonctions instrumentées de sécurité (SIF). -Évaluation de la probabilité de défaillance des SIF. -Connaissances sur les exigences des normes relatives au SIL (IEC 61508 – 61511).
Procédé	-Connaissance du fonctionnement du procédé (permet d'identifier les dérives, définir des modes et seuils de détection, etc.).
Maintenance et Inspection	-Connaissance des fréquences d'inspection des équipements (données qui influent sur la fréquence d'occurrence des événements de type « perte de confinement »). -Connaissance des périodes de test pour les barrières de sécurité (données nécessaires à l'évaluation de la probabilité de défaillance des SIF). -Connaissance des temps de réparation des barrières de sécurité (données nécessaires à l'évaluation de la probabilité de défaillance des SIF).
Exploitation	-Connaissance du fonctionnement des installations.

Tableau 2.7 Domaines d'expertise des différents participants à une revue LOPA

**2.4.5 Description des différentes couches de protection :**

Dans le cadre de la réduction des risques, on est amené à mettre en place différentes barrières prévues, soit pour agir sur la probabilité d'un accident (barrière de prévention), soit sur la gravité (barrière de mitigation et de protection).

Pour cela, la méthode LOPA introduit le concept de « couches de protection » présenté en



Figure (2.4) selon la **norme CEI61511**.

Ce concept repose sur le principe que les moyens mis en œuvre dans le but de réduire les risques sont nombreux et diversifiés. Ces différents moyens sont prévus pour intervenir de manière graduelle dans le temps. En d'autres termes, ces différentes couches vont être «sollicitées» tour à tour avec pour objectif de « stopper » le déroulement du scénario d'accident ou d'en réduire les effets.

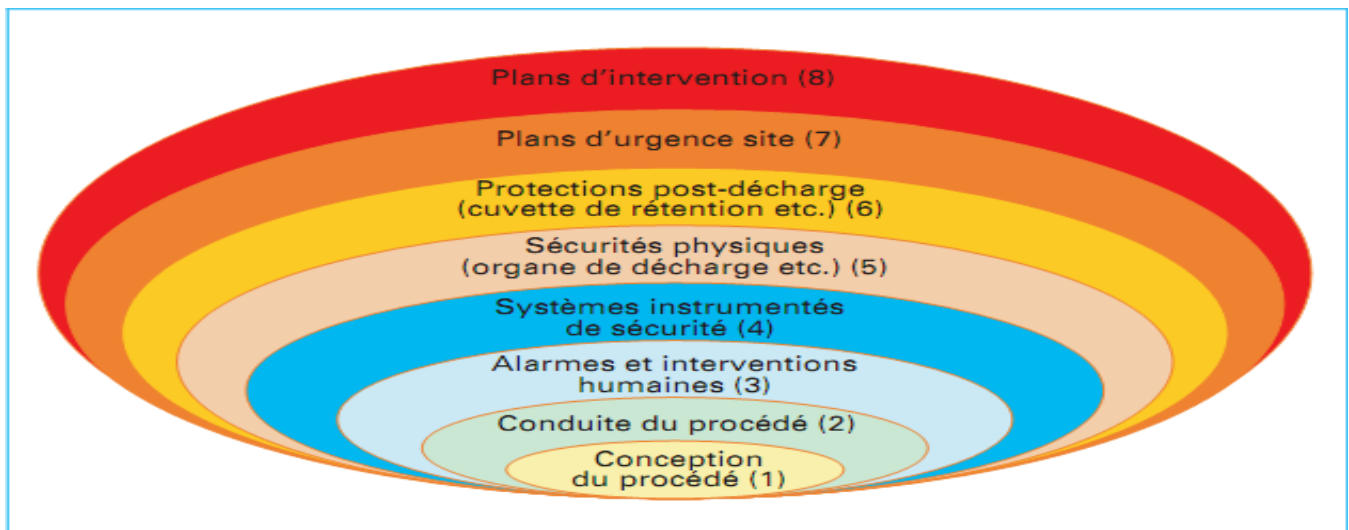


Figure 2. 4: Différentes couches de protection suivant LOPA.

#### 2.4.6 Principales étapes de la méthode

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 (Olivier, 2012) [15] sont les suivantes :

##### 1. Sélection d'un scénario d'accident :

La méthode LOPA traite les scénarios d'accident les uns après les autres. Les scénarios à étudier à l'aide d'une LOPA peuvent être le résultat d'une phase d'analyse préliminaire telle que l'HAZOP. Les scénarios sont alors ceux qui ont été identifiés par le groupe de travail comme devant faire l'objet d'une analyse complémentaire. Ce besoin peut se justifier soit par la complexité du scénario, soit par son niveau de gravité. En effet, il est possible que le groupe de travail considère que l'analyse de certains scénarios doit faire l'objet d'une analyse plus détaillée en termes de fréquence d'occurrence et de gravité. Un scénario pourra aussi faire l'objet d'une LOPA si une recommandation de mise en place d'une nouvelle barrière de sécurité a été faite en fin d'HAZOP.

##### 2. Identification de l'ensemble des événements initiateurs pouvant être à l'origine du scénario d'accident :

Les événements initiateurs sont les événements susceptibles d'être à l'origine de réalisation du scénario d'accident qui mène à la conséquence étudiée. Dans le cas où plusieurs événements initiateurs mènent à la même conséquence, ils doivent être traités de manière indépendante. Lorsque la LOPA fait suite à une HAZOP, les événements initiateurs peuvent être sélectionnés en se référant aux causes identifiées dans l'HAZOP [14]. Sinon, il est aussi possible d'utiliser des listes d'événements initiateurs « types » à étudier. Dans le CCPs précise que le déclenchement intempestif d'une IPL ne doit pas être considéré comme un événement initiateur.

En revanche, ce type d'initiateur devra être pris en compte lors de l'analyse des scénarios d'accident pouvant survenir durant les phases de redémarrage (entre autres lors de l'évaluation de la fréquence d'occurrence des phases de redémarrage).

### **3. *Évaluation de la gravité des conséquences associées au scénario d'accident :***

Cette étape est certainement la moins « bornée » de toute la méthode. Tout d'abord, il est nécessaire de définir la manière dont la gravité des conséquences sera déterminée. Deux approches coexistent :

- évaluation de la gravité au regard de l'intensité des phénomènes dangereux. Par exemple, pour une perte de confinement, l'évaluation de la gravité pourra se faire en se basant sur le débit de fuite ou bien sur la masse de produit relâchée
- évaluation de la gravité par rapport à une estimation des dommages consécutivement à la réalisation du scénario d'accident. Les dommages peuvent être évalués au regard des conséquences sur les hommes (morts ou blessés), sur l'environnement (pollution) ou encore financières (perte d'exploitation, dommages sur les équipements, etc.).

Dans les deux approches précédentes, l'évaluation de la gravité se fait généralement en se référant à des tables qui ont pour objectif d'orienter les choix du groupe de travail. Dans certains cas, la réalisation de modélisations pour évaluer l'intensité des phénomènes dangereux pourrait être envisagée. En revanche, dans ce cas, l'évaluation de la gravité ne pourrait pas se faire en temps réel et demanderait donc à être revalidée par le groupe de travail.

### **4. *Identification de l'ensemble des mesures (ou couches de protection) qui permettent de prévenir du déroulement du scénario d'accident :***

Les barrières valorisées dans une LOPA peuvent être de plusieurs types. L'une des particularités de la méthode est d'intégrer les barrières organisationnelles. De même, la conception du procédé et son système de conduite (BPCS) pourront être valorisés comme des barrières. Il est important de rappeler que la LOPA impose :

- que les barrières soient indépendantes les unes des autres ;
- que les barrières soient indépendantes de l'événement initiateur (IPL). Ce critère

d'indépendance amène à la préconisation suivante :

Lorsque la défaillance du système de conduite BPCS est à l'origine de l'événement initiateur, celui-ci ne peut être valorisé comme barrière (approche recommandée par le CCPs dans

Lors de la sélection des barrières, il est important de conserver à l'esprit la nécessité :

- de vérifier le bon dimensionnement de la barrière vis-à-vis de l'événement initiateur ;
- de documenter la justification des critères de performances alloués aux barrières car celles-ci pourront être « auditées » ;
- de pouvoir justifier du maintien dans le temps des critères de performance des barrières.

### **5. *Évaluation de la fréquence des événements initiateurs :***

L'évaluation de la fréquence d'occurrence des événements initiateurs peut se faire à l'aide de valeurs d'occurrence déduites du retour d'expérience du site, du retour d'expérience d'un secteur d'activité ou encore d'avis d'expert. En l'absence de données spécifiques, des tables récapitulant des ordres de grandeur de fréquences pour des événements initiateurs « types » peuvent être utilisées (généralement, ces tables reprennent des valeurs issues de banques de données reconnues).

### **6. *Évaluation des probabilités de défaillances à la sollicitation allouées aux différentes mesures :***

Dans la méthode LOPA, l'évaluation des probabilités de défaillances se fait à l'aide de valeurs « types » proposées dans l'ouvrage du CCPs .L'utilisation de ces valeurs permet d'éviter de recourir à des méthodes de calcul lourdes. En revanche, il est important de conserver à l'esprit que ces valeurs ne constituent que des ordres de grandeur et qu'en fonction du contexte d'utilisation, de la politique de maintenance et de test des barrières, ces valeurs peuvent se révéler minorantes ou au contraire majorantes. Ce dernier point est aussi vrai pour les barrières organisationnelles ; en fonction du niveau de formation des opérateurs, les valeurs de probabilités d'erreur humaine peuvent être très différentes.

### **7. *Évaluation de la fréquence d'occurrence du scénario d'accident en prenant en compte le facteur de réduction lié aux mesures mises en place (fréquence résiduelle) :***

L'évaluation de la fréquence d'occurrence du scénario d'accident se calcule à partir de la connaissance de la fréquence de l'événement initiateur et des probabilités de défaillances des barrières.

### **8. *Définition des besoins en termes de barrières supplémentaires :***

La fréquence d'occurrence évaluée à l'étape 7 est comparée à une fréquence cible qui a été définie au début de l'analyse. Pour déterminer cette fréquence cible, un référentiel d'acceptabilité des risques est utilisé. À partir de la connaissance de la gravité des conséquences, il est possible d'en déduire la fréquence d'occurrence maximale admissible pour que le scénario soit en zone de risque acceptable. Ce référentiel d'acceptabilité des risques peut être, soit interne à un groupe, soit imposé par la réglementation en vigueur.

Si la fréquence d'occurrence du scénario est inférieure à la fréquence cible, la criticité du Scénario est jugée acceptable et l'analyse s'arrête. Dans le cas contraire, deux solutions :

- envisager de mettre en place une nouvelle barrière ;
- envisager de modifier le procédé

La seconde solution est rarement retenue car si la LOPA est menée dans une phase avancée d'un projet (ou sur une installation existante), la première solution sera toujours préférée. La seconde solution ne semble envisageable que dans les cas suivants :

- la LOPA est menée dans une phase de conception où il est encore possible de modifier les choix de conception ;
- la criticité d'un scénario est inacceptable et aucune barrière supplémentaire ne peut être mise en œuvre.

Lorsque la mise en place d'une nouvelle barrière est proposée, il est alors nécessaire de réévaluer la fréquence d'occurrence du scénario. [15]

Les étapes précédentes ont été récapitulées dans le schéma suivant :

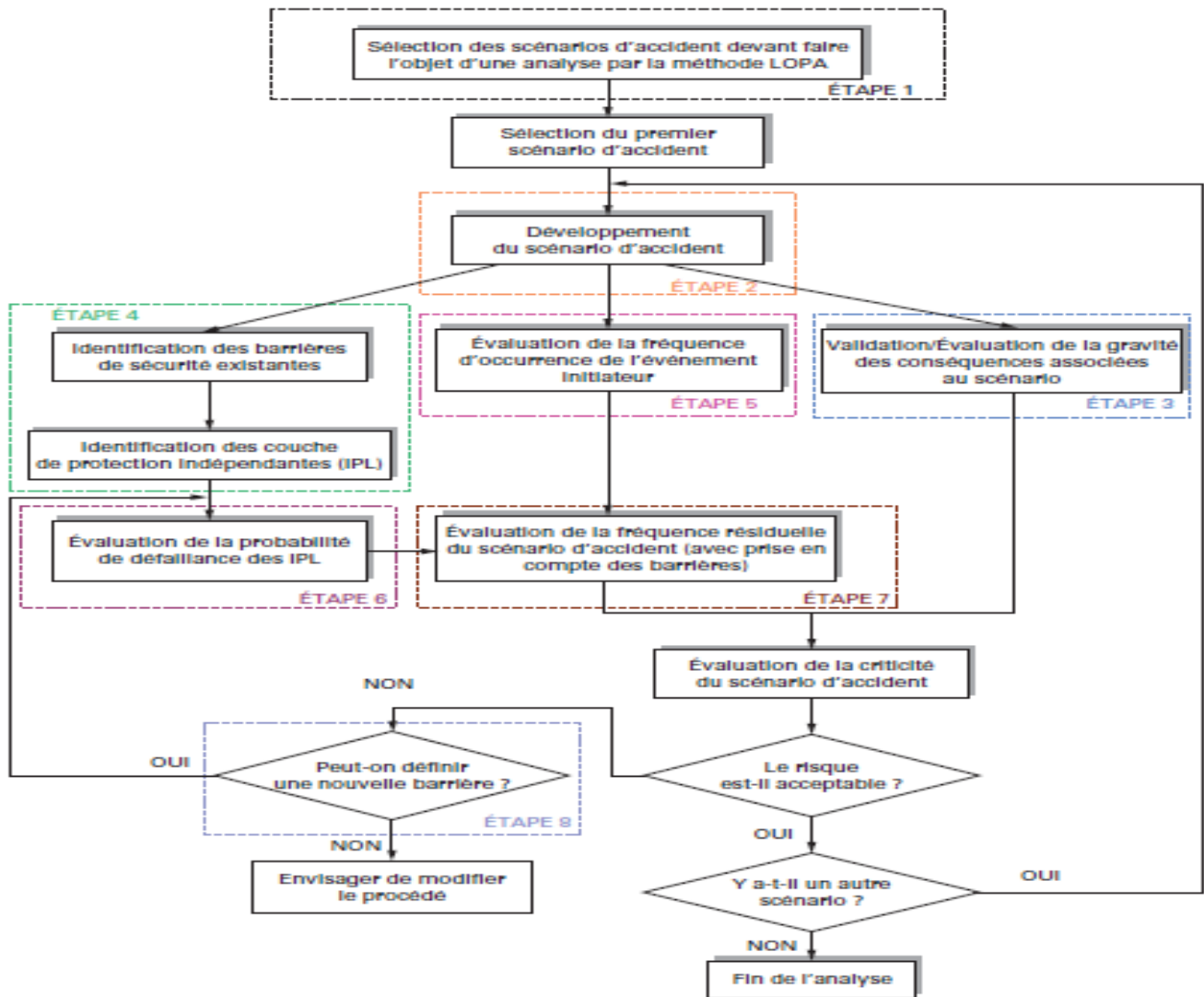


Figure 2. 5: Processus général de la méthode LOPA.

## 2.5 Quelques rappels sur la notion de barrière de sécurité :

### 2.5.1 Barrières techniques de sécurité (BTS)

Selon  $\Omega 10$  (INERIS, 2008) [19] les barrières de sécurité (ou mesures de maîtrise des risques) sont de trois types :

- les barrières techniques,
- les barrières humaines,
- les barrières qui font intervenir les barrières techniques et humaines. Ces barrières sont appelées systèmes à action manuelle de sécurité.

Dans la catégorie des barrières techniques de sécurité, il peut s'agir de dispositifs désécurité ou de systèmes instrumentés de sécurité.

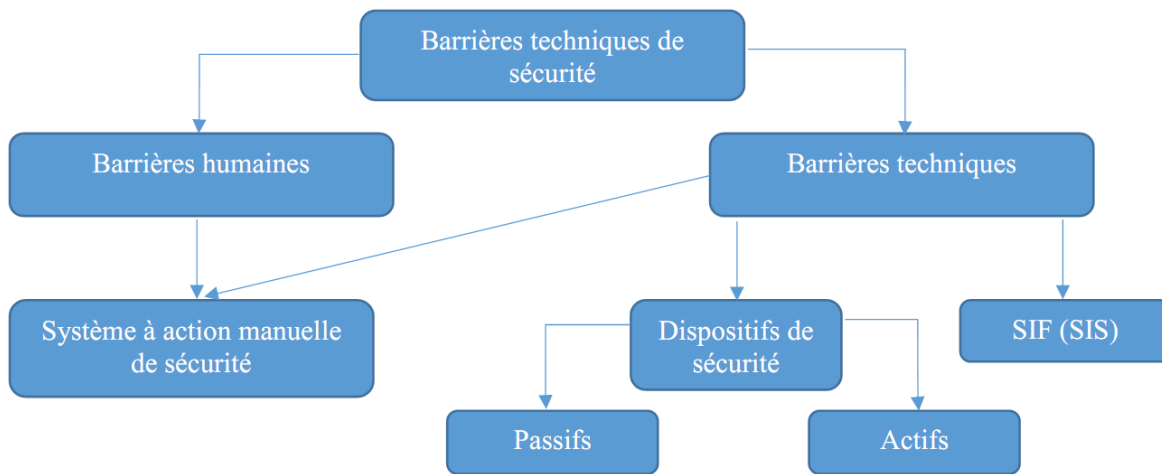


Figure 2. 6. Typologie des barrières de sécurité

### 2.5.2 Définition et quantification des fréquences des événements initiateurs :

Selon  $\Omega 10$  un dispositif de sécurité est en général un élément unitaire, autonome, ayant pour objectif de remplir une fonction de sécurité, dans sa globalité.

