الجمهـــوريـــــة الجزائـــريـــــة الديمقـــراطيـــــة الشـعبيـــة
République Algérienne Démocratique et Populaire
وزارة التـــعلـــيـــــم العـــــالـــــي والبـــحـــــث العـلمـــي
Ministère de l'Enseignement Supérieure et de la Recherche Scientifique
جامعة وهران 2 محمد بن أ حمد
Université d'Oran 2 Mohamed Ben Ahmed

معهد الصيانة والأمن الصناعي
Institut de Maintenance et de Sécurité Industrielle

Département de Sécurité Industrielle et Environnement

MÉMOIRE

Pour l'obtention du diplôme de Master

Filière : Hygiène et Sécurité Industrielle

Spécialité : Sécurité Industrielle et Environnement

Thème

Etude et conception d'un système instrumenté de sécurité

Présenté et soutenu publiquement par :

BENALI OUENZAR Fatima Zohra & MAMMAR Asmaa

Devant le jury composé de :

Nom et Prénom	Grade	Etablissement	Qualité
Mme. MECHKEN Amel	MCB	IMSI	**Président**
Mme. HEBBAR Chafika	Pr	IMSI	**Examinateur**
Mr. GUETARNI Islam Hadj Mohamed	MCB	IMSI	**Encadrant**
Mr. TIRES Hachemi	MCB	IMSI	**Co-encadrant**

Année 2024/2025

Etude et conception d'un système instrumenté de sécurité

RESUME :

Dans un contexte industriel où la complexité des procédés et la manipulation de substances dangereuses augmentent considérablement les risques, la mise en place de systèmes de sécurité fiables devient une nécessité vitale pour prévenir les accidents majeurs. Ce mémoire s'intéresse à l'étude et à la conception d'un Système Instrumenté de Sécurité (SIS) pour la détection et la maîtrise des scénarios d'incendie et de fuite de gaz dans une unité de liquéfaction de gaz naturel, en l'occurrence le complexe GL2/Z. Après avoir exposé les bases théoriques de la sécurité fonctionnelle, les normes internationales (IEC 61508, IEC 61511, ISA 84) et les principales méthodes d'analyse des risques telles que HAZID, HAZOP, Graphe de risque et LOPA, le travail présente en détail les technologies de détection Feu & Gaz, leur principe de fonctionnement ainsi que les règles d'implantation pour assurer une couverture optimale. L'application pratique est illustrée par l'étude du complexe GL2/Z, comprenant la description du process, l'analyse HAZOP, la modélisation des scénarios de dispersion de gaz et d'incendie par CFD en 3D, ainsi que la détermination du niveau d'intégrité de sécurité (SIL) requis. Enfin, une architecture concrète du système Feu & Gaz est proposée, précisant le choix et l'emplacement des détecteurs en 3D , la logique de sécurité et le rapport de validation. Ce projet contribue à renforcer la maîtrise des risques industriels et garantit la conformité aux exigences réglementaires et normatives, tout en assurant la protection du personnel, de l'environnement et des installations.

Mots clés : Sécurité fonctionnelle, Système Instrumenté de Sécurité, SIS, Niveau d'Intégrité de Sécurité, SIL, Détection Feu & Gaz, Analyse HAZOP, Graphe de risque, Risque industriel, Complexe GL2/Z, Propane, colonne de distillation, CFD.

Study and design of an instrumented safety system.

ABSTRACT:

In an industrial context where complexity process and the handling of hazardous substances significantly increase risks, the implementation of reliable safety systems becomes a vital necessity to prevent major accidents. This dissertation focuses on the study and design of a Safety Instrumented System (SIS**)** for the detection and control of fire and gas leakage scenarios

in a natural gas liquefaction unit, specifically the GL2/Z complex. After presenting the theoretical foundations of functional safety, the relevant international standards (IEC 61508, IEC 61511, ISA 84) and the main risk analysis methods such as HAZID, HAZOP, Risk Graph, and LOPA, the work details the technologies used for Fire & Gas detection, their operating principles, and the installation rules to ensure optimal coverage. The practical application is illustrated through the case study of the GL2/Z complex, including process description, HAZOP analysis, modelling of gas dispersion and fire scenarios using CFD and 3D modeling, and the determination of the required Safety Integrity Level (SIL). Finally, a concrete architecture for the Fire & Gas detection system is proposed, specifying the choice and placement of detectors in 3D, the safety logic, and the validation report. This project contributes to strengthening the control of industrial risks and ensures compliance with regulatory and normative requirements, while safeguarding personnel, the environment, and assets.

Keywords: Functional Safety, Safety Instrumented System, SIS, Safety Integrity Level, SIL, Fire & Gas Detection, HAZOP Analysis, Risk Graph, Industrial Risk, GL2/Z Complex, Propane, Distillation Column, CFD.

دراسة وتصميم نظام السلامة المؤتمت SIS للكشف عن الحريق والغاز في وحدة تسييل الغاز الطبيعي

ملخص:

في سياق صناعي تتزايد فيه تعقيدات العمليات والتعامل مع المواد الخطرة، تصبح ضرورة وجود أنظمة أمان موثوقة أمراً للكشف والتحكم (SIS) حيوياً لمنع وقوع الحوادث الكبرى. يركز هذا المذكرة على دراسة وتصميم نظام السلامة المؤتمت بعد عرض الأسس .GL2/Z في سيناريوهات الحريق وتسرب الغاز داخل وحدة تسييل الغاز الطبيعي، وبشكل خاص مجمع وأهم طرق تحليل (ISA 84، IEC 61511، IEC 61508) النظرية للسلامة الوظيفية، والمعايير الدولية ذات الصلة ، يتناول العمل بالتفصيل تقنيات الكشف LOPA و مخطط المخاطر و HAZOP و HAZID مثل CFD 3D المخاطر عن الحريق والغاز، ومبادئ عملها وقواعد تركيبها لضمان تغطية مثلى. تم تطبيق ذلك عملياً من خلال دراسة حالة لمجمع ونمذجة سيناريوهات تسرب الغاز والحريق وتحديد مستوى السلامة HAZOP ، متضمنةً وصف العملية وتحليلGL2/Z ، مع تحديد نوع وموقع الكواشف، 3D وأخيراً، تم اقتراح هيكلية عملية لنظام الكشف عن الحريق والغاز .(SIL) المطلوب منطق الأمان وتقرير التحقق من المستوى. يساهم هذا المشروع في تعزيز السيطرة على المخاطر الصناعية وضمان الامتثال للمتطلبات التنظيمية والمعيارية، مع حماية الأفراد والبيئة والممتلكات

الكلمات المفتاحية: السلامة الوظيفية، نظام السلامة المؤتمت(SIS) ، مستوى السلامة(SIL) ، كشف الحريق والغاز، تحليل HAZOP، مخطط المخاطر، المخاطر الصناعية، مجمعGL2/Z ، البروبان، عمود التقطير.CFD

REMERCIMENT

Ce projet de fin d'études, aboutissement de plusieurs années d'efforts et de persévérance, n'aurait pas pu aboutir sans le soutien durable et l'aide précieuse que nous avons reçues tout au long de notre parcours.

Nous remercions sincèrement Allah, qui nous a accordé la patience, le courage et la force nécessaires pour finaliser ce travail. Sa guidance a été une source constante d'inspiration.

Nos remerciements les plus chaleureux s'adressent à notre encadrant, Mr GUETARNI.I. Au-delà d'avoir accepté de nous encadrer au départ, sa patience inébranlable face à nos doutes, ses conseils avisés et ses directives éclairées ont été déterminants. Il a su ranimer notre volonté de continuer et nous maintenir sur la bonne voie.

Également à Mr TIRES.H, dont les conseils nous ont été d'une grande aide dans l'avancement du travail, sans oublier son implication en période de stage et son partage de connaissances dans le côté pratique.

La réalisation pratique n'aurait pas été possible sans l'aide et la facilité offerte par les cadres de l'entreprise GL2/Z, en particulier notre encadrante Mme BELADJINE.L, Mr NAHAL.H, Mr GUERMOUD.N, les opérateurs, les tableautistes (équipe du DCS), les membres du département HSE et l'équipe d'intervention. Leur ouverture d'esprit et leur collaboration sans réserve, en nous permettant d'accéder à l'entreprise pour mener nos recherches, ont été d'une aide précieuse.

Nous remercions les membres du jury pour l'intérêt qu'elles ont porté à notre travail, leurs évaluations et leurs appréciations enrichissantes.

Notre gratitude va à tous nos enseignants de l'Institut de Maintenance et de Sécurité Industrielle pour leur engagement et leur transmission du savoir tout au long de notre parcours.

À ma chère binôme "Asmaa", avec qui j'ai relevé chaque défi et remporté chaque réussite, merci pour ton soutien, ton rire, et ta précieuse amitié. Cette aventure n'aurait pas eu la même saveur sans toi.

À ma précieuse binôme "Fatima", à celle qui a été mon pilier tout au long de cette période stressante. On a partagé énormément de moments de bonheur et de tristesse mais notre complicité était toujours au rendez-vous pour nous rebouter. Je ne cesserai jamais de te remercier et de remercier dieu de t'avoir mis sur mon chemin. Ce travail est bien plus qu'une réussite pour nous mais également la chance de développer une amitié avec toi et de gagner une sœur dans la vraie vie.

Nous tenons à exprimer notre gratitude à nos familles et amis respectives pour leur amour, leur soutien inconditionnel et leur présence constante.

Nous remercions toutes les personnes qui ont contribué directement ou indirectement à cette rédaction, par leur appui, leurs échanges ou encore leur bienveillance.

DEDICACE

Je dédie ce travail,

À mes chers parents, ma mère et mon père, qui ont cru en moi dès le premier jour,

qui ont été ma source de courage dans les moments d'incertitude, qui ont semé en moi la force de persévérer et la foi en mes rêves.

À vous, qui avez porté mes efforts par vos sacrifices silencieux,

qui avez illuminé mon chemin par vos prières,

et qui m'avez appris que la volonté et la patience mènent toujours à la réussite.

À ma précieuse sœur Kheira, ton amour, ta présence et ton soutien indéfectible ont été mon refuge dans chaque épreuve, tu as toujours su trouver les mots, les gestes et l'énergie pour me guider.

À mes frères Billal et Islam, à ma sœur Aïcha, ainsi qu'à mon beau-frère et ma belle-sœur,

chacun de vous, à sa manière, m'a apporté force et équilibre.

À Mr GUITARNI.I et Mr TIRES.H, merci pour la confiance que vous m'avez accordée.

À Mm HABBAR.C, votre bienveillance m'a été précieuse.

À Mr LALAOUI.M.A, votre accompagnement et vos conseils m'ont profondément inspirée.

À Mm BELADJINE.L, merci pour votre encadrement attentif et votre soutien chaleureux

À mes nièces Aridj, Anfel, Tasnim, Abrar, et à mes neveux Mohamed et Abd El-Razek,

ces petits trésors qui remplissent ma vie de joie, leur présence, leurs sourires et leur tendresse sont une source d'espoir au quotidien.

À mes chères amies : Maria, Romaïssa, Maïssa, Yousra et Aya.

merci pour les instants de joie, de complicité et de sérénité dans ces cinq ans.

À toutes celles et ceux qui me portent dans leur cœur et croient en ma réussite

Votre présence est un moteur essentiel dans mon parcours.

Et finalement, à moi-même, en hommage à la force qui témoigne de mon évolution personnelle, née de chaque défi relevé, forgée par chaque épreuve traversée avec courage, et qui a façonné la personne que je suis aujourd'hui.

BENALI OUENZAR Fatima Zohra.

DEDICACE

Je dédie ce travail,

À mes chers parents, ma mère et mon père, qui ont toujours été présent pour m'encourager, me soutenir et me pousser vers l'avant. À vous qui m'avez appris que le doute n'est jamais un obstacle et qu'à l'encre de la volonté et la confiance la réussite s'écrit. Ce travail est le fruit de tout ce que vous avez fait pour me permettre d'arriver là où je suis aujourd'hui.

À mes petites sœurs adorées, Hadil, Rihem et Ritedj, nos fous-rires et votre joie de vivre ont rendu mon parcours plus joyeux et lumineux, je vous aime.

À ma cousine Leila qui a été plus qu'une grande sœur pendant ces cinq années. Je ne te remercierai jamais assez pour tous les gâtés, l'amour et la protection que tu m'avais donné.

À mon cousin Mus, et ses enfants Anes et Nael votre amour est le plus précieux des cadeaux.

Une pensée à Manouche et Amina Allah Yrhamhoum qui attendait ce jour tout autant que moi, merci pour tout ce que vous m'avez offert.

À mon oncle Belkacem de m'avoir hébergé et accompagné tout le long de ce cursus.

Une spéciale dédicace à mes encadrants Mr GUITARNI.I et Mr TIRES.H qui était à la hauteur de mes attentes.

À Mme BELADJINE.L, à toi qui as été ma sœur et ma conseillère et de toujours me rebooster.

À toi ma meilleure amie et ma confidente, Ikram, ma sœur de cœur, celle qui m'a relevé quand j'étais au plus bas, celle qui a été présente pendant toutes ces années merci pour ton amitié et ton amour.

À mes chères amies, Houda, Raouane, Ghizz et Aya qui ont partagé avec moi les joies et les peines de ce voyage. Merci pour votre présence, vous êtes un cadeau de dieu.

À mes collègues Riad, Aymen, Yacine et Yacine, merci pour votre bienveillance.

Et finalement, a moi-même

Je célèbre le voyage, les défis que j'ai surmontés et les victoires que j'ai remportées. Je suis fière de la personne que je suis devenue et je continuerai d'avancer avec confiance et gratitude pour tout ce que la vie a à m'offrir.

MAMMAR Asmaa.

SOMMAIRE

REMERCIMENT iv
DEDICACE v
DEDICACE vi
SOMMAIRE vii
LISTE DES FIGURES xi
LISTE DES TABLEAUX xiii
LISTE DES ABREVIATIONS xiv
SYMBOLES : xvi
INTRODUCTION GENERALE 1
CHAPITRE I : CONTEXTE THEORIQUE-SECURITE FONCTIONNELLE ET RISQUE INDUSTRIEL. 3
I.1 Introduction 4
I.2 Introduction à la sécurité fonctionnelle : 4
I.2.1 Définitions : 4
I.2.2 Définitions : Normes IEC 61508 et IEC 61511 ISA 84 : principes et exigences : 7
I.2.2.1 IEC 61508 :2010 : 7
I.2.2.1.1 Définition : 7
I.2.2.1.2 Principe : 7
I.2.2.1.3 Objectif : 7
I.2.2.1.4 Domaine d'application : 8
I.2.2.1.5 structure de la norme : 8
I.2.2.1.6 Exigence : 8
I.2.2.2 IEC 61511 : 2017 : 9
I.2.2.2.1 Définition : 9
I.2.2.2.2 Principe : 9
I.2.2.2.3 Objectif : 9
I.2.2.2.4 Domaine d'application : 9
I.2.2.2.5 Structure de la norme (Parties): 9
I.2.2.2.6 Exigence : 9
I.2.2.3 ANSI/ISA-84.00.01-2004 (ISA 84) : 10
I.2.2.3.1 Définition : 10

I.2.2.3.2 Principe : 10
I.2.2.3.3 Objectif : 10
I.2.2.3.4 Domaine d'application : 10
I.2.2.3.5 Structure de la norme : 10
I.2.2.3.6 Exigence : 11
I.2.3 Cycle de vie de la sécurité fonctionnelle (Analyse, conception, validation) : 11
I.2.3.1 Analyse : 11
I.2.3.2 Conception : 11
I.2.3.3 Validation : 12
I.2 Risque industriel/ technologique : 13
I.3 Méthode d'analyse des risques : 13
I.3.1 Identification des dangers (HAZID)/ Analyse des risques préliminaires (APR) : 13
I.3.2 Etude des dangers et de l'opérabilité (HAZOP) : 14
I.3.3 Graphe des risques : 14
I.3.4 Analyse des couches de protection (LOPA) : 16
I.4 Décret : 17
I.5 Réglementation ATEX (Atmosphère explosible) : 18
I.5.1 Définition de l'atmosphère explosible : 18
I.5.2 Les directives : 18
I.5.3 Définition des zones ATEX : 18
I.6 Scénarios catastrophiques : 19
I.6.1 Dispersion de gaz/ fuite de gaz : 19
I.6.2 Incendie : 19
I.6.3 Feu de torche/ Jet enflammé /Jet fire : 19
I.6.4 Explosion : 19
I.6.5 Explosion de nuage de gaz (VCE) : 19
I.6.6 Explosion de nuage de gaz non confiné (UVCE)/ Flashfire : 20
I.7 REX (Retour d'expérience) : 20
I.7.1 Explosion lors d'une opération de maintenance dans une raffinerie. 20
I.7.2 Explosion et incendie dans une raffinerie. 21
I.7.3 Incendie en tête de colonne de distillation suite au déclenchement de la colonne de distillation. 22
I.7.4 Fuite enflammée de propane dans une raffinerie. 23
I.7.5 Résumé des accidents : 24
I.8 Conclusion : 25
CHAPITRE II : SYSTEME DE DETECTEION FEU & GAZ. 26
II.1 Introduction 27