On distingue deux types de dispositifs de sécurité :

- Les **dispositifs passifs** : qui ne mettent en jeu aucun système mécanique pour remplir leur fonction et qui ne nécessitent ni action humaine (hors intervention de type maintenance), ni action d'une mesure technique, ni source d'énergie externe pour remplir leur fonction. On retrouve notamment dans cette catégorie les cuvettes de rétention, les disques de rupture, les arrête-flammes ainsi que les murs coupe-feu.
- Les **dispositifs actifs** qui mettent en jeu des dispositifs mécaniques (ressort, levier...) pour remplir leur fonction. On retrouve notamment dans cette catégorie les soupapes de décharge et les clapets limiteurs de débit. Ils peuvent nécessiter une source d'énergie externe pour fonctionner.

Dispositif actif	Dispositif passif
Soupape de sécurité	Cuvette de rétention
Clapet anti-retour	Évent
Clapet excès de débit	Réducteur de débit
Évent de respiration avec ressort	Écran de protection
Double clapet de rupture	Disque de rupture

Tableau 2.8 : Exemples de dispositifs actifs et passifs

À ce stade il faut mettre en évidence une notion : une vanne de sécurité n'est pas considérée comme un dispositif de sécurité, car elle n'assure pas à elle seule une fonction de sécurité dans sa

globalité. Il faut une action humaine et/ou une source d'énergie externe pour l'actionner. (Voir Chapitre SIS). [13]

Une barrière est dite performante si elle vérifie les trois critères suivants :

➤ **L'efficacité** : est l'aptitude de la barrière de sécurité à remplir la fonction de sécurité pour laquelle elle a été choisie, dans son contexte d'utilisation et pendant une durée donnée de fonctionnement.

➤ **Temps de réponse** : correspond à l'intervalle de temps entre le moment où une barrière de sécurité, dans un contexte d'utilisation, est sollicitée et le moment où la fonction de sécurité assurée par cette barrière de sécurité est réalisée dans son intégralité

➤ **Probabilité de défaillance** : on distingue deux types :

- Probabilité de défaillance lors d'une sollicitation (PFD) : Elle correspond à l'indisponibilité du système relatif à la sécurité à un instant donné.
- Probabilité de défaillance moyenne lors d'une sollicitation (PFDavg) : C'est la valeur moyenne de la PFD sur un intervalle de temps donné.

### 2.5.2.1 Définitions des événements initiateurs :

Les événements initiateurs peuvent être répartis en trois catégories :

- les événements externes les défaillances d'équipements ;
- les erreurs humaines.
- Les événements externes couvrent : les phénomènes naturels (tremblement de terre, tornade, tempête et inondation) ;
- les agressions par effets dominos, c'est-à-dire les effets observés suite à un accident sur une installation voisine (par exemple, un incendie ou une explosion),
- les agressions par impact (chute d'avion, impact d'objet manu mentionné, impact de véhicule),
- Les défaillances d'équipements couvrent entres autres,
- les défaillances des systèmes de contrôle qui incluent,
- les défaillances des composants du BPCS,
- les défaillances dans le programme,
- les défaillances d'utilités qui servent à la mise en sécurité (air comprimé, par exemple),
- Les défaillances mécaniques.

Occurrence	Descriptif	Fréquence (par an)
	Tapez une équation ici.	
Faible	Une défaillance ou une série de défaillances avec une très faible probabilité d'occurrence au cours de la durée de vie prévue de l'installation Exemples : – au moins trois défaillances simultanée d'instruments de mesure ou humaines – perte de confinement d'un seul réservoir ou équipement procédé	$F < 10^{-4}$
Moyenne	Une défaillance ou une série de défaillances avec une faible probabilité d'occurrence au cours de la durée de vie prévue de l'installation Exemples : – défaillances simultanées d'instruments et de vannes – combinaison de défaillances d'instruments ou d'erreurs humaines – perte de confinement sur une canalisation de petit diamètre ou sur piquage	$10^{-2} < F \leq 10^{-4}$
Élevée	L'occurrence d'une défaillance peut être raisonnablement prédite au cours de la durée de vie prévue de l'installation Exemples : – fuites sur unité de procédé – défaillance d'un instrument ou d'une vanne – erreur humaines susceptibles d'être à l'origine d'une mise à l'atmosphère de produit.	$10^{-2} \leq F$

**Tableau 2.9 – Proposition de fréquences d'occurrence pour des événements initiateurs**

*(D'après l'IEC 61511-3)*

**2.5.2.2 Quantification 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.

La norme IEC 61511-3 rapporte, à titre d'exemple, quelques valeurs de fréquences d'occurrence susceptibles d'être utilisées dans le cadre d'une LOPA. Ces valeurs sont présentées dans le tableau 2.9. [9]

Dans la pratique, les propositions faites dans le tableau 2.9 se révèlent insuffisantes pour les besoins d'une revue LOPA. En effet, pour guider le groupe de travail dans ses choix, le groupe doit disposer d'un « référentiel » lui permettant de justifier des fréquences allouées aux différents événements



initiateurs. En l'absence d'un tel « référentiel », le risque principal est d'aboutir à des cotations de fréquences basées en grande partie sur des avis d'experts.

Ainsi, pour aider à la mise en œuvre de la méthode LOPA, le CCPs [18] propose des valeurs de fréquences d'occurrence pour quelques événements initiateurs. Ces valeurs sont reprises dans le tableau 2.10.

Événement initiateur	Intervalle de fréquence issu de la littérature (par an)	Exemple de valeur pour application à la LOPA (par an)
Perte de confinement d'un réservoir sous pression	$10^{-7}$ à $10^{-5}$	$10^{-6}$
Rupture d'une canalisation de 100 m	$10^{-6}$ à $10^{-5}$	$10^{-5}$
Brèche 10 % DN sur une canalisation de 100 m	$10^{-4}$ à $10^{-3}$	$10^{-3}$
Perte de confinement sur un réservoir à pression atmosphérique	$10^{-5}$ à $10^{-3}$	$10^{-3}$
Fuite sur joint	$10^{-6}$ à $10^{-2}$	$10^{-2}$
Survitesse d'un moteur générant une brèche sur le corps de l'équipement	$10^{-4}$ à $10^{-3}$	$10^{-4}$
Agressions par choc (véhicule, etc.)	$10^{-4}$ à $10^{-2}$	$10^{-4}$
Chute de grue	$10^{-4}$ à $10^{-3}$ par levage	$10^{-4}$ par levage
Impact de foudre	$10^{-4}$ à $10^{-3}$	$10^{-3}$
Ouverture intempestive d'une soupape	$10^{-4}$ à $10^{-2}$	$10^{-2}$
Défaillance d'un système de refroidissement	$10^{-2}$ à 1	$10^{-1}$
Défaillance d'une garniture de pompe	$10^{-2}$ à $10^{-1}$	$10^{-1}$
Rupture d'un flexible de transfert	$10^{-2}$ à 1	$10^{-1}$
Boucle du BPCS	$10^{-2}$ à 1	$10^{-1}$
Incendie de faible envergure	$10^{-2}$ à $10^{-1}$	$10^{-1}$
Incendie de grande envergure	$10^{-3}$ à $10^{-2}$	$10^{-2}$
LOTO procédure	$10^{-4}$ à $10^{-3}$ par opportunité	$10^{-3}$ par opportunité
Erreur humaine pour exécuter une procédure de routine	$10^{-3}$ à $10^{-1}$ par opportunité	$10^{-2}$ par opportunité
Pour un opérateur bien formé, non stressé et non fatigué.		

**Tableau 2.10 – Proposition de fréquences d'occurrence pour des événements initiateurs (d'après [18])**

### 2.5.3 Quantification des probabilités de défaillance des barrières :

#### 2.5.3.1 Barrières « actives » :

La méthode 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 2.11. Les valeurs de PFD proposées pour les SIF (caractérisés par un niveau de SIL) sont en accord avec les valeurs rapportées dans la norme IEC 61511 [9]. Pour rappel, la probabilité de défaillance d'une SIF permet de déterminer son niveau de SIL (Safety Integrity Level) ou niveau d'intégrité de sécurité. Il existe quatre niveaux de SIL allant de 1 à 4 :

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

Niveau d'intégrité de sécurité (SIL)	Probabilité de défaillance moyenne cible lors d'une sollicitation
4	$10^{-5} \leq \text{PFD}_{\text{avg}} < 10^{-4}$
3	$10^{-4} \leq \text{PFD}_{\text{avg}} < 10^{-3}$
2	$10^{-3} \leq \text{PFD}_{\text{avg}} < 10^{-2}$
1	$10^{-2} \leq \text{PFD}_{\text{avg}} < 10^{-1}$

Tableau 2.11 Probabilité de défaillance à la sollicitation pour les barrières actives.

### 2.5.3.2 Barrières « passives » :

Le tableau 2.11 présente quelques valeurs de probabilité de défaillance de barrières de sécurité pouvant être définies comme des IPL passives. Ces valeurs sont extraites de l'ouvrage LOPA [18]. Le CCPs recommande d'allouer aux barrières passives une valeur de probabilité de défaillance dans le but d'éviter que les scénarios qui pourraient survenir en cas de défaillance de la barrière ne disparaissent de l'analyse de risques. En d'autres termes, le CCPs rappelle par ce principe qu'une barrière passive n'est pas « infaillible ».

IPL	Intervalle de probabilité de PFD issu de la littérature	PFD proposée pour la LOPA
Cuvette de rétention	$10^{-3}$ à $10^{-2}$	$10^{-2}$
Système de drainage	$10^{-3}$ à $10^{-2}$	$10^{-2}$
Évent	$10^{-3}$ à $10^{-2}$	$10^{-2}$
Ignifuge	$10^{-3}$ à $10^{-2}$	$10^{-2}$
Mur résistant à la surpression/bunker	$10^{-3}$ à $10^{-2}$	$10^{-3}$
Arrête flamme	$10^{-3}$ à $10^{-1}$	$10^{-2}$
Soupape de sécurité	$10^{-3}$ à $10^{-1}$	$10^{-2}$
Disque de rupture	$10^{-3}$ à $10^{-1}$	$10^{-2}$

**Tableau 2.12– Probabilité de défaillance à la sollicitation pour les barrières passives.**

### 2.5.3.3 Barrières « humaines » :

L'aspect quantification de la « fiabilité » humaine est relativement peu développé dans l'ouvrage dédié à la méthode LOPA [18].

L'ouvrage rapporte quelques probabilités de défaillance pour des actions post-accidentelles. Ces valeurs sont présentées dans le tableau 2.12.

Dans [18], le CCPs met en garde vis-à-vis de l'utilisation de valeurs de PFD inférieures à celles rapportées dans le tableau 11. Lorsque ces barrières sont considérées comme des IPL, il est important de comparer la complexité des actions à mettre en œuvre et le temps disponible pour les réaliser. Le lecteur souhaitant plus de détails sur les facteurs susceptibles de modifier les probabilités d'erreur humaine pourra se référer au guide INERIS OMEGA 20 [20] qui présente une démarche d'évaluation des barrières humaines de sécurité.

La norme IEC 61511-3 rapporte quelques valeurs de probabilité d'erreur humaine qui sont pour la plupart du même ordre de grandeur que celles rapportées dans [18]. Ces valeurs sont présentées dans le tableau 2.13.

IPL	Intervalle de probabilité de PFD issu de la littérature	PFD proposée pour la LOPA
Action humaine avec un temps disponible de 10 minutes pour mettre en œuvre l'action	$10^{-1}$ à 1	$10^{-1}$
Action humaine sur alarme transmise par un BPCS avec un temps disponible de 40 minutes pour mettre en œuvre l'action	$10^{-1}$	$10^{-1}$
Action humaine avec un temps disponible de 40 minutes pour mettre en œuvre l'action	$10^{-2}$ à $10^{-1}$	$10^{-1}$

**Tableau 2.13 Probabilité de défaillance à la sollicitation pour les barrières humaines.**

Action humaine	PFD
Opérateur formé et non stressé	$10^{-2}$ à $10^{-4}$
Opérateur stressé	0.5 à 1
Réponse à une alarme	$10^{-1}$

**Tableau 2.14 Probabilité de défaillance à la sollicitation pour les barrières humaines.**

### 2.5.4 Évaluation de la fréquence d'occurrence résiduelle du scénario :

L'évaluation de la fréquence d'occurrence résiduelle du scénario d'accident nécessite au préalable :

- d'avoir quantifié les fréquences d'occurrence des différents initiateurs pouvant mener à la conséquence identifiée ;
- d'avoir quantifié les probabilités de défaillance des IPL identifiées

vis-à-vis du scénario d'accident.

Dans le cas particulier des scénarios d'accident ayant pour conséquence la mise à l'atmosphère de produit inflammable, il est alors nécessaire de pouvoir évaluer la probabilité d'inflammation. Plus précisément, ce sont généralement deux probabilités qui doivent être définies :

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

L'évaluation des probabilités d'inflammation immédiate et retardée est peu développée. Le CCPs conseille d'utiliser des arbres de décision « types » lors des revues LOPA pour orienter les choix du groupe de travail.

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

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

Le tableau 2.15 résume les différentes formules de calcul qui peuvent être utilisées pour estimer la fréquence d'occurrence résiduelle d'un scénario. Pour illustrer les différentes formules, nous considérerons que le scénario étudié génère une fuite à l'atmosphère d'un produit qui présente un caractère inflammable et toxique.

Formule de calcul	Conséquence
$f_i^c = f_i^l * \left( \prod_{j=1}^n p f d_{ij} \right)$	Fuite du produit
$f_i^c = f_i^l * \left( \prod_{j=1}^n p f d_{ij} \right) * p_{inflammation}$	Fuite enflammée
$f_i^c = f_i^l * \left( \prod_{j=1}^n p f d_{ij} \right) * (1 - p_{inflammation})$	Fuite non enflammée
$f_i^c = f_i^l * \left( \prod_{j=1}^n p f d_{ij} \right) * p_{présence}$	Personnel exposé à la fuite de produit
$f_i^c = f_i^l * \left( \prod_{j=1}^n p f d_{ij} \right) * p_{inflammation} * p_{présence}$	Personnel exposé à la fuite enflammée
$f_i^c = f_i^l * \left( \prod_{j=1}^n p f d_{ij} \right) * (1 - p_{inflammation}) * p_{inflammation} * p_{présence}$	Personnel exposé au seuil d'effet générant des blessures (toxique)
$f_i^c = f_i^l * \left( \prod_{j=1}^n p f d_{ij} \right) * (1 - p_{inflammation}) * p_{mort} * p_{présence}$	Personnel exposé au seuil des effets générant la mort (toxique)
$f_i^{si} = f_i^l * \left( \prod_j PFD_{ij} \right) * p_{inflammation} * p_{présence} * p_{blessure}$	Personnel exposé au seuil d'effet générant des blessures (thermique/surpression).
$f_i^c = f_i^l * \left( \prod_{j=1}^n p f d_{ij} \right) * (1 - p_{inflammation}) * p_{inflammation} * p_{mort}$	Personnel exposé au seuil des effets générant la mort (thermique/surpression)

Notations :

$f_i^j$  : fréquence de la conséquence associée à l'événement initiateur  $i$  à l'origine du scénario d'accident.

$PFD_{ij}$  : barrière de sécurité indépendante (IPL) numéro  $j$  vis-à-vis du scénario d'accident.

$P_{Inflammation}$  : probabilité d'inflammation.

$P_{Présence}$  : probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet associée à la conséquence.

$P_{Blessure}$  : probabilité de blessure.

$P_{Mort}$  : probabilité de mort.

**Tableau 2.15 Formules de calcul de la fréquence d'occurrence résiduelle du scénario.**

### 2.6. Conclusion :

La méthode HAZOP est une méthode systématique et un outil puissant dans le domaine des procédés utilisant des fluides. Elle nous a aidé à identifier toutes les causes des scénarios ainsi leurs enchainements, mais elle ne peut pas traiter les scénarios assez complexes.

La Méthode des graphes de risques employée pour déterminer un niveau SIL est une évaluation du risque basée sur une matrice de risques. Il s'agit d'une évaluation qualitative des conséquences potentielles consécutives.

La méthode LOPA est un outil très puissant qui nous aide à déterminer et vérifier le niveau d'intégrité de sécurité requis (SIL requis) avec une démarche semi-quantitative et en utilisant les bases de données cela est très pratique, surtout dans le cas où on n'a pas suffisamment de données.

D'autre part, la détermination du SIL requis montre à l'employeur la nécessité ou non de la mise en place des barrières de sécurité et plus précisément le niveau d'intégrité de sécurité exigé pour que la barrière soit satisfaisante et ainsi d'établir ou maintenir les processus dans un état de sécurité.



## **Chapitre 3 : CHAMPS D'ETUDE (INSTALLATION)**

### **3-1 Présentation du complexe Férial à Annaba**

La zone d'étude est située à l'extrême Nord-est de l'Algérie, dans la wilaya d'Annaba.

L'ensemble des unités de FERTIAL se trouve sur la plateforme chimique, située au Sud-est de la ville d'Annaba vers la route des salines sur les berges de la mer Méditerranée.

L'usine Férial d'Annaba est située sur un terrain vague de forme trapézoïdale et d'une surface de 184.817 m<sup>2</sup> dans la zone industrielle qui se trouve au sud de la ville d'Annaba.

Les unités de productions des engrais azotés et la centrale utilité II sont implantées dans la partie Nord et les unités de productions d'engrais phosphatés et centrale utilité I dans la partie Sud.