II.2 Types de gaz : 27
II.3 Conception d'un système de détection feu & gaz : 27
II.3.1 Détecteur de gaz : 27
II.3.1.1 Objectif : 27
II.3.1.2 Type des détecteurs de gaz : 28
II.3.1.2.1 Détecteur électrochimique : 28
II.3.1.2.2 Détecteur catalytique : 29
II.3.1.2.3 Détecteur IR (Infrarouge) : 30
II.3.1.2.4 Détecteur PID (Photo ionisation) : 31
II.3.2 Détecteur de flamme : 33
II.3.2.1 Définition : 33
II.3.2.2 Objectif : 33
II.3.2.3 Principe de fonctionnement : 33
II.3.2.4 Avantages : 33
II.3.2.5 Inconvénients : 33
II.3.2.6 Détecteur IR3 : 34
II.4 Implémentation des détecteurs : 36
II.4.1 Implémentation des détecteurs de gaz : 36
II.4.1.1 Règle d'implantation détaillée : 36
II.4.1.2 Déploiement des différentes technologies (En termes d'emplacement) : 37
II.4.1.3 Stratégie et meilleures pratiques d'implémentation globales : 38
II.4.2 Implantation des détecteurs de flamme : 38
II.4.2.1 Règle d'implémentation détaillée : 39
II.4.2.2 Gestion des contraintes environnementales et des fausses alarmes : 40
II.5 Processus de validation de l'implémentation : 40
II.6 Structure du SIS : 40
II.7 Conclusion 41
CHAPITRE III : PRESENTATION DE L'UNITE ET ANALYSE DES RISQUES. 42
III.1 Introduction 43
III.2 Description du complexe GNL2 : 43
III.2.1 Présentation du complexe GL/2Z : 43
III.2.2 Le but du complexe : 44
III.2.3 Description du site : 44
III.2.4 Description du process : 45
III.3 Présentation de la section fractionnement : 47
III.3.1 L'unité de fractionnement : 47
III.3.1.1 Description de l'unité de fractionnement : 47

III.3.2 Sous-section de séparation : 48
III.4 Analyse HAZOP et Graphe de risque : 51
III.5 Modélisation des scénarios : 65
III.6 Conclusion : 73
CHAPITRE IV : CONCEPTION PRATIQUE DU SYSTEME FEU & GAZ. 74
IV.1 Introduction 75
IV.2 Architecture SIS pour la colonne de distillation : 75
IV.3 Modélisation 3D de l'implantation des détecteurs : 78
IV.3.1 Détecteurs de gaz : 78
IV.3.2 Détecteurs de flamme : 80
IV.3.3 La couverture des détecteurs : 83
IV.4 Conclusion 84
CONCLUSION GENERALE 85
BIBLIOGRAPHIE 87
Annexes 90
1. Annex A : Exemple d'étalonnage de graphe de risque. 91

LISTE DES FIGURES

Figure I.1 : Les composants du SIS. 5
Figure I.2 : La différence entre SIF et SIS. 5
Figure I.3:Les niveaux SIL. 6
Figure I.4: Les intervalles RRF. 6
Figure I.5:Schéma des phases de cycle de vie de sécurité fonctionnelle. 12
Figure I.6:Exemplaire de APR. 13
Figure I.7:Exemplaire de HAZOP. 14
Figure I.8:Exemplaire de graphe de risque. 15
Figure I.9:Exemplaire de LOPA. 16
Figure I.10: Les zones ATEX. 18
Figure I.11: Le manomètre en question. 21
Figure I.12:La raffinerie après l'accident. 22
Figure II.13:Scéma du principe de fonctionnement d'une cellule électrochimique (cas du CO). 28
Figure II.14: Schéma de principe de fonctionnement d'un détecteur catalytique. 29
Figure II.15: Schéma de principe de fonctionnement d'un détecteur de gaz IR ponctuel. 30
Figure II.16:Schéma de principe de fonctionnement du détecteur de gaz à long chemin optique. 31
Figure II.17: Schéma du principe de fonctionnement d'un détecteur PID. 32
Figure II.18: Détecteur de flamme IR3. 34
Figure III.19:Les zones du complexe GL2Z. 44
Figure III.20:Les zones du complexe GL2Z. 45
Figure III.21: Schéma résumant le process. 46
Figure III.22: Schéma descriptive de la sous-section de dépropanisation. 50
Figure III.23: La zone d'étude prise 01. 66
Figure III.24:La zone d'étude prise 02. 66
Figure III.25:Dispersion du nuage de propane au refoulement en ppm a une hauteur de 9.3m avec une fuite de 25 mm pour un vent Nord East de 5m/s. 67
Figure III.26:Dispersion du nuage de propane au refoulement en ppm a une hauteur de 9.3m avec une fuite de 75 mm pour un vent Nord East de 5m/s. 67
Figure III.27: Dispersion du nuage de propane au refoulement de 50000ppm avec une fuite de 25 mm en bleu et 75 en vert pour un vent Nord East de 5m/s. 68
Figure III.28:Dispersion du nuage de propane au refoulement en ppm a une hauteur de 9.3m avec une fuite de 25 mm pour un vent Sud-Ouest de 10m/s. 69
Figure III.29: Dispersion du nuage de propane au refoulement en ppm a une hauteur de 9.3m avec une fuite de 75 mm pour un vent Sud-Ouest de 10m/s. 70
Figure III.30: Dispersion du nuage de propane au refoulement de 50000ppm avec une fuite de 25 mm en bleu et 75 en vert pour un vent Sud-Ouest de 10m/s. 70
Figure III.31: Effet de radiation a 44kw/m2 avec une fuite de 25 mm en BLEU et 75 en rouge pour un vent Nord East de 5m/s. 71
Figure III.32:Effet de radiation a 44kw/m2 avec une fuite de 25 mm en rouge et 75 en rouge claire pour un vent sud-ouest de 10m/s. 72
Figure IV.33:champ de vision des détecteurs de gaz linéaire prise 02. 79
Figure IV.342: Champ de vision des détecteurs de gaz linéaire prise 01. 79
Figure IV.35: L'emplacement idéal des détecteurs de flamme prise 01. 80

Figure IV.36: L’emplacement idéal des détecteurs de flamme prise 02 (Vue de haut). 80
Figure IV.37: La couverture des détecteurs de flamme prise 02..... 81
Figure IV.38: La couverture des détecteurs de flamme prise 01..... 81
Figure IV.39:La couverture des détecteurs de flamme prise 03..... 82
Figure IV.40: La couverture des détecteurs de flamme prise 04..... 82
Figure IV.41: Pourcentage de couverture des détecteurs de gaz..... 83
Figure IV.42: Pourcentage de couverture des détecteurs de flamme. 84

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1: Domaines à couvrir par le personnel, les spécialités de base et les formations qualifiantes pour la préqualification « Etudes de risques des dossiers HSE dans le cadre de la réglementation régissant les autorisations de mise en produit et de mise sous tension des installations et ouvrages relevant des activités d'hydrocarbures ». 17
Tableau I.2: Résumé des accidents du REX.[22] 24
Tableau III.3 : Table des explications de zone de risque. 51
Tableau III.4: L'étude HAZOP et graphe de risque. 52
Tableau III.5: Repère de l'emplacement idéal des détecteurs linéaires de gaz. 78
Tableau IV.6: Repère de l'emplacement idéal des détecteurs de flamme. 83
Tableau 7:Exemple d'étalonnage du graphe de risque général. 91
Tableau 8:Exemple d'étalonnage du graphe de risque général (Suite). 92

LISTE DES ABREVIATIONS

ANSI : Institut international américain de normalisation (American National Standards Institute).

APR : Analyse préliminaire des risques.

ATEX : Atmosphère explosible.

C : conséquence (consequence).

CE : Communauté européenne.

CFD : Dynamique des Fluides Numérique (Computational Fluid Dynamics)

DCS : Système de control distribué (Distributed Control System).

ESD : Arrêt d'urgence (Emergency Shut Down).

EXT : Evaluation du système existent (Existing System Evaluation).

F : Fréquence (Occupancy)

FAHH : Alarme de débit haut haut (Flow Alarm High High).

FALL : Alarme de débit haut haut (Flow Alarm High High).

FIC : Contrôleur d'indication de débit (Flow Indicating Controller).

GL2Z : Gaz liquéfié deuxième complexe, zone Z.

GNL : Gaz naturel liquéfié.

GNT : Gaz naturel traité.

GP : Gaz plant.

HAZID : Identification des dangers (Hazard Identification).