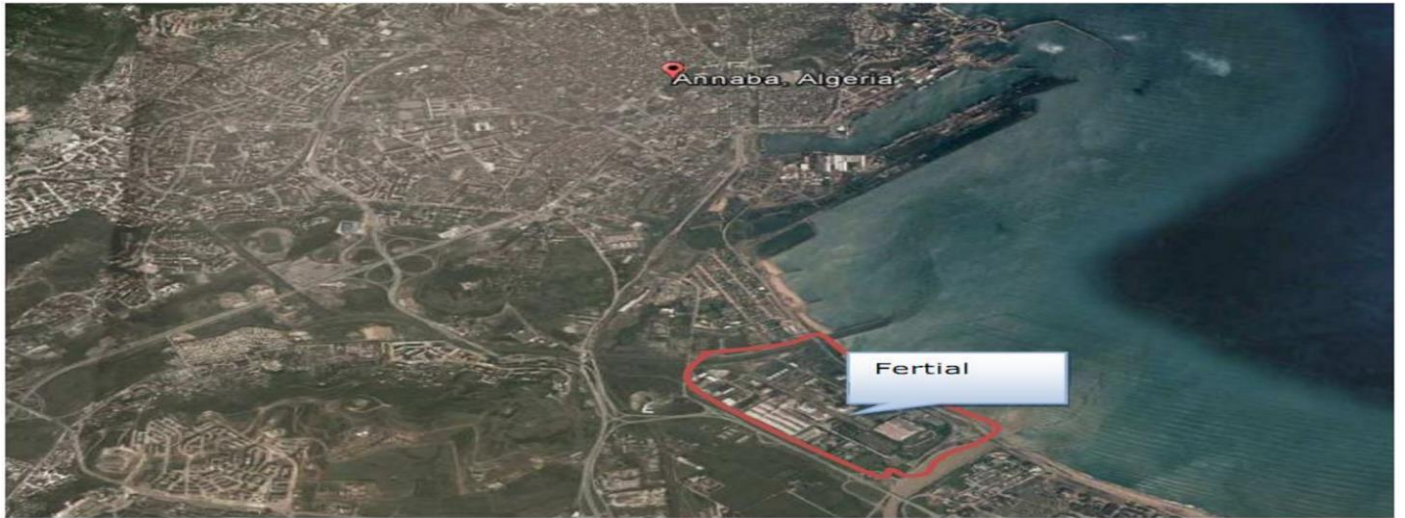
Le site du complexe occupe une superficie de l'ordre de 108 hectares délimité :

- Nord-est par la méditerranée,
- Sud-est par l'Oued Seybouse et la cité Sidi Salem,
- Sud-ouest par la route RN 44 et par la Cité et El Bouni
- Nord-Ouest par l'Oued Boudjlina et la cité Seybouse.



**Figure 3. 1. Localisation de Férial par rapport à la ville d'Annaba.**





*Figure 3. 2: Localisation géographique de Ferial Annaba par Google Earth.*

Dans le cadre de son domaine d'activités, la société des fertilisants d'Algérie FERTIAL SPA ANNABA produit et commercialise :

- L'ammoniac anhydre liquide (-33° C)
- Nitrate d'Ammonium granulé à usage agricole et Technique
- Le Calcium Ammonium Nitrate 27% Azote (CAN 27)
- Différentes types d'engrais NPK (Azote, Nitrate, Phosphate) les capacités de production des différentes unités sont reprises ci-dessous:

Unités	Capacité de traitement
Une unité d'ammoniac- procédé Kellogg	1000 t/j
Un stockage d'ammoniac	20000 t
Une unité d'acide nitrique composée de 2 lignes de fabrication	400 t/j/l
4 bacs de stockage d'acide nitrique	660 m <sup>3</sup>
Une unité de nitrate d'ammonium composée de 2 lignes de fabrication	500 t//j/l
Une unité de NPK- procédé Pechiney Saint-Gobain	1050 t
Un centre de conditionnement et stockage du nitrate d'ammonium	-
4 unités de dessalement eau de mer- multi-flash	200t/h
2 chaudières Bab-cool	720 t/h
1 chaudière standard Kecal	720 t/h

**Tableau 1 : Liste des capacités de production de chaque unité**

### 3.2 Historique du complexe : [21].

Pour le compte de la Sonatrach, la Société française KREBS a construit le complexe d'engrais phosphatés qui a été mis en exploitation en 1972 avec l'entrée en production des unités : acide sulfurique, acide phosphorique et engrais. La même Société française a parachevé la construction d'une unité de Tripoly phosphate de Soude qui a démarré en 1982 ; la même année le complexe d'Engrais Azotés a été mis en exploitation par le démarrage des unités Acide

Nitrique et Nitrate d'Ammonium dont la construction fut confié à KREBS.

En 1975 la société française Creusot Loire Entreprise avait été contractée pour réaliser l'unité d'ammoniac dont le premier démarrage a été effectif en 1987.

Le complexe d'ammoniac et d'engrais phosphatés/azotés d'Annaba (CEPA) demeurait une partie intégrante de l'entreprise nationale des engrais et des produits phytosanitaires - ASMIDAL issue de la restauration de la société mère Sonatrach, depuis septembre 1984.

En 2001 et dans le cadre de la restructuration de l'entreprise Asmidal, le complexe CEPA a été érigé en filiale et pris le nom de FERTIAL. Et juste avant le partenariat les 2 filiales Azofert (Arzew) et Fertial (Annaba) ont été fusionnées en une seule entité.

En août 2005 un accord de partenariat «stratégique» entre l'entreprise algérienne des engrais, Asmidal, et le Grupo Villar Mir espagnol, a été signé pour donner naissance à l'entreprise FERTIAL- Les Fertilisants d'Algérie détenue à 34% par le groupe algérien et à 66% par le groupe espagnol et le complexe est devenu la plateforme usine d'Annaba.

### **3.3 Les installations :**

Les installations opérationnelles réparties sur le site d'ANNABA sont :

- Unité de de production et de stockage NH<sub>3</sub>
- Unité de production d'acide nitrique
- Unité de production et de stockage du nitrate d'ammonium
- Unité de production et de stockage de NPK

### **3.4 Emplacement géographique :**

L'usine Fertial d'Annaba est située sur un terrain vague de forme trapézoïdale et d'une surface de 184.817 m<sup>2</sup> dans la zone industrielle qui se trouve au sud de la ville d'Annaba.

De plus, à 2 kms au nord, se trouve Annaba avec une population estimée à environ 640.000 habitants. La mer se trouve à quelques mètres à l'Est, et au Sud se trouvent des zones industrialisées et urbaines isolées.

Le terrain d'implantation Complexe est délimité :

- Au nord par la ville de Cite Seybouse et la ville d'Annaba
- A l'Ouest par la ville de Boukhadra
- Au Sud-ouest par la ville El Bouni et une zone industrielle

- Au sud par la ville Sidi Salem et le fleuve Oued Seybouse

La figure ci-dessous présente la situation géographique des activités limitrophes du site Fertial [22].



Figure 3. 3: Localisation des activités limitrophes du complexe Fertial - Annaba.

### 3.5 UNITE d'AMMONIAC (NH<sub>3</sub>) :

L'unité est conçue pour produire jusqu'à **1000 T/jour** d'ammoniac anhydre par un process de reforming catalytique de gaz naturel avec vapeur, procédé de **KELLOGG**.

Le gaz naturel d'alimentation est désulfuré avant de l'introduire au reforming, pour éliminer des éventuelles traces de soufre[22].



Figure 3. 4. Unité d'ammoniac

### 3.5.1 Description du process de fabrication : [21].

L'installation est calculée pour la production de 1000 tonnes par journée de production d'ammoniac liquide, en partant des matières premières préliminaires qui comprennent le gaz naturel, la vapeur

D'eau et l'air. Ceci s'accomplit par la méthode de reforming kellogg à haute pression et dans l'ordre suivant :

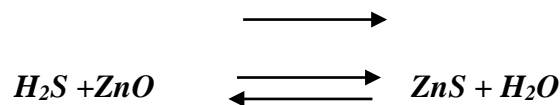
#### 3.6. 1.1 Préparation de matières brutes d'alimentation :

##### 3.6. 1.1.1 Compression et désulfuration du gaz naturel :

Le gaz naturel arrivant des limites batteries à une pression de **19 bars** effectif et une température de **42°C** max, est comprimé dans le compresseur de gaz naturel **102 J** jusqu'à 41 bars effectifs après élimination de toute trace de liquide entraîné par le gaz dans le séparateur **116-F**.

Le gaz est ensuite préchauffé jusqu'à **399°C**, puis envoyé au réacteur de désulfuration **102-D** pour éliminer toute trace de soufre. Le réacteur est constitué de 2 lits catalytiques fixes où s'effectuent les réactions de désulfuration suivantes:

- *Premier lit:* Il est formé d'un volume **6 m<sup>3</sup>** de catalyseur d'hydrogénation à base de cobalt molybdène (**Co-Mo**) sur alumine.



Dans cette section, la teneur du soufre est réduite de **1 ppm** à **0,25 ppm**



- *Deuxième lit:* Ce lit est formé d'un catalyseur à base d'oxyde de zinc (**ZnO**) qui joue le rôle de l'adsorbeur du composé sulfureux; d'un volume de **9,9 m<sup>3</sup>**:

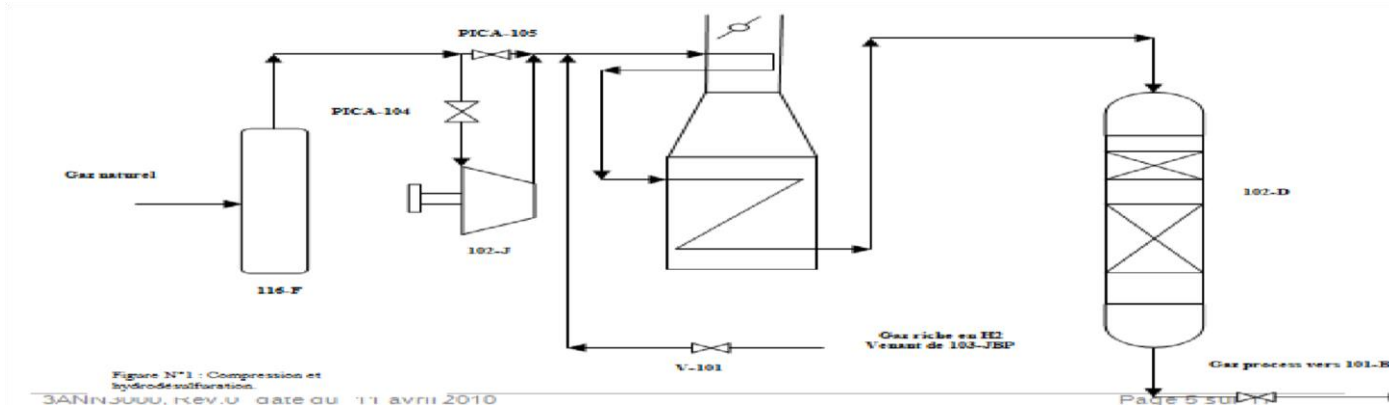


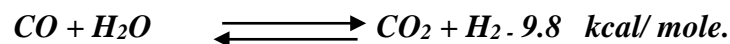
Figure 3. 5. Schéma représentative désulfurations de gaz naturel

### 3.6.1.2 Reforming :

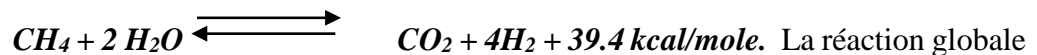
#### 3.61.2.1 Reforming primaire (101-B)

Le gaz désulfuré est mélangé avec la vapeur moyenne pression (**40 bars**) dans un rapport Vapeur / Gaz Naturel= 3/1. Puis préchauffé dans le faisceau chaud de la zone de convection par les gaz de carneau jusqu'à **524°C** avant d'être distribué dans les **378 tubes** du four du reforming primaire.

Ces tubes sont remplis de catalyseur à base de Nickel et dans lesquels s'effectuent les réactions suivantes:



Réaction globale:



La réaction globale étant endothermique, 200 brûleurs sont prévus pour assurer l'apport d'énergie nécessaire à la réaction qui s'effectue à une température de 822°C, en utilisant comme carburant l'oxygène de l'air.

Puis préchauffé dans le faisceau chaud de la zone de convection par les gaz de carneau jusqu'à 524°C avant d'être distribué dans les 378 tubes du four du reforming primaire.

A la sortie des tubes, le gaz partiellement reformé (9.58% en CH<sub>4</sub>) est collecté dans des collecteurs de sortie ensuite remonte à travers les colonnes montantes pour arriver à la



ligne de transfert avec une température de 847°C, puis le gaz est envoyé dans le réacteur du reforming secondaire.

3.6.1.2.2 Reforming secondaire (103-D)

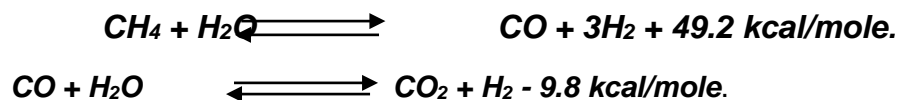
Le gaz entrant avec une température d'environ 822 °C et contenant les 9,58% de CH<sub>4</sub> non converti, va subir un reforming plus poussé dans le réacteur 103 D. L'air du procédé qui provient du compresseur d'air 101 J et la vapeur supplémentaire sont préchauffés à 468 °C dans la section de convection du four de reforming primaire et entrant dans la chambre de combustion de 103 D, où ils se combinent avec le gaz, favorisant ainsi un deuxième reformage à travers deux lits catalytiques fixes de catalyseurs :

• **Premier lit:**



Ce lit est en Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> de 5.03 de volume.

• **Deuxième lit:**



Le catalyseur utilisé est à base d'oxyde de Nickel (NiO) de 24.31 m<sup>3</sup> de volume. Ces réactions produisent un complément de CO, CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>, l'introduction de l'azote de l'air permet en outre d'obtenir le rapport H<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> nécessaire pour le gaz de synthèse. L'effluent contenant 0.33% de CH<sub>4</sub> est refroidi dans deux chaudières de récupération 101 C et 102 C jusqu'à 371°C avant de passer dans la section conversion.

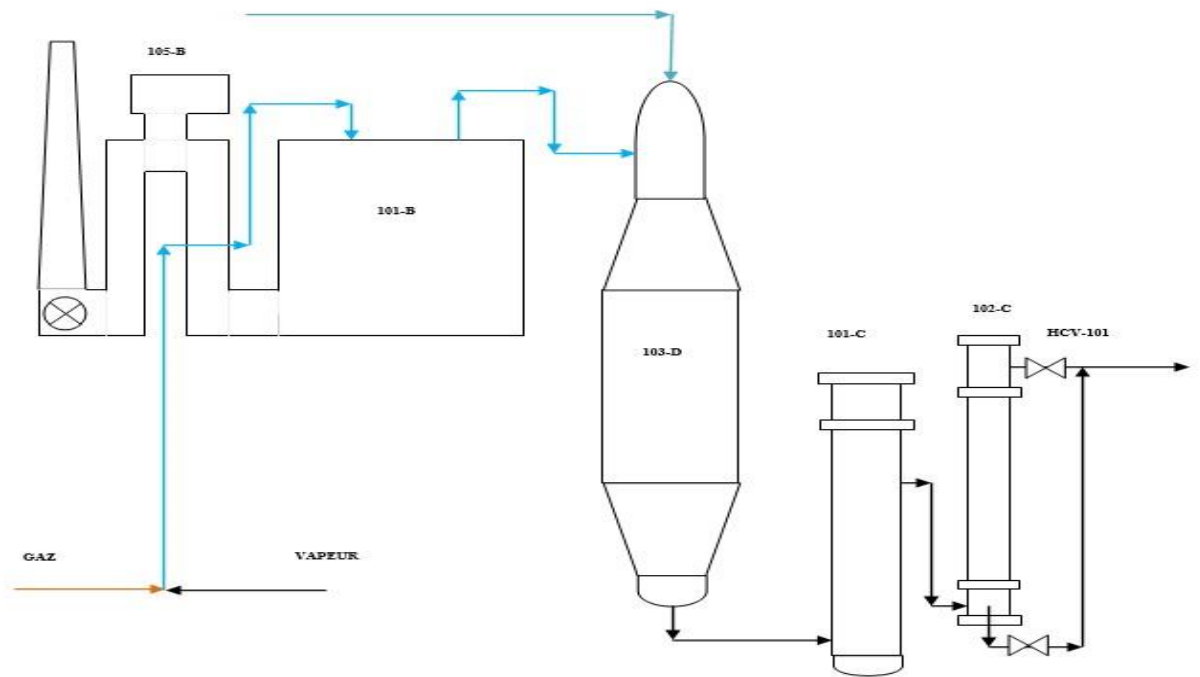


Figure 3. 6. schémas représentatif du reforming primaire et secondaire

### 3.6.1.3 Conversion de CO en CO<sub>2</sub> (réaction de Shift) (104-D)

Le mélange gaz-vapeur est envoyé au convertisseur shift pour transformer la majeure partie de CO en CO<sub>2</sub>. Ce convertisseur est un réacteur catalytique constitué de (02) deux sections superposées:

- *Deuxième lit section HTS*: Conçue pour réduire la teneur de CO de 12.96% à 3.11% suivant la réaction:

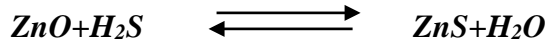


Le catalyseur utilisé est à base de Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> de 58,3 m<sup>3</sup> de volume. Les produits de la réaction sortants avec une température de 431°C sont refroidis dans deux chaudières de récupération 103 C et 104 C jusqu'à 242°C et introduits dans la section LTS.