HAZOP : Etude des dangers et de l'opérabilité (Hazard and Operability Study).

HSE : Hygiène, et sécurité environnement (Health, Safety and Environment)

IA : Intelligence Artificielle.

IEC : Commission Électrotechnique Internationale (International Electrotechnical Commission).

IPL : Couche de protection indépendante (Independent Protection Layer).

IR : Infrarouge.

IR3 : Infrarouge troisième génération.

ISA : Société internationale d'automatisation (International Society of Automation).

Km : Kilomètre(s).

LAHH : Alarme de niveau haut haut (Level Alarm High High).

LALL : Alarme de niveau bas bas **(**Level Alarm Low Low).

LIC : Contrôleur d'indication de niveau (Level Indicating Controller).

LIE : Limite inferieure d'explosivité.

LOPA : Analyse des couches de protection (Layer Of Protection Analysis).

m : Mètre(s).

MCR : Multi-composants réfrigérant.

MEA : Mono-éthanol-amine.

oo: Sur (Out Of).

P: La probabilité d'éviter qu'un risque survient (Probability of avoiding the hazardous event).

PAHH : Alarme de pression haut haut (Pressure Alarm High High).

PALL : Alarme de pression bas bas **(**Pressure Alarm Low Low).

PIC : Contrôleur d'indication de pression (Pressure Indicating Controller).

PID : Photo ionisation.

POI : Plan opérationnel interne.

ppm : partie par million

PSD : Système d'arrêt de procédé (Process Shut Down).

PSV : Soupape de sécurité (Pressure Security Valve).

REX : Retour d'expérience.

RP : Pratique recommandée (Recommended Practice).

RRF : Facteur de réduction des risques (Risk Reduction Factor).

SIF : Fonction intégrée de sécurité (Safety Instrumented Function).

SIL : Niveau intégré de sécurité (Safety Integrity Level).

SIS : Système instrumenté de sécurité (Safety Instrumented System).

SONATRACH : Société national de recherche, production, transport, transport et de commercialisation des hydrocarbures.

SVM : Machine à Vecteurs de Support (Support Vector Machine)

Système E/E/PE : Système électrique/ électronique/ électronique programmable (Electrical/Electronic/Programmable Electronic System).

TAHH : Alarme de température haut haut (Temperature Alarm High High).

TALL : Alarme de température bas bas **(**Temperature Alarm Low Low).

TIC : Contrôleur d'indication de température (Temperature Indicating Controller).

TOR : Tout Ou Rien.

TR : Rapport technique (Technical Repport).

UE : Union européenne.

UV : Ultra-violet.

UVCE : Explosion de nuage de gaz non confiné (Unconfined Vapour Cloud Explosion).

VCE : Explosion d'un nuage de gaz (Vapour Cloud Explosion).

W : Taux de demande (Demand rate)

3D : Tridimensionnel (Three-Dimentionnel).

SYMBOLES :

€ : Euro.

& : Et (And).

° : Degré.

% : Pourcentage.

INTRODUCTION GENERALE

Dans un contexte industriel moderne où la complexité des procédés et l'utilisation de substances dangereuses sont de plus en plus fréquentes, la maîtrise des risques devient une exigence incontournable. Les accidents majeurs survenus ces dernières décennies ont démontré l'importance cruciale de systèmes de sécurité fiables, capables de détecter, prévenir et atténuer les conséquences d'événements indésirables. Parmi ces systèmes, le Système Instrumenté de Sécurité (SIS) occupe une place centrale en tant que barrière de protection indépendante, répondant à des niveaux de performance définis et certifiés par des normes internationales telles que l'IEC 61508 et l'IEC 61511.

La mise en place d'un SIS efficace requiert une approche systématique, incluant une analyse approfondie des risques, une définition précise des fonctions instrumentées de sécurité (SIF) et la détermination du niveau d'intégrité de sécurité (SIL) nécessaire pour réduire les risques à un seuil acceptable. Cette démarche méthodique s'appuie sur des outils et des méthodes tels que l'analyse HAZIP et le graphe de risques, permettant de garantir la cohérence et la robustesse du dispositif de sécurité tout au long de son cycle de vie.

Dans ce cadre, le présent mémoire s'inscrit dans une double perspective : d'une part, approfondir les concepts théoriques liés à la sécurité fonctionnelle et à l'évaluation des risques industriels ; d'autre part, appliquer ces connaissances à la conception pratique d'un système de détection Feu & Gaz, adapté aux contraintes spécifiques d'un complexe de liquéfaction de gaz naturel, en l'occurrence le complexe GL2/Z.

Cette étude ambitionne ainsi de contribuer à la réduction du risque industriel en proposant une solution technique pertinente et conforme aux meilleures pratiques du domaine. Elle s'appuie sur une analyse détaillée des zones à risques, la modélisation de scénarios potentiellement dangereux et l'implantation optimisée de détecteurs de feu et de gaz, conformément aux exigences réglementaires et normatives en vigueur.

Malgré les avancées technologiques significatives et l'intégration croissante des principes de "safety design", des scénarios catastrophiques continuent de se produire dans les industries à risque, notamment dans les unités de séparation des hydrocarbures légers comme les dépropaniseurs. Ces équipements critiques présentent une forte vulnérabilité face aux risques d'incendie et d'explosion, comme en témoigne l'historique d'accidents sur certaines installations.

Face à cette réalité, se pose la question suivante :

Comment concevoir et optimiser un système instrumenté de sécurité (SIS) dédié à la détection et à la réponse aux scénarios d'incendie et de dispersion de gaz sur une unité critique telle qu'un dépropaniseur, en s'appuyant sur des méthodes rigoureuses d'analyse des risques, de modélisation CFD et d'implantation intelligente des détecteurs ?
d'où l'objectifs principale est de concevoir un système Feu et Gaz (F&G) intégré dans un SIS fiable et conforme aux exigences SIL, capable de prévenir et de maîtriser les scénarios majeurs d'accidents industriels sur un dépropaniseur et pour cela notre projet de fin d'étude est structure de la manière suivante :

Ce projet de fin d'étude est structuré en 4 chapitres : Le chapitre 1 cherche à établir les notions théoriques des SIS. et de l'analyse des risques. Il développe les normes clés (IEC 61508, IEC 61511, ISA-84), le décret. Il aborde les méthodes d'analyse des risques et les scénarios catastrophiques, illustrés par des retours d'expérience (REX) d'accidents déjà produits.

Le chapitre 2 vise à développer les technologies de détection des gaz et des flammes, détaillant les types de détecteurs et leurs principes de fonctionnement. Il met en évidence également les règles d'implantation et les stratégies pour optimiser leur efficacité, ainsi que la structure générale d'un SIS.

Le chapitre 3 est consacré pour conversion des concepts théoriques à un cas pratique : le complexe GL/2Z. Le processus industriel a été décrit, par la suite une analyse HAZOP et graphes de risque ont été réaliser pour la détermination les niveaux SIL requis. Des simulations 3D ont illustré les scénarios de fuites et d'incendies, mettant en évidence la nécessité de renforcer les barrières de sécurité. La conception d'un SIS performant a été mise en avant pour une réponse rapide et efficace à ces risques.

Le chapitre 4 une architecture concrète pour un SIS de détection feu et gaz sera proposé, incluant le choix des détecteurs tout en identifiant des actionneurs. Une logique de sécurité était définie de plus de l'emplacement optimal des composants. La conception vise à répondre aux exigences des normes et aux risques identifiés dans les chapitres précédents.

Enfin, une conclusion générale résume les résultats obtenus et propose des perspectives pour des améliorations futures et des travaux complémentaires.

CHAPITRE I : CONTEXTE THEORIQUE-SECURITE FONCTIONNELLE ET RISQUE INDUSTRIEL.