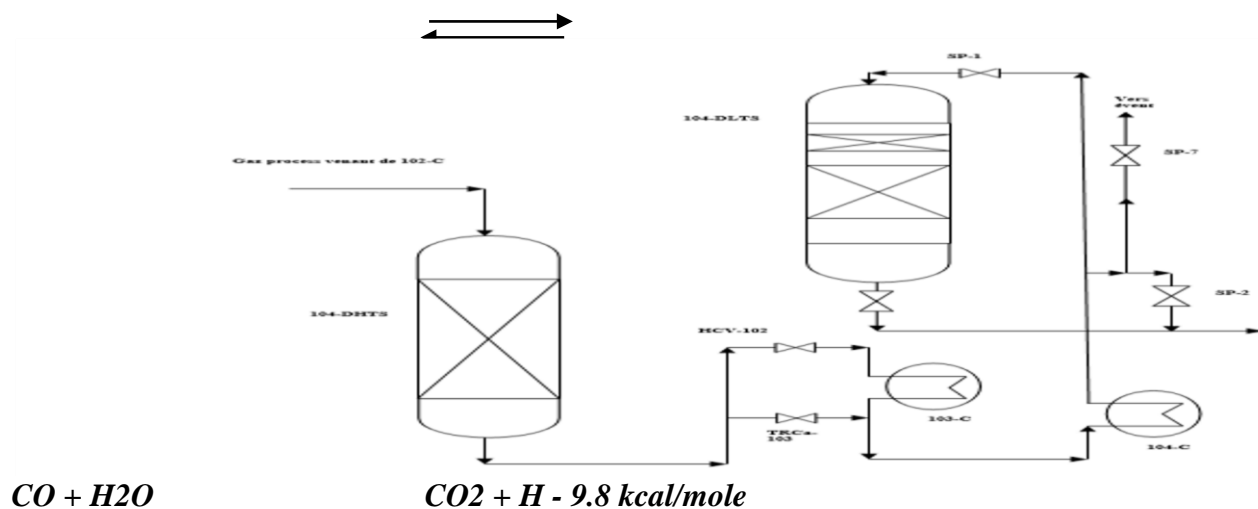
- *Deuxième section LTS*: Dans cette section, la teneur en CO est réduite de 3,11% à 0,5% en utilisant deux lits de catalyseurs:



1<sup>er</sup> lit: On utilise un adsorbant (**ZnO**) de **16,6 m<sup>3</sup>** pour éliminer le soufre encore présent, suivant la réaction:



2<sup>ème</sup> lit: le catalyseur utilisé est à base de CuO, ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>



L'effluent sortant avec une température de 254°C et une pression de **27,3** bars effectifs est refroidi jusqu'à **177°C** par les condensats provenant du séparateur **102**

**F**, ensuite jusqu'à 63°C dans les rebouilleurs **105 CA** et **105 CB** par la solution de MEA pauvre, avant son introduction dans la section décarbonatation.

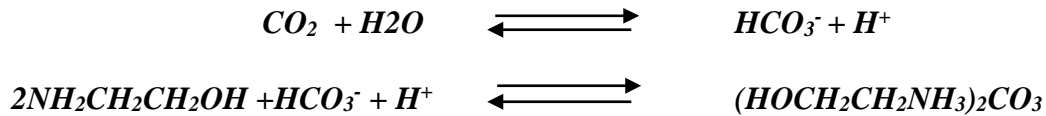
Figure 3. 7. schémas représentatif de réaction de shift (104\_D)

### 3.6.1.4 Purification du gaz :

#### 3.6.1.4.1 Décarbonatation (extraction du gaz carbonique) (101-E)

Le gaz Dans cette partie de l'unité, le gaz de synthèse brut venant de 102 F à 27 bars et à 63°C est traité pour extraire le gaz carbonique et une faible quantité résiduelle d'oxyde de carbone et produire un gaz de synthèse hydrogène/azote très pur

La décarbonatation a pour but de réduire la teneur en CO<sub>2</sub> de 18,5% à 0.01% dans l'absorbeur 101E en utilisant la MEA (Monoéthano lamine) à 20% en poids. Le gaz riche en CO<sub>2</sub> entre par le bas de la colonne garnie de 20 plateaux perforés où va s'effectuer l'absorption à contre-courant selon les réactions suivantes :



Le gaz ainsi appauvri en CO<sub>2</sub> sort par le haut de la colonne **101 E** et entre dans le méthanateur après passage à travers le séparateur **118 F**.

Le MEA riche en CO<sub>2</sub> provenant de la base de l'absorbeur est régénéré dans deux strippers à 17 plateaux (**102 EA**) et (**102 EB**).

Chaque stripper est équipé d'un condenseur de tête **110 CA** et **110 CB**, de deux rebouilleurs (**105 CA**, **111 CA**) pour le stripper **102 EA** et (**105 CB** et **111 CB**) pour le stripper 102 EA, et d'un vaporisateur de MEA **113 C**.

Le CO<sub>2</sub> sortant du haut du stripper, passe dans le condenseur 110 C pour condenser la solution MEA entraînée. Cette dernière est recyclée à partir du bac de reflux **103 F** et le CO<sub>2</sub> est évacuée à l'atmosphère.

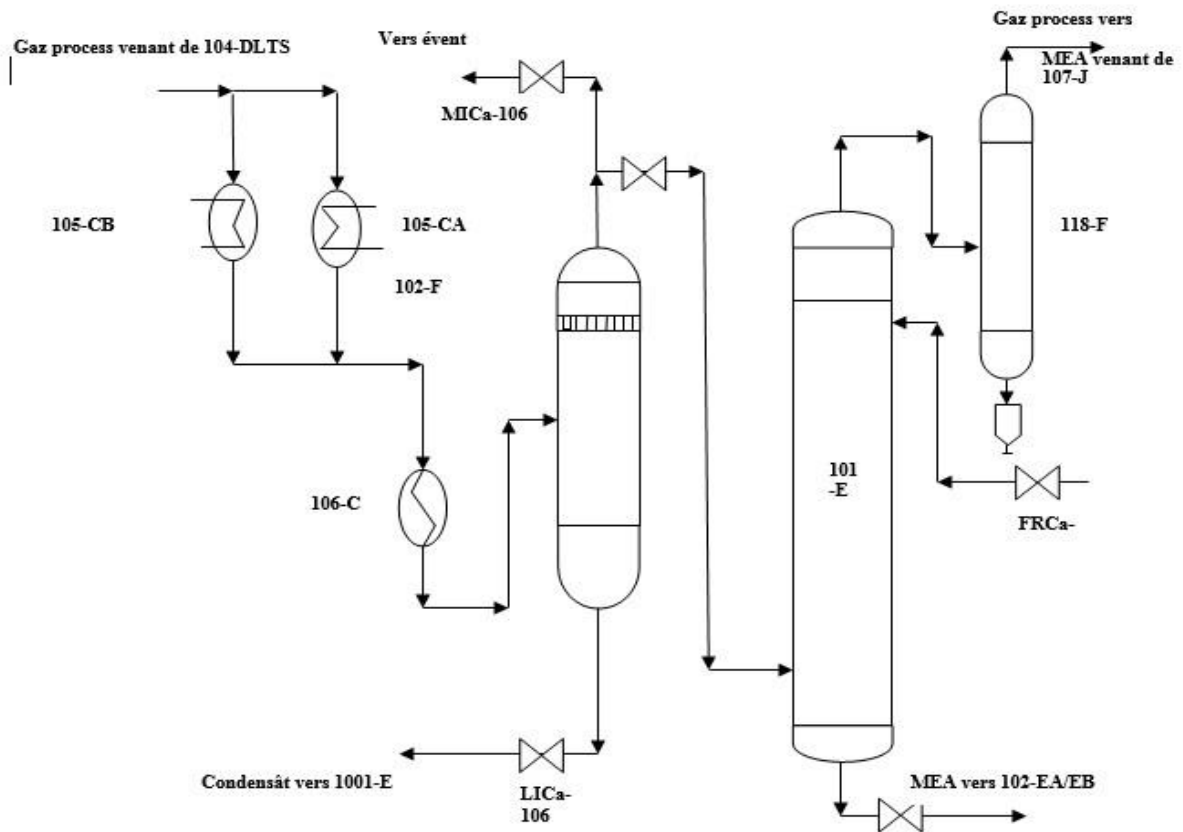


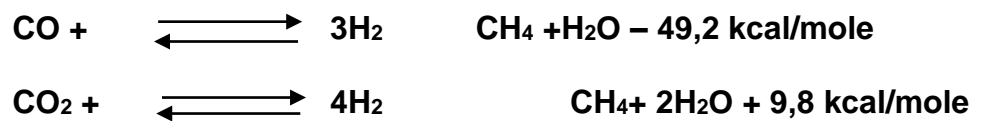
Figure 3. 8. Schémas représentatif de purification de gaz

### 3.6.1.4 Méthanisation (104-D)

Le gaz d'alimentation provenant de l'absorbeur 101E passe dans la calandre de l'échangeur 136C où il est chauffé jusqu'à 111°C par le produit de refoulement du compresseur 103J puis dans la calandre du préchauffeur de charge du méthanateur

104C où il est chauffé jusqu'à 316°C par l'effluent de la section HTS avant d'entrer dans le méthanateur 106D.

Le méthanateur est un réacteur catalytique, prévu pour réduire les oxydes de carbone à au moins 10 ppm suivant les réactions:



Le catalyseur utilisé est l'oxyde de Nickel  $\text{NiO}/\text{Al}_2\text{O}_3$ , le gaz de synthèse sortant du méthanateur contient de l'hydrogène et de l'azote dans un rapport de 3 / 1 et environ 1,34% de gaz inerte composé de  $\text{CH}_4$ , Ar et He.

Le gaz du méthanateur a une température de  $359^\circ\text{C}$ , à la chaleur libérée par la réaction, va subir un refroidissement progressif dans les échangeurs 114C, 115C et 142C, jusqu'à  $38^\circ\text{C}$ , puis il est envoyé vers le ballon de séparation (104F) pour séparer l'eau formée du gaz de synthèse.

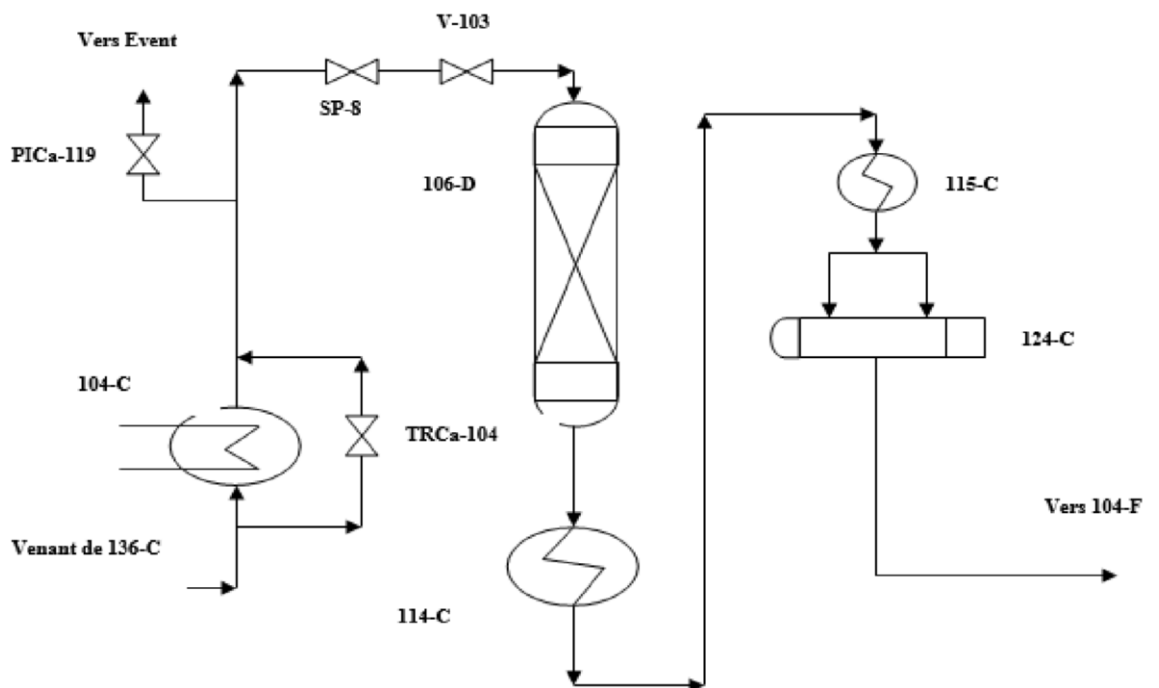


Figure 3. 9. Schéma représentatif de méthanisation

### 3.4. Synthèse de l'ammoniac : [23].

#### 3.4.1. Compression du gaz de synthèse purifié :

Dans cette partie de l'unité, le gaz de synthèse brut venant de 102 F à 27 bars et à  $63^\circ\text{C}$  est traité pour extraire le gaz carbonique et une faible quantité résiduelle d'oxyde de carbone et produire un gaz de synthèse hydrogène/azote très pur

La décarbonatation a pour but de réduire la teneur en  $\text{CO}_2$  de 18,5% à 0.01% dans l'absorbeur 101E en utilisant la MEA (Monoéthanolamine) à 20% en poids. Le gaz

riche en  $\text{CO}_2$  entre par le bas de la colonne garnie de 20 plateaux perforés où va s'effectuer l'absorption à contre-courant selon les réactions suivantes :

Le gaz de synthèse purifié venant du séparateur **104F**, est introduit dans l'étage basse pression du compresseur gaz de synthèse **103J** à **24,6 bars** et **38°C** où il est comprimé jusqu'à **63 bars** et à **187°C**.

La chaleur créée par la compression est éliminée en faisant passer le gaz comprimé dans les échangeurs **136C**, par la charge du méthaniseur, dans le réfrigérant intermédiaire **116C**, par la suite dans le réfrigérant intermédiaire du compresseur **129C**, et le gaz de synthèse.

Le gaz refroidi à **8°C** passe d'abord par le séparateur **105F**, avant d'être aspiré par le deuxième étage du compresseur avec le gaz recyclé venant de la réaction de synthèse de l'ammoniac à une pression de **134 bars** et une température de **43°C**.

Le mélange des gaz refoulés du deuxième étage à **150 bars** et à une température de **74°C** est refroidi à l'eau jusqu'à **35°C** dans l'échangeur **124C**, puis il est divisé en deux courants:

- Un courant est refroidi à **-9°C** dans l'échangeur **120C**, et par le gaz qui sort du ballon de séparation **106F**, à **23°C**.
- L'autre courant est refroidi jusqu'à **19°C** dans l'échangeur **117C**, par échange avec l'ammoniac à **13°C** puis jusqu'à **-2°C** dans l'échangeur **118C**, par échange avec l'ammoniac à **-7°C**.

Le mélange des deux courants qui donne une température de **-6°C** est soumis à un dernier refroidissement à **-23°C** dans l'échangeur **119C**, par échange avec l'ammoniac à **-33°C**.

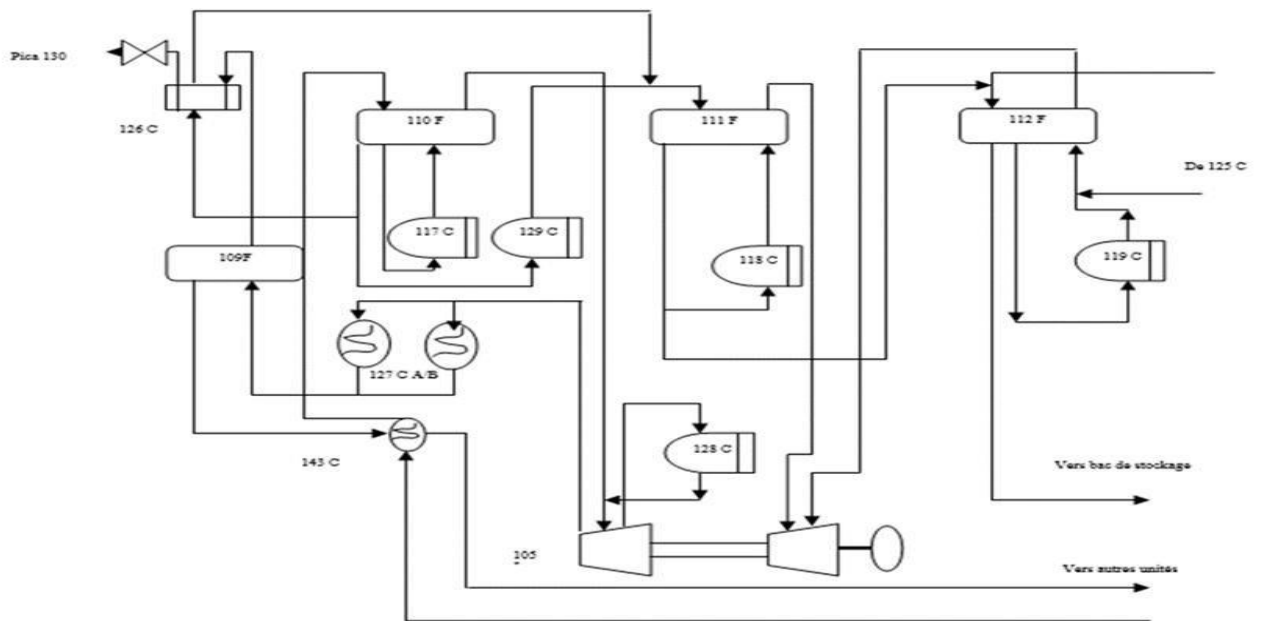


Figure 3. 10. Schéma représentatif du compression du gaz de synthèse purifié

### 3.5. Synthèse et réfrigération de l'ammoniac (105-D)

Après une série de refroidissements et une séparation dans le séparateur **106F**, le gaz de synthèse est chauffé dans deux échangeurs **120C** et **121C** jusqu'à **144°C** et introduit par la partie inférieure du réacteur de synthèse.

Le réacteur de synthèse est formé d'une enveloppe à haute pression qui contient une section catalytique et un échangeur de chaleur.

Le gaz de synthèse entrant à une température de **144°C** et à une pression de **148 bars** effectifs remonte par l'espace annulaire entre l'enveloppe du catalyseur et l'enveloppe extérieure de l'appareil, il passe ensuite par l'échangeur **122C** pour être réchauffé par les gaz sortant du quatrième lit et redescend par les quatre lits catalytiques à base d'oxyde de fer (**Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>**) de différents volumes:

**1<sup>er</sup> lit : 9,16 m<sup>3</sup>.**

**2<sup>ème</sup> lit: 11,94 m<sup>3</sup>.**

**3<sup>ème</sup> lit: 17,83 m<sup>3</sup>.**

**4<sup>ème</sup> lit: 25,25 m<sup>3</sup>.**

Où se déroule la réaction de synthèse:



Une charge froide est injectée au niveau de chaque lit pour favoriser la réaction de synthèse, ensuite le gaz à **12%** d'**NH<sub>3</sub>** remonte à travers une colonne placée au centre du réacteur et passe dans l'échangeur **122C**.

Le gaz sortant du convertisseur est ensuite refroidi dans deux échangeurs **123C** et **121C** jusqu'à **24°C** et divisé en deux parties:

La première partie est recyclée vers le deuxième étage du compresseurs **103J**, la deuxième partie est refroidie dans les échangeurs **139C**, **125C** jusqu'à **-23°C** et séparée dans les séparateurs **108F** et **107F**, les gaz incondensables sortants des deux séparateurs sont utilisés comme combustibles dans le reforming primaire, et le liquide est refroidi d'avantage jusqu'à **-33,3°C** avant d'être acheminé vers le bac de stockage **T 101**.

Les vapeurs d'ammoniac provenant du séparateur **112F** sont comprimées dans le compresseur **105J** ensuite condensées dans le condenseur **127°C** et accumulées dans le ballon **109F** où les gaz inertes sont enlevés après passage à travers l'échangeur **126C**, ensuite l'ammoniac liquide du fond de **109F** est détendu dans le ballon de flash **110F** jusqu'à **5,9 bars** effectif et **13,3°C**.

Le liquide du fond du ballon **110F** traverse les échangeurs **117C**, **126C** et **129C** pour refroidir les charges chaudes qui les traversent.

Les vapeurs produites dans **117C** retournent au ballon **111F** avec la charge liquide du ballon **110F** où elles seront détendues jusqu'à **2,2 bars** effectifs et **-7,2°C**.

Les gaz issus de la détente passent dans le premier étage du compresseur **105J** alors que le liquide est divisé en deux parties. Une partie refroidit les gaz de synthèse dans l'échangeur **118C** et l'autre partie est détendue jusqu'à 0 bar effectif et **-33,3°C** dans le ballon **112F** avant d'être pompée vers le bac de stockage **T- 101**

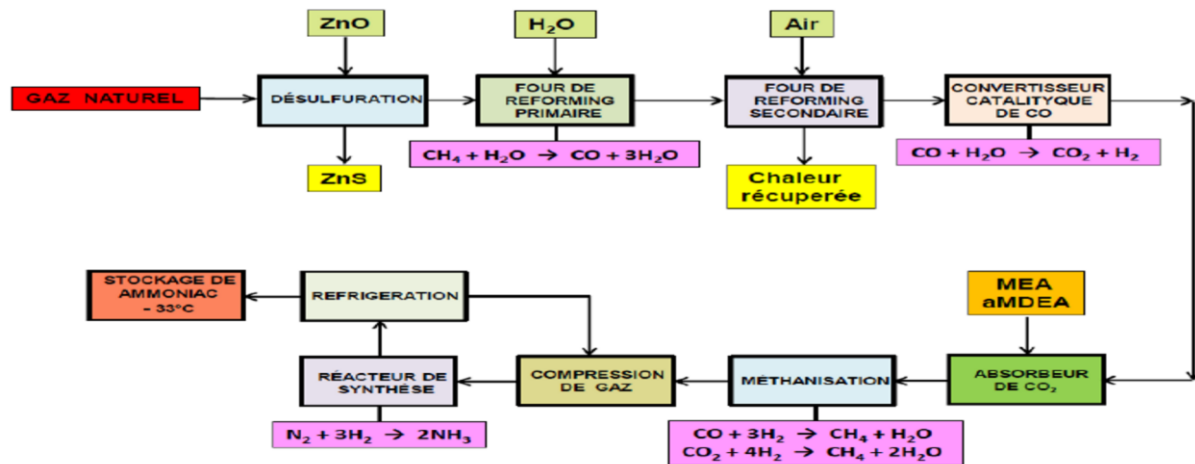


Figure 3. 11. schéma représentatif de la synthèse de réfrigération de

l'ammoniac

### 3.6-Description du bac de stockage : [21].

Le bac de stockage est un réservoir de capacité 22000 Tonne, il est composé de plusieurs équipements de protection et de prévention .

#### 3.6.1 . les éléments de protection :

- **réseau d'eau**
- **cuvette de rétention**

#### 3.6.2. les éléments de prévention :

- **torchère** : un système de torche sera installé pour le traitement de la vapeur d'ammoniac elle est aussi éliminer et bruler l'excès de gaz .
- **compresseurs** : manuel ou automatique, comprimé l'excès du gaz
- **soupape de sécurité** : destiné à régler la pression afin d'empêcher l'explosion de certain appareil elle évacue le fluide sur comprimé vers l'extérieur c.-à-d. vers torchère elle protège les sites industriels





Figure 3. 12.les soupapes de sécurité



Figure 3. 13.le contrôle des soupapes

### 3.7. Stockage de l'ammoniac

Après une série de refroidissements et une séparation dans le séparateur **106F**, le gaz de synthèse est chauffé dans deux échangeurs **120C** et **121C** jusqu'à **144°C** et introduit par la partie inférieure du réacteur de synthèse.

Le réacteur de synthèse est formé d'une enveloppe à haute pression qui contient une section catalytique et un échangeur de chaleur.

Le gaz de synthèse entrant à une température de **144°C** et à une pression de **148 bars** effectifs remonte par l'espace annulaire entre l'enveloppe du catalyseur et l'enveloppe extérieure de l'appareil, il passe ensuite par l'échangeur **122C** pour être réchauffé par les gaz sortant du quatrième lit et redescend par les quatre lits catalytiques à base d'oxyde de fer (**Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>**) de différents volumes:

L'**NH<sub>3</sub>** liquide arrivant de la section réfrigération avec une température de **- 33.3°C** et une pression 0 bar effectif alimente le bac de stockage par sa partie supérieure sous forme de pluie pour liquéfier une partie des vapeurs dégagées, la partie non liquéfiée est comprimée dans le premier étage des compresseurs **K101A**, **K101B** et **K101C** jusqu'à 3,15 bars effectif ensuite refroidie jusqu'à **-2°C** dans le ballon d'aspiration **101V** par contact avec l'**NH<sub>3</sub>** liquide.

Les gaz sortants de **101V** sont comprimés dans le deuxième étage des compresseurs **101A**, **101B** et **101C** puis condensés par l'eau de mer dans les condenseurs **103A** et **103B**,

Ensuite dirigés vers le réservoir de recette de l'**NH<sub>3</sub>** **102V** avec **13,8 bars** effectif et **38°C** avant de passer dans le ballon **101V** où ils sont détendus jusqu'à 3 bars et **-2°C**. Le liquide dans le ballon **101V** sera utilisé comme agent de refroidissement des gaz en provenance du premier étage des compresseurs **101A**, **101B** et **101C**; après avoir été détendu l'**NH<sub>3</sub>** liquide est renvoyé vers le bac **T101**.

Le bac **T101** a été construit par la société Japonaise T.K.K et possède les caractéristiques suivantes:

<b>Capacité de stockage</b>	<b>: 20 000 tonnes.</b>
<b>Diamètre</b>	<b>: 52 220 mm.</b>
<b>Hauteur</b>	<b>: 17220 mm.</b>
<b>Hauteur de remplissage</b>	<b>: 14540 mm.</b>

La pression à l'intérieur du bac de stockage ne doit pas dépasser **68 mbars**

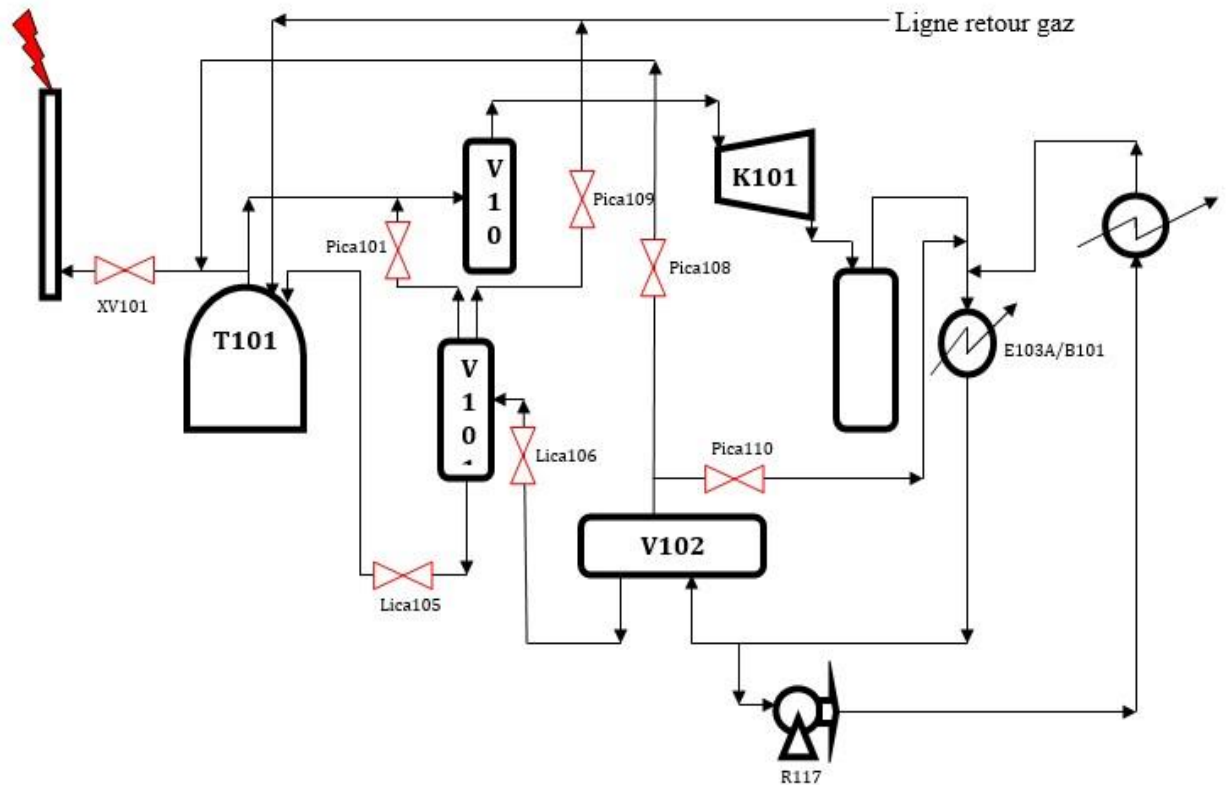


Figure 3. 14.shéma représentatif du stockage d'ammoniac

### 3.8.Risque associe a l'unité d'ammoniac

**Produit :** Ammoniac

**Formule chimique :** NH<sub>3</sub>

**Capacité design :** 1000 tonne métrique / jour

**Apparence :** gaz incolore

#### 3. 8.1.Propriété physique chimique toxicologique

##### 3. 8.1.2Propriété physiques

**Aspect :** C'est un gaz légèrement coloré à température ambiante. **Odeur :** Piquant, suffoquant.

**Point de fusion :** -77.7 °c

**Point d'ébullition :** - 33.4 °c à 101.3 kPa

##### 3.8.1.3 Propriété chimiques

- corrosif aux présences de l'humidité
- Réagit d'une façon exothermique avec les acide et les oxydants
  
- Réagi avec le dioxyde de carbone en formant des carbonates qui peuvent colmater des filtres

*3. 8.1.2. Propriété toxicologique*

**Santé humaine :**

L'ammoniac est toxiques par inhalation ; corrosif à tous les parties de corps et le liquide éclaboussée peut causer les brulures froide grave.

**Contact avec l'œil :**

L'ammoniac liquide éclaboussé peut provoquer des endommagements des yeux ; les vapeurs peuvent causer l'irritation des yeux et aux concentrations élevées provoquer des dommages grave

**Ingestion :**

Peut causer immédiatement une corrosion grave et des dommages gastro-intestinaux

**Inhalation :**

Les concentrations du seuil d'odeurs d'ammoniac sont 5-25 **ppm** « partie par million ». Entre 50-100 ppm elles peuvent causer une légère irritation par suite d'exposition prolongé

**Environnement :**

L'ammoniac est toxique à la vie aquatique, inflammable mais difficile à mettre à feu dans un espace ouvert .à des endroits confinés le mélange air ammoniac peut être inflammable/explosif.

Quand on chauffe il y'a danger d'éclatement des réservoirs contenant de l'ammoniac.

Les grandes fuites d'ammoniac liquides peuvent produire un nuage dense. Limitant la visibilité.

**3.9. Conclusion**

L'unité bac de stockage d'Ammoniac joue un rôle capital dans le complexe de production dont son indisponibilité est une situation gravement non souhaitée vis que les risques majeurs qu'il représente ainsi les conséquences qui peuvent résulter des dommages graves sur les personnes, l'environnement, les installations et la production. Pour toutes ces raisons, l'installation requiert qu'on veille à son fonctionnement en sécurité.

### Chapitre. SYNTHÈSE

#### 4.1 Introduction

Comme la section bac de stockage est une unité motrice du complexe de production, on doit assurer son bon fonctionnement ainsi que sa disponibilité. D'après le Rex (retour d'expérience), les risques majeurs explosion est l'évènement que redoute FERTIAL.

Dans ce chapitre, plusieurs outils pratiques et une démarche sont mis en œuvre dans le but de maîtriser tel évènement.

#### 4.2 Mise en œuvre de la méthode HAZOP :

##### 4.2.1 Mots clés

La réflexion est guidée par une liste de mots clés, tels que « trop de... », « pas de... », etc, qui sont associés à des paramètres de procédé, tels que pression ou température, forment des dérives potentielles.

Une synthèse est présentée dans la table qui suit :

Tableau 4.1 : Paramètres et mots clés pour l'HAZOP.

Paramètre	Mot clé
Débit	Trop de Pas de pas assez de
Pression	Trop de pas assez de
Température	Trop de pas assez de
Niveau	Trop de pas assez de
Utilités	Perte d'air instrument Perte d'électricité

##### 4.2.2 Liste des nœuds

Les nœuds étudiés pendant l'analyse HAZOP ont été les suivants :

1. Système de refroidissement de l'Ammoniac.
2. Défaillance du bac de stockage.
3. Défaillance de la ligne de transfert.
4. Défaillance du bras de chargement.

##### 4.2.3 Cotation

Après l'identification des risques, une évaluation du risque est réalisée en identifiant la fréquence d'occurrence ainsi que la gravité des conséquences.

Cette évaluation est basée sur le principe de la matrice de risque. Les conséquences sont classées en quatre catégories :

- La sécurité pour le personnel du site

## Chapitre V. Synthèse

- La sécurité pour les personnes situées à l'extérieur du site
- L'environnement
- La production

Le but final est d'identifier toutes les dérives potentielles relatives au bac de stockage

La matrice de risques est représentée dans la figure (IV-3), les classes de gravité et probabilité sont exprimées dans la figure (4.1), les classes de gravité et probabilité sont :

Probabilité P	Probable	P5	G1P5	G21P5	G3P5	G4P5	G5P5
	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
Niveaux de risque		INACCEPTABLE	G1	G2	G3	G4	G5
		ALARP	Modéré	Sérieux	Majeur	Catas-trophiq	Désas-treux
		ACCEPTABLE	Gravité G				

Figure 4. 1. Matrice des risques HAZOP.