I.1 Introduction

Dans les industries modernes, la sécurité fonctionnelle et la gestion des risques industriels sont indispensables en raison de la complexité des procédés et de la présence de substances dangereuses. Ce chapitre introductif pose les bases théoriques nécessaires à la compréhension des Systèmes Instrumentés de Sécurité (SIS) et des méthodologies d'analyse des risques. Il présente les normes clés (IEC 61508, IEC 61511, ISA-84) qui encadrent leur conception et leur mise en œuvre, et expose les outils d'évaluation des dangers utilisés dans les installations industrielles. Ce pas est fondamental pour les développements ultérieurs d'un projet, consacrée à la conception et à la mise en œuvre de systèmes de sécurité efficaces

I.2 Introduction à la sécurité fonctionnelle :

I.2.1 Définitions :

- **Système E/E/PE relatif à la sécurité :** un système E/E/PE relatif à la sécurité du SIS (Système instrumenté de sécurité) peut être défini comme l'ensemble des composants électriques, électroniques et électroniques programmables qui constituent le SIS et qui sont responsables de l'exécution des fonctions de sécurité nécessaires pour atteindre ou maintenir un état sûr du procédé.[1]

- **Système instrumenté de sécurité (SIS) :** Conçu pour le secteur des industries de transformation, un SIS est une couche de protection automatisée dont la performance est définie par un Niveau d'Intégrité de Sécurité (SIL). Il est composé d'élément initiateur (capteurs), de solveurs logiques et des éléments d'action finale, dont la fonction est de réaliser une ou plusieurs Fonctions Instrumentées de Sécurité (SIF) spécifiques afin de prévenir ou de limiter les conséquences d'événements dangereux et de garantir un état sûr du procédé lors de détections de conditions dangereuses.[2], [3]

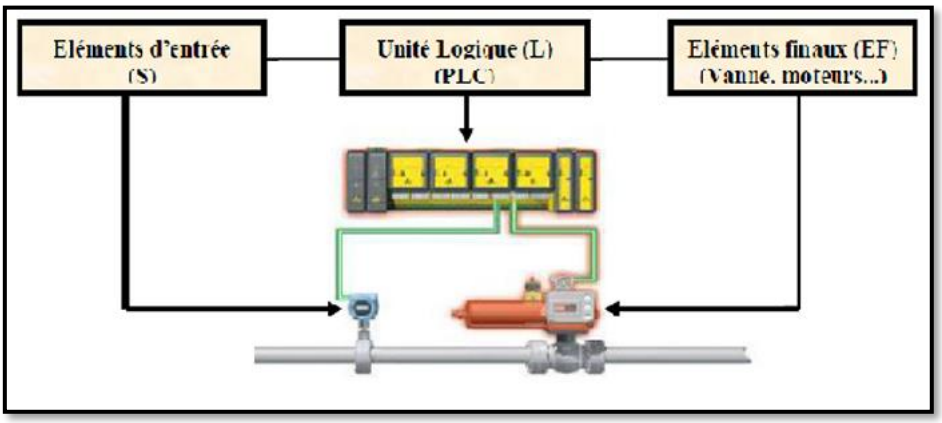


Figure I.1 : Les composants du SIS. [4]

• **Une fonction instrumenté de sécurité (SIF) :**Une Fonction Instrumentée de Sécurité (SIF) est une fonction de sécurité spécifique qu'un SIS doit exécuter pour répondre à un danger identifié et ramener ou maintenir un procédé dans un état sûr.[3]

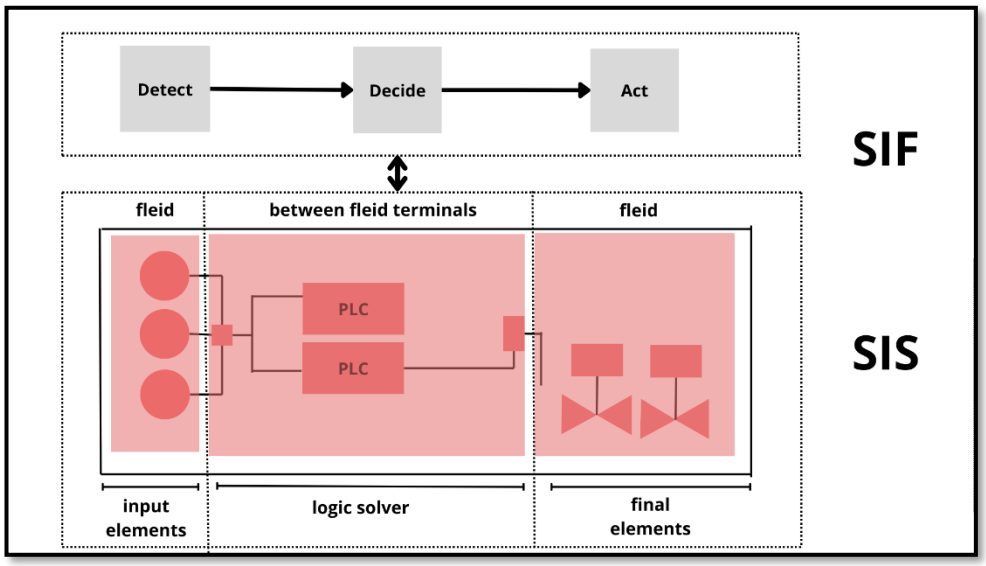


Figure I.2 : La différence entre SIF et SIS. [5]

• **Sécurité fonctionnelle :** La sécurité fonctionnelle d'un SIS est sa capacité à exécuter correctement les fonctions de sécurité prévues, en réponse à des conditions dangereuses spécifiques, dans le but de maintenir ou d'atteindre un état sûr de l'équipement sous contrôle .[1]

• **Le niveau instrumenté de sécurité (SIL) :** Le SIL est un niveau de performance de sécurité attribué à une SIF, allant de SIL1 (risque modéré) à SIL 4 (risque très élevé). Il définit la fiabilité du système de sécurité nécessaire afin de réduire le risque à un niveau acceptable, basé sur la probabilité de défaillance. Bien qu'un produit certifié SIL soit adapté à une fonction de sécurité, cela ne garantit pas une fiabilité générale élevée, seulement qu'il remplit une exigence spécifique de sécurité.[2]

Niveau objectif SIL	Facteur de réduction de risque	Système faiblement sollicité	Système fortement sollicité
4	De 10001 à 100000	$10^5 \leq PFD_{avg} \leq 10^4$	$10^9 \leq PFH \leq 10^8$
3	De 1001 à 1000	$10^4 \leq PFD_{avg} \leq 10^3$	$10^8 \leq PFH \leq 10^7$
2	De 101 à 1000	$10^3 \leq PFD_{avg} \leq 10^2$	$10^7 \leq PFH \leq 10^6$
1	De 10 à 100	$10^2 \leq PFD_{avg} \leq 10^1$	$10^6 \leq PFH \leq 10^5$

Figure I.3:Les niveaux SIL. [4]

• **Une couche de protection indépendante (IPL) :** une IPL est un système ou une mesure de sécurité autonome et distincte des autres, conçue pour intervenir de manière fiable et efficace en cas de situation dangereuse. Le SIS est une IPL car il est conçu et fonctionne de manière indépendante pour une fonction de sécurité donnée.

Exemples d'IPL peuvent inclure les dispositifs de sécurité mécanique (soupapes de sûreté, disques de rupture), les systèmes d'arrêt d'urgence manuels, et les plans d'intervention d'urgence.[2]

- **Le facteur de réduction de risque (RRF)** : c'est un facteur numérique qui exprime le niveau de réduction de risque qu'une SIF est censée fournir. Il quantifie de combien de fois une SIF réduit la probabilité d'un événement dangereux. [1], [2]

Figure I.4: Les intervalles RRF.

Safety Integrity Level	Safety	Probability of Failure on Demand	Risk Reduction Factor
SIL 4	> 99.99%	0.001% to 0.01%	100,000 to 10,000
SIL 3	99.9% to 99.99%	0.01% to 0.1%	10,000 to 1,000
SIL 2	99% to 99.9%	0.1% to 1%	1,000 to 100
SIL 1	90% to 99%	1% to 10%	100 to 10

[6]

- **Cycle de vie de sécurité du SIS :** le cycle de vie de sécurité du SIS est une suite d'étapes et d'actions liées entre elles, allant de la conception initiale à la mise hors service, conçues pour garantir que le SIS atteigne et conserve le niveau de fiabilité (SIL) nécessaire pendant toute sa durée d'utilisation.[3]

I.2.2 Définitions : Normes IEC 61508 et IEC 61511 ISA 84 : principes et exigences :

I.2.2.1 IEC 61508 :2010 :

I.2.2.1.1 Définition :

C'est est une norme internationale horizontale qui établit un cadre pour la sécurité fonctionnelle des systèmes électriques, électroniques et électroniques programmables (E/E/PE) relatifs à la sécurité.[1]

I.2.2.1.2 Principe :

Atteindre et maintenir un niveau de risque tolérable en appliquant des mesures de sécurité appropriées, basé sur une évaluation des risques et la détermination d'un SIL requis.[1]

I.2.2.1.3 Objectif :

Vise à assurer que les systèmes de sécurité sont conçus, mis en œuvre et maintenus de manière à réduire les risques à un niveau acceptable, en suivant un processus rigoureux et documenté tout au long de leur cycle de vie.[1]

I.2.2.1.4 Domaine d'application :

Très large et non spécifique à un secteur, elle s'applique à de nombreuses industries (procédés, transport, machines, médical, énergie, etc.) où des systèmes E/E/PE réalisent des fonctions de sécurité. Elle sert de base pour les normes sectorielles.[1]

I.2.2.1.5 structure de la norme :

Partie de la norme :

- Parties normatives :

- Partie 1 : Cadre général, définitions, gestion de la sécurité, évaluation, compétences et niveaux de sécurité.
- Partie 2 : Exigences pour la conception et la fiabilité du matériel des systèmes E/E/PE.
- Partie 3 : Exigences pour le cycle de vie et le développement du logiciel de sécurité.