Probabilité	Description	Fréquence
P5	<b>Probable</b> Pourrait se produire plusieurs fois pendant la vie d'une installation	$>10^{-2}$
P4	<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	$10^{-2}$ à $10^{-3}$
P3	<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	$10^{-3}$ à $10^{-4}$
P2	<b>Extrêmement improbable</b> Est déjà survenu dans l'industrie, mais des mesures correctives ont été prises	$10^{-4}$ à $10^{-5}$
P1	<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	$<10^{-5}$

Tableau 4. 1 .Les classes de probabilité



Gravité	Personnel	Public	Environnement	Production/Bien
G5	Décès multiples. Hospitalisations 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.	Plus de 180 jours de perte de production
G4	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	De 30 à 180 jours de perte de production
G3	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.	De 5 à 29 jours de perte de production
G2	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 mineurs, premiers secours.	Déversement modéré dans la limite du site	De 1 à 4 jours de perte de production
G1	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	Moins de 1 jour de perte de production

Tableau 4. 2. Les classes de gravité



## Chapitre V. Synthèse

### 4.2.4 Tableau HAZOP

L'application de la méthode HAZOP selon les données précédentes a mené à ce tableau :

#### 4.2.4.1 Nœud 1 : système de refroidissement d'Ammoniac :

Tableau 4. 3. Nœud 1 : système de refroidissement d'Ammoniac

Nœud	Paramètres	Déviation	Causes	Conséquences	Avant réduction			Protections
					G	P	R	
Système de refroidissement	Pression	Trop de	Défaillance des compresseurs -Dysfonctionnement des compresseurs -Réduction des capacités frigorifiques des compresseurs	Surpression du bac Intoxication du personnel -Pollution de l'environnement	G 3	P 5	G 3 P 5	-Prévoir un contrôle périodique de la disponibilité des compresseurs -Prévoir des simulations sur le comportement d'ammoniac
			Vanne fermée sur circuit de mise en froid. .Mauvaise décompression de la conduite.	Chocs thermiques au niveau de la conduite qui peuvent engendrer son déplacement ou fuite d'ammoniac	G 5	P 3	G 5 P 3	Suivi de l'évolution de la pression au niveau du bac
			..Mises-en froid à très fort débit	Ouverture des soupapes sur circuit de mise en froid..Ouverture des soupapes au refoulement des pompes.	G 3	P 3	G 3 P 3	Vanne régulatrice de la pression 55PV028 au niveau de bac Prévoir un contrôle et un équipement préventif du 55PV028 plus suivi
			Cavitation des pompes 55IP03/04. Vanne au refoulement des pompes fermée. .Vanne 55HV401 défectueuse. .Vanne à l'aspiration du bac fermée	Endommagement de la garniture des pompes 55IP03/04. .Arrêt de la mise en froid.	G 3	P 3	G 3 P 3	Refroidissement des pompes 55IP03/04 3 heures avant le démarrage de la mise en froid
			Chute de la pression au niveau du bac	Dépression excessive du bac	G 5	P 5	G 5	Remise en état de marche automatique

## Chapitre V. Synthèse

Niveau	Trop de	Indication du niveau haut du dégazeur alors que le niveau réel est bas	la conduite n'a pas été bien remplie. .Perturbation de dépotage. .Ouverture des soupapes. .Coup de bélier au niveau	G 4	P 4	G 4 P 4	Soupapes .Circuit frigorifique	G 4	P 3	G 4 P 3	Remise en état de marche Prévoir un système efficace
	Pas de	Indication du niveau bas du dégazeur alors que le niveau réel est haut	Remplissage maximale de la conduite .Passage de l'ammoniac liquide vers la conduite .Remplissage du 55IR03. .Passage d'ammoniac liquide vers les compresseurs. .Arrêt complet du circuit frigorifique	G 4	P 3	G 4 P 3	Chauffage par vapeur du ballon IR03.  .Flexible d'ammoniac transvasé pour éliminer l'ammoniac liquide du ballon IR03	G 3	P 2	G 3 P 2	Prévoir un planning de Remise en état de marche avec l'ammoniac gazeux
Débit	Trop de	Fausse indication du 55FIC 401 dans la salle de contrôle (Indication fort débit, or réellement on a faible débit).	Mauvaise mise-en froid par présence de gaz et d'ammoniac chaud.  Mauvais remplissage du bac	G 3	P 2	G 3 P 2	Maintenance corrective	G 2	P 2	G 2 P 2	Prévoir un étalonnage de Prévoir un planning de
	Moins de	Fausse indication du 55FIC 401 dans la salle de contrôle (Indication faible débit, or réellement on a fort débit)	Augmentation de la pression dans le bac  Retour d'ammoniac liquide vers les compresseurs	G 3	P 3	G 3 P 3	Maintenance corrective	G 2	P 2	G 2 P 2	Remise en état de marche
	Pas de	Blocage de la vanne FV401 en position fermée.	Augmentation de la pression au refoulement de la pompe de mise en froid IP03/04. Ouverture des soupapes. . Aucune variation des paramètres de température et de pression dans le bac.	G 4	P 4	G 4 P 4	Essais de l'état des vannes avant la mise en froid	G 4	P 4	G 4 P 4	Mentionner le check list
		Manque air instrument	Pas de mise en froid. Fermeture de toutes les	G 4	P 3	G 4	Contrôle de la disponibilité des compresseurs d'air à	G 3	P 3	G 3	Installer des compresseurs

## Chapitre V. Synthèse

Défaillance	Préssion	Trop de	Blocage des soupapes en position ouverte engendrant une fuite d'ammoniac Evaporation importante d'ammoniac Panne au niveau de la boucle de réfrigération	Ouverture des soupapes -Intoxication du personnel Pollution de l'environnement	G 4	P 4	G 4 P 4	Remise en état de marche l'asservissement entre le  Et les Pressostats -Prévoir des simulations d'ammoniac
		Pas de	-Maintenance des compresseurs en service après la chute de la pression -Dépotage à une température très basse Blocage des casses vides en position ouverte Entrée d'une quantité très importante d'air dans le bac	Dépression excessive du bac de service Explosion du bac Fuite d'ammoniac	G 5	P 3	G 5 P 3	Envisager un contrôle des joints et des boulons Contrôler périodiquement corrosion de la toiture d
	Température	Trop de	Pertes des caractéristiques des boulons et des joints Fissure au niveau du toit à cause de la corrosion	-Intoxication du personnel -Pollution de l'environnement	G 5	P 3	G 5 P 3	-Envisager un contrôle p des joints et des Boulons -Contrôler périodiquement corrosion de la toiture du
			-Pertes des caractéristiques des boulons et des joints -Corrosion de la tuyauterie -Fissure au niveau de la virole -Fissuration des cordons de soudure	Perte d'étanchéité des brides de la tuyauterie Intoxication du personnel -Pollution de l'environnement	G 3	P 3	G 3 P 3	Envisager un contrôle p des joints et des boulons -Prévoir des simulations d'ammoniac
			-Séisme plus puissant que prévu -Rupture du bac	-Rupture de la virole -Intoxication du personnel et endommagement de l'unité et des voisinages à grande distance	G 4	P 4	G 4 P 4	-Existence d'une cuvette  -Prévoir des simulations d'ammoniac
	Utilités	Perte d'Ammoniac	Fausse manœuvre (emploi de matériaux non adéquats, desserrages, mauvais alignement des pompes et des compresseurs, soudure défectueuse, méconnaissance technique )	-Fuite d'ammoniac -Vibration des pompes. -Echauffement exagéré des paliers des équipements.	G 3	P 3	G 3 P 3	-Formation des -Encadrement au sens risques de l'installation -Inspection des tâches

## Chapitre V. Synthèse

Défaillance de la ligne de transfert d'Ammoniac	Température	Trop de	-Défaillance des pompes, conduite d'aspiration et accessoires -Diminution de la fiabilité des équipements : Vieillesse des accessoires -Perte d'étanchéité (joints, garnitures) -Rupture de la conduite	-Fuite d'ammoniac Intoxication du personnel  -Pollution de l'environnement	G 3	P 3	G 3 P 3	Envisager un l'Etat des por
			-Contact et mélange entre la vapeur et l'ammoniac Refoulement des pompes  -Augmentation de la pression au niveau de la calandre du réchauffeur  Contact et mélange entre la vapeur et l'ammoniac Refoulement des pompes	-Evaporation excessive de l'ammoniac dans la calandre   -Ouverture des soupapes engendrant une fuite d'ammoniac	G 5	P 4	G 5 P 4	-Installer un p condensat
			Corrosion Variation de la température La conduite de transfert (Pipeline).	Pertes d'épaisseur de la conduite  Fuite d'ammoniac	G 5	P 3	G 5 P 3	Contrôler pé corrosion ext transfert
			Séisme ou chocs plus puissants que prévus	Cisaillement des poteaux supports  Rupture du pipeline -Fuite d'ammoniac En dommage ment de l'unité et des voisinages à grande distance et la pollution	G 4	P 3	G 4 P 3	Des prévision
		Pas de	Pertes des caractéristiques des accessoires -Pertes de l'étanchéité des joints Diminution de la durée de fonctionnement	Diminution de la fiabilité des indicateurs de mesure  Intoxication du personnel -Pollution de l'environnement	G 4	P 3	G 4 P 3	Prévoir permanente rechange -envisager un l'état des joint -Prévoir des fuites d'amm
		Pas de	Heurt et collision des véhicules à grande hauteur avec	Intoxication de la personne Pollution de l'environnement	G 4	P 3	G 4 P 3	Installation d

## Chapitre V. Synthèse

Défaillance du bras de chargement d'ammoniac	Température	Trop de	Différence de température entre l'ammoniac du pipeline et l'ammoniac dépoté -Défaillance des instruments de mesure -Déplacement de la conduite hors tolérance -Rupture de la conduite , - fuite d'ammoniac	Choc thermique -Déplacement de la conduite -Intoxication du personnel -Pollution de l'environnement	G 4	P 4	G 4 P 4	Prévoir des simulations s -Visualiser un contrôle s de mesure -Prévoir un anti- bélier
			Absence de contrôle du niveau de dégazeur -Mauvaise indication des instruments -Panne des compresseurs en service	Retour d'ammoniac liquide aux compresseurs -Augmentation de la pression au niveau de la conduite et du bac -Ouverture des soupapes	G 4	P 4	G 4 P 4	-Remise en état de l'asservissement entre le dégazeur
			Corrosion ou usure -Coups de bélier -Points faibles au niveau des soudures Vieillessement du pipeline	-Perte d'épaisseur du pipeline -Intoxication du personnel Pollution de l'environnement Fuite d'Ammoniac	G 4	P 3	G 4 P 3	Contrôler périodiquement de la conduite -Prévoir des simulations s
	Débit	Trop de	Débit très important au début du dépotage -Excès d'arrivée des gaz au bac	-Augmentation de la pression au niveau de bac et de la conduite -Intoxication du personnel -Pollution de l'environnement	G 4	P 4	G 4 P 4	Exiger le respect du débit Prévoir des simulations su
			-Réchauffement de l'ammoniac dans la conduite -Excès d'arrivée des gaz au bac -Echappement des gaz d'ammoniac -Fuite d'ammoniac par ouverture des soupapes de la conduite et/ou de bac	Augmentation de la pression -Pollution de l'environnement -Asphyxie du personnel	G 4	P 3	G 4 P 3	Prévoir des simulations su -Superviser en permanenc
			Moins de	Vanne du manifold 55FV401 bloquée en position trop serrée	Allongement du temps de séjour du navire qui peut augmenter le risque d'incident et/ou d'accident	G 2	P 2	G 2 P 2
	Pression	Trop de	Coups de bélier. Surpression accidentelle et non maîtrisable	Fuite d'ammoniac au niveau du bras de déchargement. Fuite de canalisation (cordons de soudure, purge, lyre, instruments de mesure). Asphyxie des personnels Pollution de l'environnement	G 4	P 4	G 4 P 4	-Equipements de protection l'unité. -Suspension des travaux a -Tarage des soupapes par Interdiction d'accès des v du service d'ammoniac au



**4.3 Mise en œuvre de la méthode des graphes des risques :**

**4.3.1. Principaux résultats :**

Dans le tableau suivant 4.4 on peut voir les niveaux SIL retenus pour chaque fonction de sécurité instrumentées utilisées pour l'évaluation du risque.

*Tableau 4.4 : Les NIVEAUX SIL RETENUS POUR CHAQUE FONCTION DE SÉCURITÉ INSTRUMENTÉE*

	Action associé	But fonction	C	F	P	W1
01	Suppression des bacs	Prévoir un contrôle périodique de disponibilité de compresseur	Ca			W1
02	Chocs thermique	Prevenir un suivi dévolution de la pression au niveau du bac	Cb	Fa	Pa	W2
03	Explosion du bac	Prévenir la marche automatique (des compresseurs +présostats)	Cd			W2
04	Perturbation du depotages	Prévenir la marche automatique (des compresseurs +présostats)	Ca			W1
05	Ouverture des soupapes	Prévenir la marche automatique des soupapes	Cc	Fa		W1

06	Augmentation de la pression au refoulement des (pompes IP03_04)	Prevenir l'état des vannes avant la mise en froid	Ca			W2
07	Ouverture des soupapes	Prévenir sur les fuites d'ammoniac (remise en états démarche automatique) (compresseurs +présostats)	Cc	Fa		W1
08	Retour d'ammoniac liquide aux compresseurs (augmentation de la pression au niveau de la conduite et du bac )	Prevenir la marche automatique de l'asservissement entre les pompes et le niveau degazeur)	Cc	Fa		W2
09	Fuite d'ammoniac	Prévenir dommage du risque et d'endommagement de l'unité et des voisinages a grand distance	Cd			W2

### 4.3.2 LISTE DES ACTIONS :

La revue SIL a donné comme résultat deux fonctions de sécurité instrumentées avec niveau **SIL 4** :

- Num :03
- Num :09

### 4.3.3 Conclusion :

On a étudié un total de 13 onctions de sécurité instrumentées pour lesquelles on a obtenu un niveau **SIL -**, 1 niveau **SIL 2**, deux niveaux **SIL 1**, trois **SIL 3**.et deux **SIL 4**.

Nous suggéré une action commune pour les deux fonctions :

*Evaluer la nécessité de faire une analyse LOPA ou autre étude quantitatif pour déterminer le besoin de **SIL 4**.*

### 4.4 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 procédant à la schématisation d'un système à trois

IPLs :

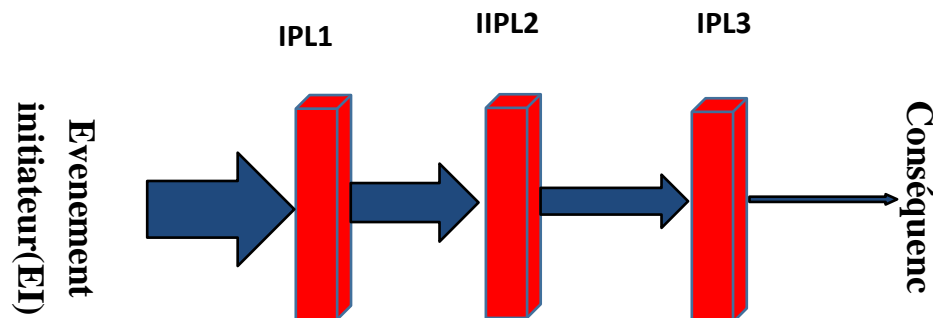


Figure 4. 2: Principe d'IPL selon le CCPs

Les scénarios à risque résiduel situés dans la zone ALARP ((As Low As Reasonably Praticable : aussi faible que raisonnablement possible)font l'objet d'une étude LOPA, sachant que les évènements initiateurs sont les causes dans l'étude HAZOP.

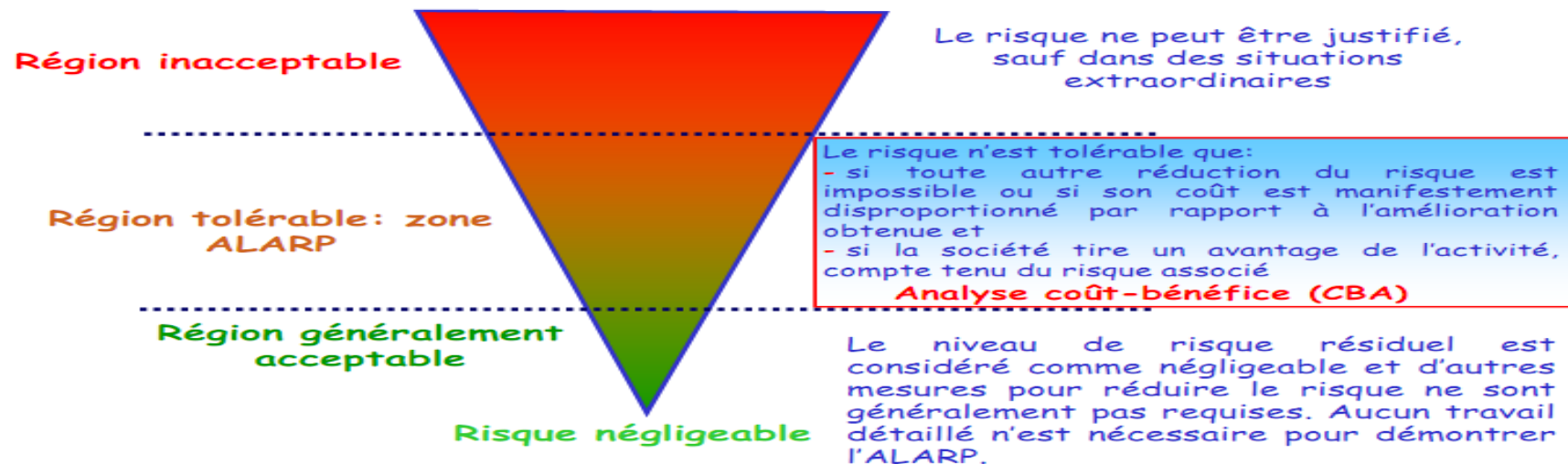


Figure 4.3 : Principe ALARP.

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

### 4.4.1 Analyse des scénarios :

#### ❖ Scénario N° 01 :

Explosion dans la phase refroidissement de l'Ammoniac à cause d'une défaillance de la boucle de régulation de pression entraînant un



excès de pression ce qui engendre des dommages pour le personnel, l'environnement et les installations.

Analyse du scénario N°01 :

Vis-à-vis ce scénario, il existe une seule IPL de type procédure, c'est le control du fonctionnement du régulateur de pression or la boucle de régulation commandée par le BPCS est à l'origine de l'excès de pression ce qu'il ne vérifie pas les conditions d'IPL. L'analyse du scénario résumée dans le tableau 4.5.

En se référant à la formule donnée par le CCPS, la fréquence d'occurrence du scénario, dans le cas où le personnel exposé au seuil d'effet générant des blessures (thermique/surpression) peut s'évaluer comme suit :

$$f_i^{si} = f_i^l \cdot (\prod_j^n PFD_{ij}) \cdot P_{explosion} \cdot P_{présence} \cdot P_{blésure} \quad \text{Équation (4.1)}$$

Telle que,

- ✓  **$f_i^l$  : Fréquence** de la conséquence associée à l'événement initiateur  $i$  à l'origine du scénario d'accident.
- ✓  **$PFD_{ij}$  : Barrière** de sécurité indépendante (IPL) numéro  $j$  vis-à-vis du scénario d'accident.
- ✓  **$P_{Explosi}$  : Probabilité** d'explosion.
- ✓  **$P_{Présence}$  : Probabilité** de présence du personnel dans la zone d'effet associée à la conséquence.
- ✓  **$P_{Blésure}$  : Probabilité** de blessure.