- Parties informatives :

- Partie 4 : Définitions et abréviations exhaustives des termes utilisés dans la norme.
- Partie 5 : Méthodes et exemples pour déterminer les niveaux d'intégrité de sécurité (SIL).
- Partie 6 : Guide pratique pour l'application des exigences matérielles et logicielles (partie 2 et 3 de la norme).
- Partie 7 : Aperçu détaillé des techniques et mesures pour atteindre la sécurité fonctionnelle.[1]

I.2.2.1.6 Exigence :

Elle impose une approche par cycle de vie de sécurité structuré, avec des exigences pour la gestion de la sécurité fonctionnelle, l'analyse des risques, la spécification des exigences de sécurité, la conception et la réalisation du matériel et du logiciel (en tenant compte de la fiabilité et de la sûreté de fonctionnement), la vérification et la validation, la maintenance et les modifications, l'évaluation de la sécurité fonctionnelle et la compétence du personnel.[1]

I.2.2.2 IEC 61511 : 2017 :

I.2.2.2.1 Définition :

C’est la norme sectorielle dérivée de l'IEC 61508, spécifiquement conçue pour l'industrie des procédés / transformation, qui définit les exigences pour la sécurité fonctionnelle des SIS à travers leur cycle de vie.[2]

I.2.2.2.2 Principe :

Atteindre et maintenir la sécurité fonctionnelle spécifique aux applications de l'industrie des procédés en appliquant un cycle de vie de sécurité, une évaluation des risques et en déterminant les SIL requis pour SIF. Elle met l'accent sur la prévention des événements dangereux et la mitigation de leurs conséquences.[2]

I.2.2.2.3 Objectif :

Fournir un cadre et des exigences pour la conception, la mise en œuvre et la gestion des SIS afin d'assurer la sécurité des procédés. Elle vise à réduire les risques d'accidents majeurs ayant des conséquences sur les personnes, l'environnement et les actifs.[2]

I.2.2.2.4 Domaine d’application :

Elle s'applique à l'ensemble du cycle de vie des SIS utilisés dans le secteur des industries de procédé et de transformation, y compris la conception, l'installation, l'exploitation, la maintenance et la mise hors service. Cela inclut les industries chimiques, pétrolières et gazières.[2]

I.2.2.2.5 Structure de la norme (Parties):

- Partie 1 : Cadre général, définitions spécifiques aux procédés et exigences pour le cycle de vie du SIS, le matériel et la programmation d'application.
- Partie 2 : Lignes directrices et exemples pour faciliter l'application des exigences de la Partie 1.
- Partie 3 : Recommandations et méthodes pour la détermination des SIL requis dans les procédés.[2]

I.2.2.2.6 Exigence :

Elle exige une gestion structurée du cycle de vie des SIS dans l'industrie des procédés, depuis l'analyse des risques et la détermination des SIL jusqu'à l'exploitation et la maintenance.[2]

I.2.2.3 ANSI/ISA-84.00.01-2004 (ISA 84) :

I.2.2.3.1 Définition :

L'ISA-84 est une série de normes nord-américaines, étroitement alignée sur l'IEC 61511, qui fournit des exigences et des recommandations pour la gestion du cycle de vie du SIS dans l'industrie des procédés, visant à prévenir les accidents majeurs en assurant la fiabilité et l'intégrité des SIF.[3]

I.2.2.3.2 Principe :

Le principe fondamental de l'ISA-84 est de concevoir, mettre en œuvre et maintenir des SIS efficaces pour protéger les personnes, l'environnement et les actifs contre les événements dangereux dans l'industrie des procédés. Elle repose sur une approche basée sur le risque et l'utilisation du SIL.[3]

I.2.2.3.3 Objectif :

L'objectif principal de l'ISA-84 est de fournir des directives et des exigences pour la mise en œuvre de SIS fiables et sûrs, contribuant ainsi à la prévention des accidents majeurs et à la mitigation de leurs conséquences.[3]

I.2.2.3.4 Domaine d'application :

L'ISA-84 s'applique à l'ensemble du cycle de vie des SIS utilisés dans les industries de transformation, telles que la chimie, le pétrole et le gaz, et d'autres industries où des risques de procédés significatifs existent.[3]

I.2.2.3.5 Structure de la norme :

- ANSI/ISA-84.00.01 (IEC 61511-1 Mod) : Cadre, définitions et exigences pour le cycle de vie, le matériel et le logiciel des SIS (similaire à l'IEC 61511-1).
- ISA-TR84.00.02 (IEC 61511-2 Mod) : Directives pour l'application des exigences de l'ANSI/ISA-84.00.01 (similaire à l'IEC 61511-2).
- ISA-TR84.00.03 (IEC 61511-3 Mod) : Directives pour la détermination des SIL (similaire à l'IEC 61511-3).

▪ Autres TR/RP : Rapports techniques et pratiques recommandées sur des aspects spécifiques de la sécurité instrumentée.[3]

I.2.2.3.6 Exigence :

L'ISA-84 exige une approche structurée pour la gestion du cycle de vie des SIS, incluant l'analyse des risques, la détermination des SIL, la conception, la mise en œuvre, la validation, l'exploitation et la maintenance des systèmes. Elle met l'accent sur la documentation rigoureuse, la compétence du personnel et les évaluations pour assurer la fiabilité et l'intégrité des fonctions de sécurité instrumentées afin de prévenir les accidents majeurs.[3]

I.2.3 Cycle de vie de la sécurité fonctionnelle (Analyse, conception, validation) :

Le cycle de vie de la sécurité fonctionnelle pour les systèmes E/E/PE relatifs à la sécurité comprend de nombreuses phases interdépendantes. Cependant, elles sont regroupées dans trois phases fondamentales selon la structure suivante :

I.2.3.1 Analyse :

Elle englobe de la phases 1 à la phase 5. Cette phase définit le "quoi" et le "pourquoi" de la sécurité.[1]

- **Objectif :** Comprendre les risques et déterminer les exigences de sécurité nécessaires.[1]
- **Étapes principales :**
  - Définition de la portée du système.
  - Identification et analyse des dangers et des risques.
  - Établissement des spécifications générales de sécurité.
  - Allocation des exigences de sécurité aux différents systèmes.
  - Planification initiale de l'exploitation et de la maintenance.[1]

I.2.3.2 Conception :

Elle contient de la Phase 6 à la 13eme phase. Cette partie définit le "comment" de la sécurité.[1]

- **Objectif :** Concevoir et réaliser les systèmes (matériel et logiciel) qui répondront aux exigences de sécurité.[1]
- **Étapes principales :**

- Conception de l'architecture du système de sécurité E/E/PE.
- Développement du logiciel de sécurité E/E/PE.
- Conception des autres mesures de réduction des risques.
- Intégration des différents éléments du système de sécurité E/E/PE.[1]

I.2.3.3 Validation :

Elle développe la phase 14, et vérifie que le "comment" répond au "quoi".[1]

- **Objectif :** Confirmer par des tests et des évaluations que le système de sécurité réalisé est conforme aux exigences de sécurité spécifiées lors de la phase d'analyse.[1]
- **Activité principale :** Planification et exécution de la validation du système de sécurité E/E/PE.[1]

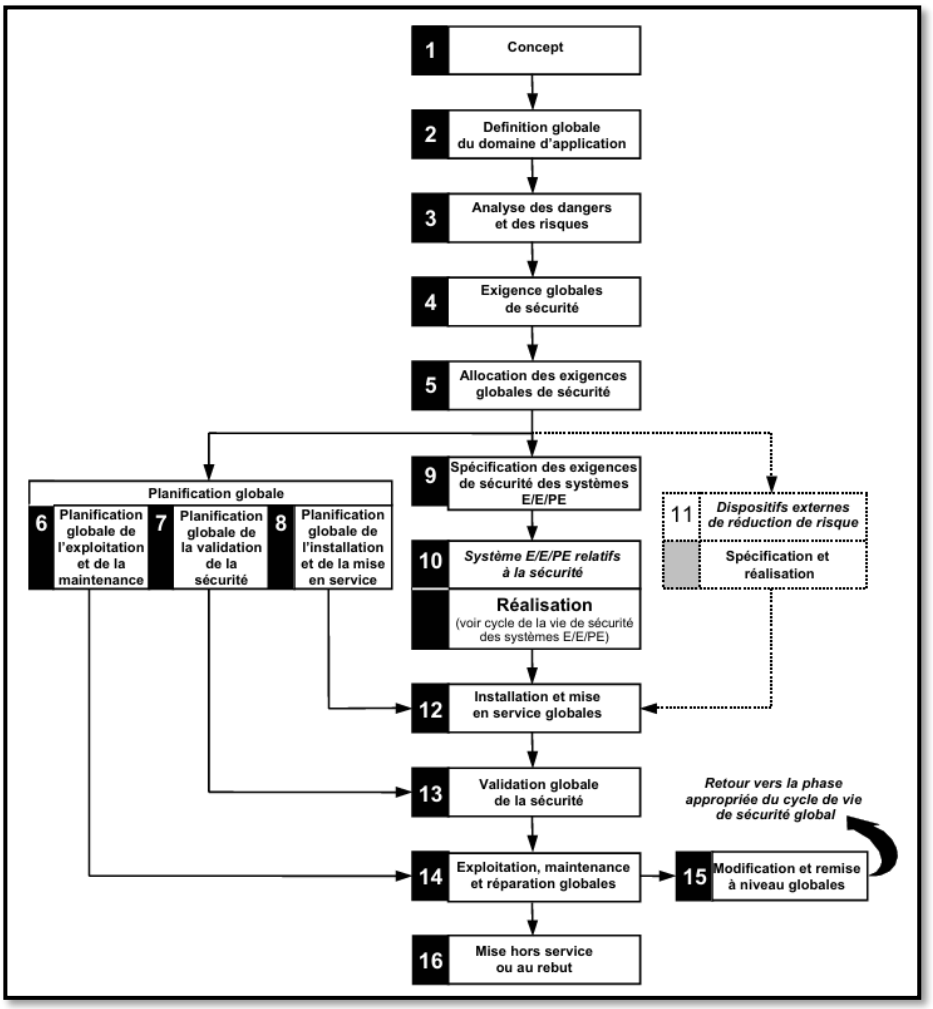


Figure I.5:Schéma des phases de cycle de vie de sécurité fonctionnelle. [1]

I.2 Risque industriel/ technologique :

- C'est l'effet de l'incertitude (liée aux défaillances d'équipements, erreurs humaines, événements externes, propriétés des substances dangereuses, etc.) sur les objectifs de l'entreprise (par exemple, objectifs de production, de sécurité des personnes, de protection de l'environnement) dans un contexte industriel ou technologique.[7]

I.3 Méthode d'analyse des risques :

I.3.1 Identification des dangers (HAZID)/ Analyse des risques préliminaires (APR) :

- **Définition :** HAZID est une étude qualitative préliminaire d'identification des dangers, réalisée en équipe multidisciplinaire, pour dresser une liste des risques potentiels à un stade précoce d'un projet ou d'une installation. Elle est moins détaillée qu'une HAZOP et vise à donner une vue d'ensemble des dangers pour une évaluation plus approfondie ultérieure.
- **Domaine d'application :** Utilisée dans de nombreuses industries dès les phases de conception préliminaire, lors d'études de faisabilité, ou pour des installations existantes afin d'identifier rapidement les risques majeurs.
- **Objectif :** Fournir une première identification des dangers et des risques potentiels pour permettre de définir les besoins d'analyses plus détaillées ou de mesures de prévention initiales.
- **Limites :** Étant une méthode qualitative, elle ne fournit pas une évaluation quantitative de la probabilité et de la gravité des risques. Son succès dépend fortement de l'expertise et de la participation active de l'équipe. Peut nécessiter d'être complétée par des méthodes plus approfondies.[8], [9], [10]

Maille	Inventaires des équipements et lignes susceptibles de provoquer un accident majeur	Tag	Evénement central redouté (ERC)	Détails, causes ou événements initiateurs	Phénomène dangereux	P	G	Acceptabilité	MMR disponibles sur le complexe GL2Z (prévention et intervention)	P	G	Acceptabilité

Figure I.6:Exemplaire de APR. [11]

I.3.2 Etude des dangers et de l'opérabilité (HAZOP) :

- **Définition :** Méthode d'analyse des risques systématique et structurée qui examine un procédé en identifiant les écarts par rapport à l'intention de conception à l'aide de mots-guides appliqués à des nœuds du procédé.
- **Domaine d'application :** Principalement appliquée dans les industries chimiques, pétrochimiques, pharmaceutiques et autres industries de transformation, durant les phases de conception, de modification ou d'exploitation d'installations.
- **Objectif :** Identifier les dangers potentiels (risques pour le personnel, l'environnement, les actifs) et les problèmes d'opérabilité qui pourraient entraver l'efficacité des opérations.
- **Limites :** Nécessiter un temps important. Son efficacité dépend de l'expertise et de la participation de l'équipe. Ne se concentre pas sur les défaillances des barrières de sécurité.[8], [12]

Date :

Ligne ou équipement :

1	2	3	4	5	6	7	8	9
N°	Mot clé	Paramètre	Causes	Conséquences	Détection	Sécurités existantes	Propositions d'amélioration	Observation

Figure I.7:Exemplaire de HAZOP. [13]

I.3.3 Graphe des risques :

- **Définition :** c'est une méthode qualitative qui utilise un diagramme logique pour déterminer le SIL requis pour une SIF. Il évalue le risque en combinant des facteurs tels que la gravité des conséquences potentielles, la fréquence et la durée d'exposition au danger, et la possibilité d'éviter ce danger. En suivant un chemin à travers le graphe en fonction des niveaux de ces facteurs, on obtient le SIL cible nécessaire pour réduire le risque à un niveau acceptable.[1], [14]

- **Domaine d'application :** Il sert surtout pour les systèmes peu complexes dans divers secteurs industriels (procédés, automatisation, transport). [1], [2]

- **Objectif :** Déterminer le SIL requis pour les SIF, en évaluant la gravité des conséquences et la probabilité d'occurrence du danger. Il aide à quantifier la réduction de risque nécessaire pour atteindre un niveau de sécurité tolérable**.**[1]

- **Limites :** Le graphe de risque, bien que simple, est subjectif et sa précision limitée car il repose sur l'interprétation d'experts et ne quantifie pas les probabilités de défaillance, ce qui peut simplifier des situations complexes. La qualité de l'évaluation dépend donc de l'équipe, Il est utilisé comme première étape ou en complément d'autres méthodes d'analyse pour une compréhension et une étude plus approfondie des risques.[1]

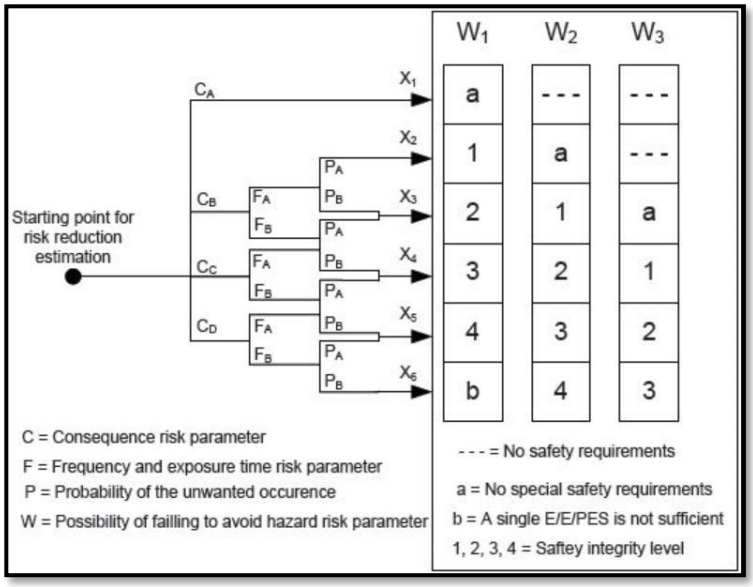


Figure I.8:Exemplaire de graphe de risque. [15]

I.3.4 Analyse des couches de protection (LOPA) :

- **Définition :** La LOPA est une méthode semi-quantitative pour évaluer le risque en quantifiant l'efficacité des couches de protection indépendantes (IPL). Elle calcule la probabilité qu'un événement dangereux se produise, en tenant compte des défaillances des IPL, pour vérifier si le risque résiduel est acceptable.
- **Domaine d'application :** Elle est principalement utilisée dans les industries de procédés (chimie, pétrochimie, etc.), pour déterminer le Niveau d'Intégrité de Sécurité (SIL) requis pour les Fonctions Instrumentées de Sécurité (SIF) lors des phases de conception, modification ou exploitation des installations.
- **Objectif :** L'objectif est de déterminer si les couches de protection existantes sont suffisantes pour réduire un scénario de risque identifié à un niveau tolérable, et si non, de spécifier le SIL nécessaire pour les SIF pour combler le "fossé de risque".
- **Limites :** Bien que plus quantitative que les graphes de risque, la LOPA reste une méthode simplifiée qui s'appuie sur des ordres de grandeur et des hypothèses. Elle peut ne pas être suffisante pour les risques très complexes ou pour une quantification très précise, nécessitant alors des analyses quantitatives de risque plus complètes. Elle nécessite également une bonne identification des événements initiateurs et des IPL.