Pour ce scénario, les valeurs suivantes sont retenues :

- $f_i^l = 10^{-1}$  (en accord avec la valeur proposée dans (Crowl, 2001) pour la défaillance d'une boucle de régulation de pression gérée par un BPCS).
- $PFD_{procédure}$  de le control du fonctionnement du régulateur de pression =  $10^{-1}$  (en accord avec la valeur proposée dans (Icsi, 2009) pour une action de type procédurale).
- $P_{Explosion} = 1$  (On suppose la formation d'un mélange des vapeurs des gaz toxiques).
- $P_{Présence} = 1$  (On suppose la formation d'un excès de pression dans le bac de stockage).
- $P_{Blésure} = 1$  (la salle de contrôle est dans la zone des effets de surpression, ainsi cette dernière est gérée par les opérateurs qui doivent être toujours présents).

En se référant aux critères d'acceptabilité de l'industriel, supposons que la fréquence cible pour le risque d'explosion (Crowl, 2001) soit de  $10^{-5}$ . La fréquence d'occurrence étant supérieure à la fréquence cible, il est alors possible de déterminer le facteur de réduction du risque (RRF) (RRF) qui permettrait de rendre ce risque acceptable. Ce facteur se calcule comme suit :

$$RRF = \frac{\text{Fréquence d'occurrence calculée}}{\text{Fréquence d'occurrence cible}} = \frac{10^{-2}}{10^{-5}} = 10^3 \quad \text{Équation (4.1)}$$

Pour assurer ce RRF, il faut alors proposer la mise en place d'une barrière de sécurité qui soit donc inférieure ou égale à RRF. On déduit alors que la PFD de l'IPL à proposer ne doit pas dépasser  $10^{-3}$ . Elle doit être d'un niveau d'intégrité de sécurité SIL 3.

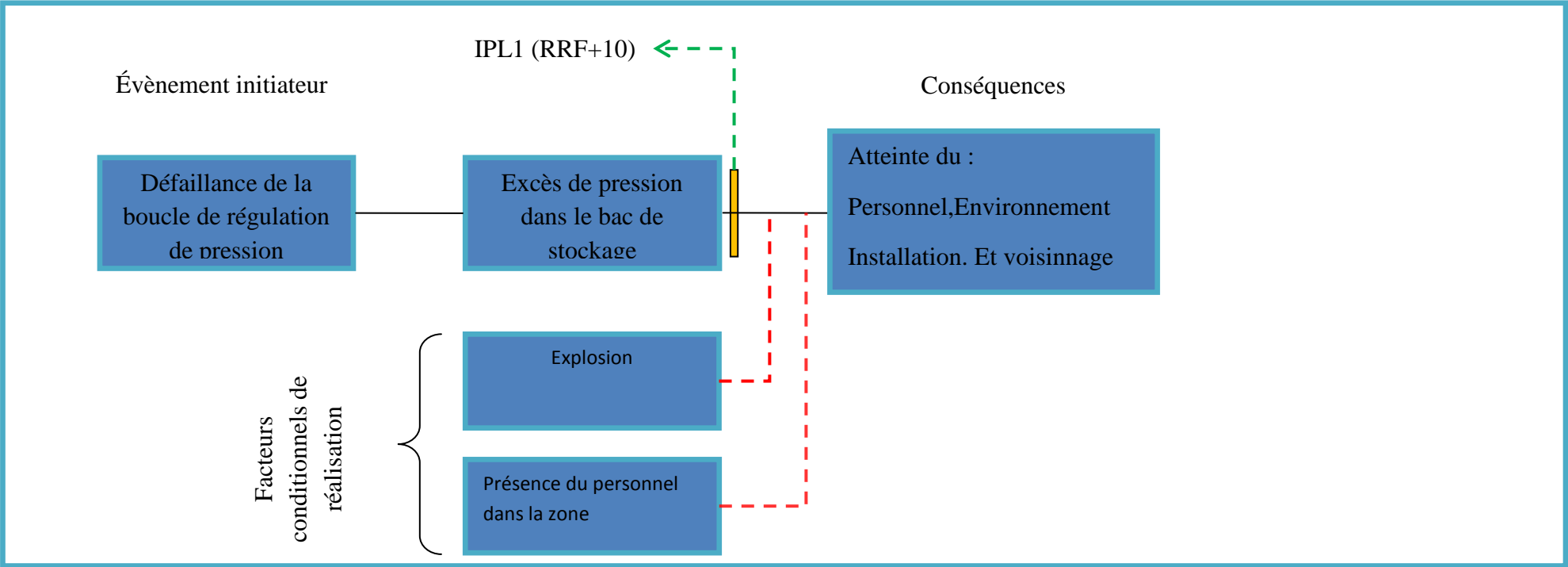


Figure 4.4 : Description du scénario N°01 suivant la méthode LOPA.

## Chapitre V. Synthèse

Conditions de réalisation du Scénario	Supression du bac Défaillance du compresseur		
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité d'explosion	1	
	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario	1	
	Probabilité de blessures	1	
	Autres	-	
Fréquence du scénario sans les barrières			10 <sup>-1</sup>
Barrières de sécurité respectant Les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	Control périodique (une action de type procédurale)	10 <sup>-1</sup>	
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	-	-	
Total des PFD associés aux Barrières de sécurité indépendantes (IPL).		10 <sup>-1</sup>	
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes			10 <sup>-2</sup>
Fréquence «cible» permettant de justifier d'un risque acceptable est-elle atteinte ?(Oui/Non):Non			
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable : améliorer le contrôle périodique du fonctionnement du régulateur de pression			
Notes : le renforcement du control réduit le risque d'au moins un facteur 20 pour le ramener dans une zone acceptable. Un niveau d'intégrité <b>SIL3 est donc requis.</b>			
Références :PID bac de stockage, étude HAZOP.			
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA : / Mebrek Aida _ Ayache Narimane			

Tableau 4.5 : Analyse du scénario N°01.

### 4.4.1.2 Scénario N° 02 :

Fuite d'Ammoniac causée par le maintien des compresseurs en service après la chute de la pression suite à une défaillance de la boucle de régulation de pression ce qui va engendrer des dommages pour l'installation et le personnel.

❖ Analyse du scénario N°02 :

Vis-à-vis ce scénario, il n'existe aucune IPL. La boucle de régulation commandée par le BPCS est à l'origine de l'excès de pression et de température ce qu'il ne vérifie pas les conditions d'IPL.

L'analyse du scénario est résumée dans le tableau 4.6

En se référant à la formule donnée par le CCPS, la fréquence d'occurrence du scénario peut s'évaluer comme suit :

$$f_i^c = f_i^l * \left( \prod_{j=1}^n pfd_{ij} \right) * p_{inflammation} \quad \text{Équation (4.3)}$$

Pour ce scénario, les valeurs suivantes sont retenues :

- $f_i^l = 10^{-2}$  (en accord avec la valeur proposée dans (Crowl, 2001) pour la défaillance d'une boucle de régulation de pression gérée par un BPCS).
- $PFD$  propagation de la fuite =  $10^{-2}$  (en accord avec la valeur proposée dans (Icsi, 2009)).
- $P_{fuite} = 1$  (On a des conditions qui favorisent la fuite dans le bac de stockage).
- $P_{Présence} = 1$  (présence du personnel dans le milieu).
- $P_{inflammation} = 1$  (probabilité d'inflammation et toxicité).

En se référant aux critères d'acceptabilité de l'industriel, supposons que la fréquence cible pour le risque fuite (Crowl, 2001) soit de  $10^{-5}$ . La fréquence d'occurrence étant supérieure 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 :

$$RRF = \frac{\text{Fréquence d'occurrence calculée}}{\text{Fréquence d'occurrence cible}} = \frac{10^{-4}}{10^{-5}} = 10 \quad \text{Équation (4.4)}$$

Pour assurer ce RRF, il faut alors proposer la mise en place d'une barrière de sécurité qui soit donc inférieure ou égale à RRF. On déduit alors que la PFD de l'IPL à proposer ne doit pas dépasser 10.

Elle doit être d'un niveau d'intégrité de sécurité SIL3.

## Chapitre V. Synthèse

Numéro du scénario : 02		N° de l'équipement : Bac de stockage		<b>Titre du scénario : fuite d'ammoniac à cause d'une surpression</b>	
Date 30/04/2019	Description		Probabilité	<b>Fréquence</b>	
Conséquences/niveau de gravité associée	Fuite d'Ammoniac			10 <sup>-2</sup>	
Fréquence «cible» pour atteindre le niveau de risque acceptable	Ce scénario entraîne un risque pour l'installation et l'environnement			10 <sup>-5</sup>	
Évènement initiateur du scénario	Défaillance de la boucle de régulation de pression et du			10 <sup>-1</sup> /an	
Conditions de réalisation du scénario					
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité de la fuite		1		
	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario		1		
	Probabilité d'inflammation et de toxicité		1		
	Autres		–		
Fréquence du scénario sans les barrières				10 <sup>-2</sup>	
Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA		Des seuils d'alarme de niveau de pression			
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA		Alarme du niveau de propagation de la fuite		10 <sup>-1</sup> (Crowl, 2001)	
Total des PFD associés aux barrières de sécurité indépendantes (IPL)				-	
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes				10 <sup>4</sup>	
Fréquence «cible» permettant de justifier d'un risque acceptable est-elle atteinte ? (Oui/Non): Non					
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable: mettre en place une SIF de SIL 3					
Note : le niveau d'intégrité de sécurité requis est de <b>SIL 3</b>					
Références: PID, étude HAZOP, basé documentaire					
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA : /Mebrek Aida, Ayache Narimane					

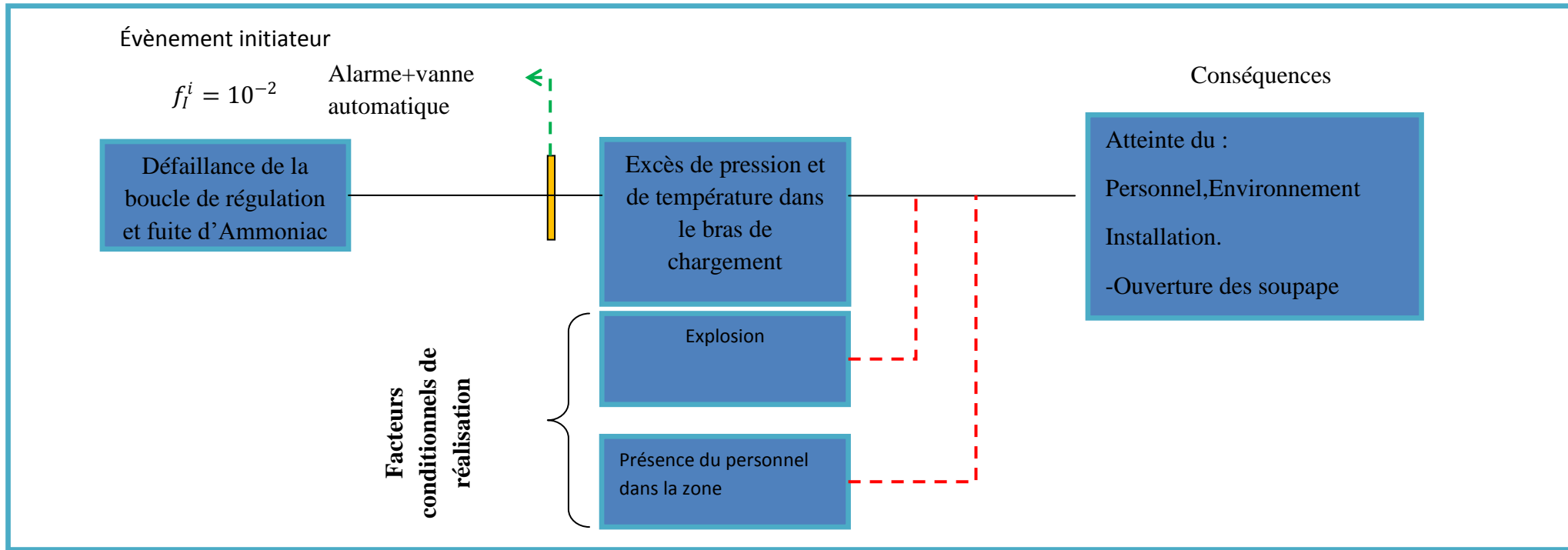


Figure 4.5 : Description du scénario N°02 suivant la méthode LOPA

### 4.4.1.4 Scénario N° 03 :

Retour d'Ammoniac par excès de gaz et de température suite à une mauvaise indication des instruments ce qui entraîne à l'ouverture des soupapes et des dommages pour le personnel, les installations et l'environnement.

❖ Analyse du scénario N°03 :

Vis-à-vis de ce scénario, la boucle de régulation commandée par le BPCS vérifie les Critères d'une IPL. L'analyse de ce scénario est résumée dans le tableau 4.7 et le calcul du PFD est basé sur l'équation.

$$f_i^c = f_i^l * \left( \prod_{j=1}^n pfd_{ij} \right) * p_{inflammation} * p_{présence} \quad \text{Équation (4.5)}$$

Pour ce scénario, les valeurs suivantes sont retenues :

- $f_i^l = 10^{-2}$  (en accord avec la valeur proposée dans (Icsi, 2009)).
- $PFD_{retour} = 10^{-1}$  (en accord avec la valeur proposée dans (Crowl, 2001) pour la défaillance d'une mauvaise indication des instruments gérée par un BPCS).
- $P_{retour} = 1$  (on suppose la formation d'un excès d'ammoniac).
- $P_{Présence} = 1$  (la salle de contrôle est dans la zone des effets de surpression, ainsi cette dernière est gérée par les opérateurs qui doivent être toujours présents).
- $P_{inflammation} = 1$  (la zone est exposée à des effets de surpression et d'inflammation, ainsi cette dernière est gérée par les opérateurs qui doivent être toujours présents).

En se référant aux critères d'acceptabilité de l'industriel, supposons que la fréquence cible pour le risque du retour d'Ammoniac (Crowl, 2001) soit de  $10^{-5}$ . La fréquence d'occurrence étant supérieure 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 :

$$RRF = \frac{\text{Fréquence d'occurrence calculée}}{\text{Fréquence d'occurrence cible}} = \frac{10^{-3}}{10^{-5}} = 10^2 \quad \text{Équation (4.6)}$$

Pour assurer ce RRF, il faut alors proposer la mise en place d'une barrière de sécurité qui soit donc inférieure ou égale à RRF. On déduit alors que la PFD de l'IPL à proposer ne doit pas dépasser 10. Elle doit être d'un niveau d'intégrité de sécurité SIL2.



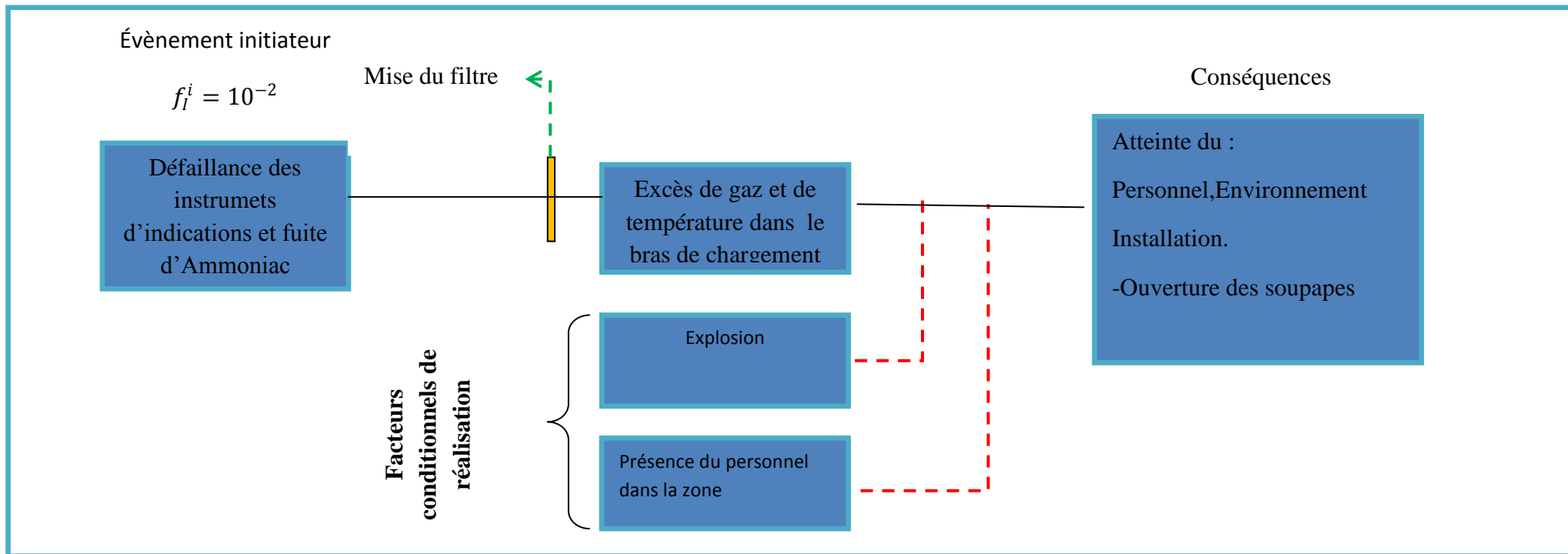


Figure 4.6 : Description du scénario N°03 suivant la méthode LOPA.

## Chapitre V. Synthèse

N° du scénario : 03	N° de l'équipement : bras de chargement	Titre du scénario : Retour d'Ammoniac liquide vers compresseurs	
Date : 23/04/2019	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences/niveau de gravité Associé	-Ouverture des soupapes		
Fréquence «cible» pour atteindre le niveau de risque acceptable	Ce scénario entraîne un risque pour le personnel, l'installation et l'environnement et voisinage.		10 <sup>-5</sup>
Évènement initiateur du scénario	-Mauvaise indication des instruments -Panne des compresseurs en service	10 <sup>-2</sup> (I'icsi, 2009)	
Conditions de réalisation du scénario	-		
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité du retout	1	
	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario	1	
	Probabilité d'inflammation	1	
	Autres	-	
Fréquence du scénario sans les barrières			10 <sup>-2</sup>
Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	Mise en œuvre des compresseurs et des torches en permanence	10 <sup>-2</sup> (Villemeur, 1997)	
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	SIS : Soupapes de sécurité	10 <sup>-2</sup> (I'icsi, 2009)	
Total des PFD associés aux barrières de sécurité indépendantes (IPL)		10 <sup>-2</sup> (I'icsi, 2009)	
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes			10 <sup>-2</sup>
Fréquence «cible» permettant de justifier d'un risque acceptable est-elle atteinte ? (Oui/Non): Non			
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable : proposer une SIF de SIL 2			
Notes : le niveau d'intégrité de sécurité est <b>SIL 2</b>			
Références : PID bac de stockage NH3, étude HAZOP.			
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA /Mebrek Aida _ Ayache Narimane			

### 4.4.1.5 Scénario N° 04 :

Evaporisation excessive d'Ammoniac par excès de température suite à une augmentation de la pression au niveau de la calandre du réchauffeur

Ce qui entraîne des dommages pour le personnel, les installations et l'environnement.

❖ Analyse du scénario N°04 :

Vis-à-vis de ce scénario, la boucle de régulation commandée par le BPCS vérifie les

Critères d'une IPL. L'analyse de ce scénario est résumée dans le tableau 4.7 et le calcul du PFD est basé sur l'équation.

$$f_i^c = f_i^l * \left( \prod_{j=1}^n pfd_{ij} \right) * P_{inflammation} \quad \text{Équation (4.8)}$$

Pour ce scénario, les valeurs suivantes sont retenues :

- $f_i^l = 10^{-2}$  (en accord avec la valeur proposée dans (Icsi, 2009)).
- $PFD_{SIS} = 10^{-1}$  (en accord avec la valeur proposée dans (Crowl, 2001) pour la défaillance réfolement des pompes gérée par un BPCS).
- $P_{inflammabilité} = 1$  (on suppose la formation d'un mélange des vapeurs des gaz suite à une fuite d'ammoniac).
- $P_{Présence} = 1$  (la salle de contrôle est dans la zone des effets de surpression et d'haute température, ainsi cette dernière est gérée par les opérateurs qui doivent être toujours présents).

En se référant aux critères d'acceptabilité de l'industriel, supposons que la fréquence cible pour le risque d'explosion (Crowl, 2001) soit de  $10^{-5}$ . La fréquence d'occurrence étant supérieure à la fréquence cible, il est alors possible de déterminer le facteur de réduction du risque (RRF) (RRF) qui permettrait de rendre ce risque acceptable. Ce facteur se calcule comme suit :

$$RRF = \frac{\text{Fréquence d'occurrence calculée}}{\text{Fréquence d'occurrence cible}} = \frac{10^{-3}}{10^{-5}} = 10^2 \quad \text{Équation (4.9)}$$

Pour assurer ce RRF, il faut alors proposer la mise en place d'une barrière de sécurité qui soit donc inférieure ou égale à RRF. On déduit alors que la PFD de l'IPL à proposer ne doit pas dépasser  $10^{-3}$ . Elle doit être d'un niveau d'intégrité de sécurité SIL2 ou plus

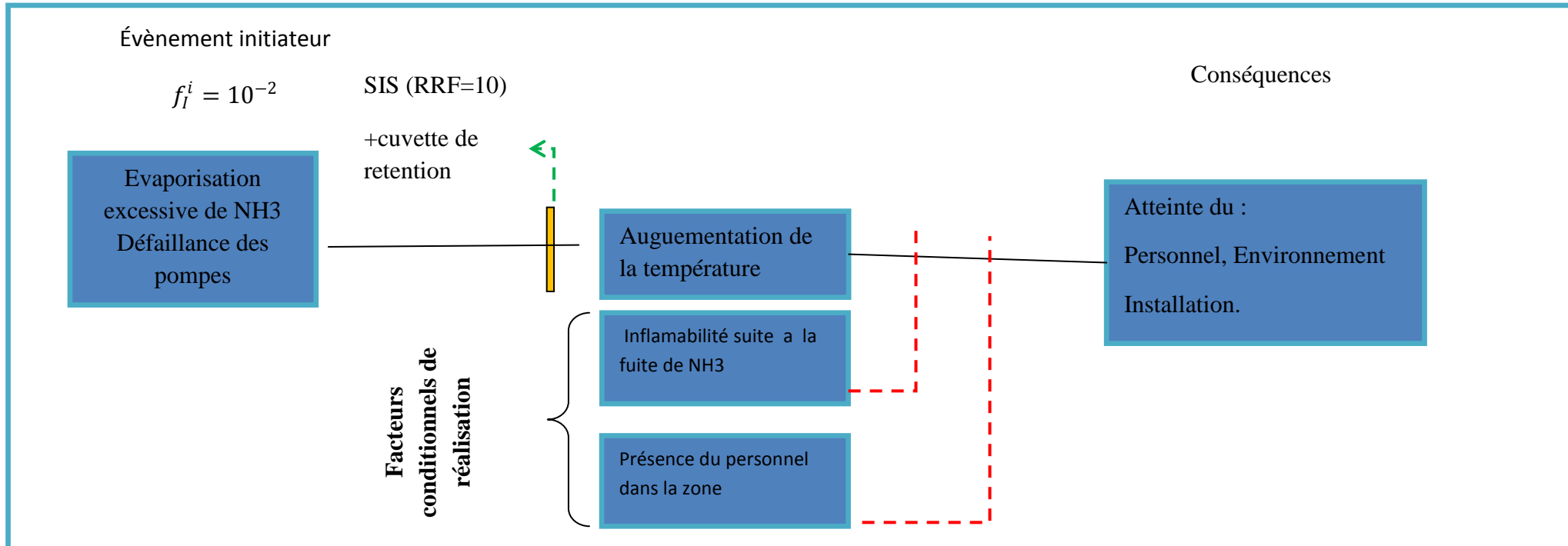


Figure 4.7 : Description du scénario N°04 suivant la méthode LOPA.

## Chapitre V. Synthèse

N° du scénario : 04	N° de l'équipement : Bac de stockage d'ammoniac	Titre du scénario : Evaporation excessive d'ammoniac suite à l'augmentation de la pression	
Date : 30/04/2019	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences/niveau de gravité associé	Evaporation excessive de NH3		
Fréquence «cible» pour atteindre le niveau de risque acceptable	Ce scénario entraîne un risque pour le personnel, l'installation et l'environnement.		10 <sup>-5</sup>
Évènement initiateur du scénario	une augmentation de la pression au niveau de la calandre du réchauffeur et refoulement	10 <sup>-3</sup> (I'csi, 2009)	
Conditions de réalisation du scénario	-		
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité d'inflammation	1	
	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario	1	
	Autres	-	
Fréquence du scénario sans les barrières			10 <sup>-3</sup>
Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	SIS : boucle de régulation	10 <sup>-3</sup> (Villemeur, 1997)	
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	Cuvette de rétention Soupape	10 <sup>-3</sup> (I'csi, 2009)	
Total des PFD associés aux barrières de sécurité indépendantes (IPL)		10 <sup>-3</sup> (I'csi, 2009)	
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes			10 <sup>-2</sup>
Fréquence «cible» permettant de justifier d'un risque acceptable est-elle atteinte ? (Oui/Non): Non			
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable: proposer une SIF de SIL 2			
Notes : le niveau d'intégrité de sécurité est <b>SIL 2</b>			
Références: PID bac de stockage, étude HAZOP.			
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA : Ayache Narimane / Mebrek Aida			

*Tableau 4.8 : Analyse du scénario N°04.*

## **4.5 Conclusion**

Suite aux résultats obtenus auparavant on conclue que :

- ✓ Le niveau d'intégrité de sécurité le plus élevé est SIL4 ;
- ✓ Les scénarios ont une seule origine, c'est le mauvais rapport température pression ;
- ✓ Il n'existe pas un APS (automate programmable de sécurité), donc tous les équipements, même ceux qui concernent la sécurité, sont commandés par le BPCS ;
- ✓ Le niveau d'intégrité de sécurité requis SIL4 ou SIL3 n'est pas acceptable, ce qui montre la nécessité d'agir le plus vite possible ;

La solution de maîtrise doit être de SIL3 parce que c'est le plus élevé.

## ***Conclusion générale***

La modélisation des effets a montré la gravité des conséquences engendrées par l'explosion du bac de stockage vu que son emplacement présente une source de danger pour un élément très vulnérable, il s'agit de la salle de contrôle. Par conséquent on a justifié l'importance de la présente étude.

Après avoir analysé les risques en utilisant la méthode HAZOP, six scénarios ont été jugés inacceptables suite à une cotation à l'aide de la matrice des risques. Cette étape a montré la présence d'un risque résiduel, dont son maîtrise nécessite des résultats plus pointus et plus détaillés, ce qui n'est pas le cas pour la HAZOP car ne traite pas tous les scénarios à cause de leurs complexités.

De ce fait, on a utilisé la méthode LOPA qui nous a permis de déterminer le niveau d'intégrité de sécurité requis (SIL requis) au niveau des chaudières A/B, en analysant les couches de protection existantes. LOPA a abouti à plusieurs SIL dont le plus élevé est de SIL3.

Le résultat SIL3 est un indicateur sur lequel on se réfère pour dire que les barrières de sécurité ou bien les couches de protection existantes, pour les chaudières A/B, sont insuffisantes. Ainsi, il n'existe pas suffisamment d'IPL à cause de la dépendance des sous-systèmes capteur et actionneurs au BPCS et non pas à un APS.

En raison du critère l'indépendance, qui est l'un des deux critères de considération d'une barrière comme une IPL, on a proposé une solution de maîtrise. Il s'agit d'un Système Instrumenté de sécurité de niveau d'intégrité de sécurité 3 (SIL3) composé d'un groupe de capteurs, un groupe d'actionneurs et un APS dans le but de couvrir tous les scénarios.

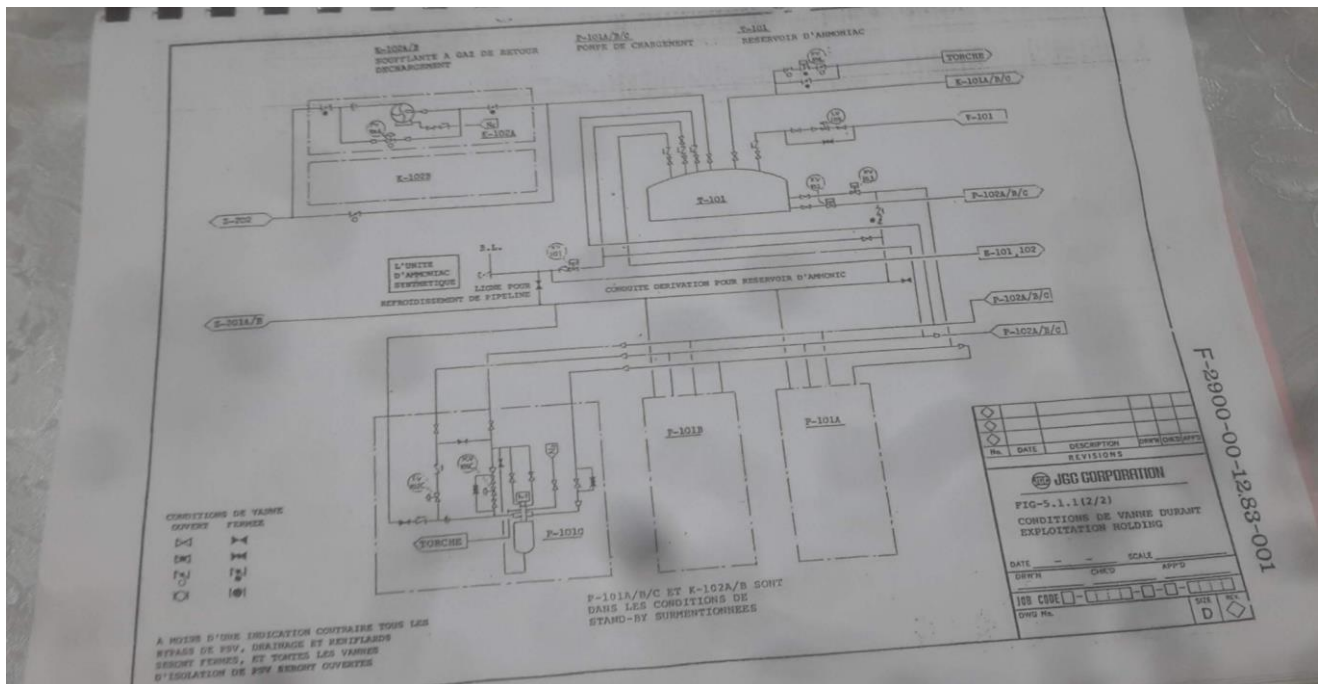
## REFERENCE

1. Functional safety of electrical/electronic/programmable electronic safety-related systems - Part 6: Guidelines on the application of IEC 61508-2 and IEC 61508-3 (IEC 61508-6:2010).
2. CEI. (2003). Sécurité fonctionnelle – Systèmes instrumentés de sécurité pour le domaine de la production par processus –. *CEI 61511-1*
3. ISO 9000: management qualité (2015) [Thèse].
4. ISO 2000 : Antar, S. (2015). Propagation d'incertitude et analyse de sensibilité dans l'évaluation des performances des systèmes instrumentés de sécurité à l'aide de l'outil SIMLAB. . [Thèse].
5. OHSAS 18001(1999) : La norme britannique **BS OHSAS** 18001 (pour « British Standard Occupational Health and Safety Assessment Series ») est un modèle de système de gestion de la santé et de la sécurité au travail (SMS&ST).
6. OHSAS(18001,2007): La future norme internationale sur le management de la santé et sécurité au travail se dessine. Les 58 pays mobilisés, dont la France , viennent d'être consultés sur une seconde version du projet de texte. L'ISO 45001 verra le jour en 2017, en lieu et place de l'OHSAS 18001» AFNOR.
7. IEC 61508 (1998): CEI. (1998). Sécurité fonctionnelle des systèmes électriques/électroniques/électroniques programmables relatifs à la sécurité – Parties 4: Définitions et abréviations. *Norme CEI 61508*.
8. CEI (61508, 2002): traite de la sécurité fonctionnelle des systèmes électriques/électroniques/électroniques programmables pour exécuter des fonctions instrumentées liées à la sécurité dans la plupart des secteurs industriels[Thèse].
9. CEI (61511,2003), CEI. (2003). Sécurité fonctionnelle – Systèmes instrumentés de sécurité pour le domaine de la production par processus –. *CEI 61511-1*
10. CEI (61508 ,2000) : la IEC (International Electrotechnical Commission) organisation mondiale de normalisation composée de l'ensemble des comités Electrotechniques nationaux (Comités nationaux de la CEI). [Thèse].
11. SIL: Méthode SIL (Niveaux d'Intégrité de la Sécurité) (code : 2DQE 007-ES)) fertial Annaba 17/08/2015
12. Shahinez, B. (2011). La gestion des niveaux de sécurité intégrée « System Integrated Level » dans un procédé au niveau du GL2Z. [Thèse].
13. INNAL Fares (Docteur en sureté de fonctionnement) : chargé de CM, TD, Système Instrumenté de Sécurité (SIS) . version 2011,2012. université hadje lakhder BATNA
14. Michel, Royer. (2009). HAZOP : une méthode d'analyse des risques - Présentation et contexte. [Article de base documentaire]. *Techniques de l'ingénieur Systèmes d'information et de communication, base documentaire* :(ref. article : se4030) Document délivré le : 23/06/2014Pour le compte : 7200100403 - techniques ingenieur // marie LESAVRE // 217.109.84.129.
15. olivier, iddir. (2012).Méthode LOPA : principe et exemple d'application



16. CEI (61882) : La CEI a pour objet de favoriser la coopération internationale pour toutes les questions de normalisation dans les domaines de l'électricité et de l'électronique. A cet effet, la CEI.
17. Méthode SIL (Niveaux d'Intégrité de la Sécurité) (code : 2DQE 007-ES)) fertial Annaba 17/08/2015
18. Ahmed, R (2007).modélisation et simulation thermo hydraulique d'un générateur de vapeur industriel en régime transitoire par le code RELAP P5/MOD3.2 [Thèse].
19. INERIS RAPPORT FINAL. Client(MEEDDM) . Liste des personnes ayant participé à l'étude : Sébastien EVANNO .Référentiels, normes et guides de bonnes pratiques pour l'exploitation du bac de stockage ,RAPPORT D'ÉTUDE 09/08/2008 (N° DRA-09-102957-01582B).
20. Mohamed-Habib, M. (2009). Pour une Meilleure Approche du Management des Risques. [Thèse].
21. Etude de danger des installations FERTIAL SPA-USINE ANNABA .institut supérieure OPTIM (2007).
22. ETUDE DE DANGERS complémentaire FERTIAL SPA, SITE D'ANNABA **Report No.:** ANN-01-EDD-2014, Rev. 0 , **Document No.:** 1NYDY02-6, project **No.:** PP128644 ,**Date:** 2015-06-04
23. ETUDE DE DANGERS FERTIAL SPA, SITE D'ANNABA **Report No.:** ,Rev. **Document No.:** 18EKBKA-4, project **No.:** PPO83560 ,**Date:** 2014-03-24.

**Annexe 01** : schéma représentatif du bac de stockage d'Ammoniac



**Annexe 02** : La réglementation des risques majeurs

**Annexe 03** : permis de travail

**Annexe 04** : graphes de risque