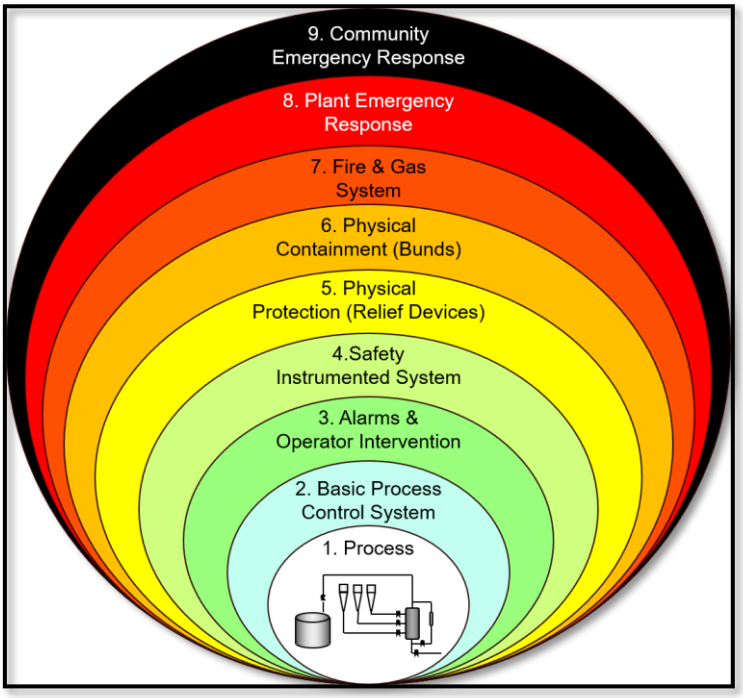


Figure I.9:Exemplaire de LOPA. [17]

I.4 Décret :

L'HSE est fondamental dans les méthodes d'analyse (comme l'HAZOP) et la conception des SIS, non seulement pour identifier et maîtriser les dangers, mais aussi parce que son intégration est une obligation juridique pour garantir la conformité réglementaire et la sécurité des personnes et de l'environnement.

Tableau I.1: Domaines à couvrir par le personnel, les spécialités de base et les formations qualifiantes pour la préqualification « Etudes de risques des dossiers HSE dans le cadre de la réglementation régissant les autorisations de mise en produit et de mise sous tension des installations et ouvrages relevant des activités d'hydrocarbures ».

<table>
<tr><th>Domaines à couvrir</th><th>Formation d'ingénieur ou équivalent avec spécialité de base (une ou plusieurs)</th><th>Formation qualifiante (une ou plusieurs)</th><th>Références professionnelles</th></tr>
<tr><td>HAZOP</td><td rowspan="3">• Science et technologie (génie des procédés, génie chimique, génie industriel, génie mécanique, automatisme, électronique, électrotechnique et en sécurité fonctionnelle, ...)
• HSE</td><td>• Sécurité des procédés
• Management du risque
• Techniques d'appréciation du risque HAZOP (IEC 61882)</td><td rowspan="2">• Réalisation, au minimum, de 10 études dont 5, au minimum, de projets du secteur des hydrocarbures
• 3 Attestations de bonne exécution</td></tr>
<tr><td>SIL (allocation SIL) (Risk graph/LOPA)</td><td>• Sécurité des procédés
• Management du risque
• Techniques d'appréciation du risque
• Compétence sur les normes IEC 61508 et IEC 61511</td></tr>
<tr><td>Etude de couverture de système de détection feu et gaz (fire & gas maping study)</td><td>• Sécurité des procédés
• Management du risque
• Techniques d'appréciation du risque
• Compétence ISA TR 84.00.07
• Certificat de formation sur les logiciels de couverture système de détection feu et gaz</td><td>• Réalisation, au minimum, de 10 études dont 5, au minimum, de projets du secteur des hydrocarbures
• 3 Attestations de bonne exécution</td></tr>
</table>

I.5 Réglementation ATEX (Atmosphère explosible) :

I.5.1 Définition de l'atmosphère explosible :

Une atmosphère ATEX est un mélange avec l'air, dans des conditions atmosphériques normales, de substances inflammables sous forme de gaz, de vapeurs, de brouillards ou de poussières, dans des proportions telles qu'une explosion puisse se produire en présence d'une source d'inflammation.[18]

I.5.2 Les directives :

La réglementation ATEX est dirigée par deux directives principales établies par l'union européenne :

- **Directive 1999/92/CE (ATEX workplace directive) :** concernant les prescriptions minimales pour l'amélioration de la protection de la sécurité et de la santé des travailleurs susceptibles d'être exposés au risque d'atmosphères explosives.[19]
- **Directive 2014/34/UE (ATEX equipement directive) :** relative aux équipements et aux systèmes de protection destinés à être utilisés en
- atmosphères explosibles.[19]

I.5.3 Définition des zones ATEX :

Signification	Identification	
	Gaz/ vapeurs	Poussières
ATEX présente en permanence en fonctionnement normal	Zone 0	Zone 20
ATEX présente occasionnellement en fonctionnement normal	Zone 1	Zone 21
ATEX présente en cas d'accidents ou de dysfonctionnement	Zone 2	Zone 22

Figure I.10: Les zones ATEX. [20]

I.6 Scénarios catastrophiques :

I.6.1 Dispersion de gaz/ fuite de gaz :

Une perte de confinement importante et non maîtrisée d'un gaz dangereux provenant d'une installation industrielle, d'un stockage, d'un transport ou d'une autre source, qu'elle soit brutale (rupture, explosion) ou progressive (fuite majeure), aboutissant à la libération d'une quantité substantielle de ce gaz dangereux (toxique, inflammable ou corrosif) dans l'environnement causant des dommages importants aux personnes, aux biens et à l'écosystème.[18]

I.6.2 Incendie :

Une réaction chimique de combustion exothermique et irréversible non maitrisée ni dans le temps ni dans l'espace, elle se réalise lors de la combinaison de trois conditions fondamentales (Combustible, comburant et la source d'ignition) avec des concentrations convenables provoquant des dommages, des ondes de chaleurs et de lumière.[18]

I.6.3 Feu de torche/ Jet enflammé /Jet fire :

C’est un incendie résultant de la combustion d'un rejet continu de fluide inflammable (gaz ou liquide sous pression) qui s'enflamme, créant une flamme directionnelle de haute intensité. Il se caractérise par sa puissance calorifique élevée et son potentiel destructeur pour les équipements et le personnel situés dans sa trajectoire.[18]

I.6.4 Explosion :

L'explosion est une libération d'énergie soudaine et rapide, générant une augmentation de volume, chaleur intense et gaz sous pression. Ce phénomène provoque des dommages importants par onde de choc et projection de fragments, résultant de réactions chimiques, décompressions ou réactions nucléaires.[18]

I.6.5 Explosion de nuage de gaz (VCE) :

C’est une explosion causée par l'inflammation d'un nuage de vapeur, de gaz ou de brouillard inflammable mélangé à l'air. Cette inflammation rapide génère une surpression importante et des dommages. Elle nécessite une libération de substance inflammable, sa dispersion pour former un nuage dans les limites d'inflammabilité.[18]

I.6.6 Explosion de nuage de gaz non confiné (UVCE)/ Flashfire :

L'inflammation rapide d'un nuage de gaz, de vapeurs inflammables ou d'un aérosol combustible dispersé dans l'air, qui se propage rapidement à travers le mélange inflammable. De manière générale le terme UVCE s'applique lorsque des effets de surpression sont observés, alors que le terme Flashfire est réservé aux situations ou la combustion de nuage ne produit pas d'effet de surpression. [18], [21]

I.7 REX (Retour d'expérience) :

Bien que les usines de transformation présentent beaucoup de bénéfices, elles restent tout de même une source de dégâts considérables en cas de perte de maitrise. Tout au long de son parcours, l'industrie a connu énormément d'incidents et d'accidents voici quelques exemples :

I.7.1 Explosion lors d'une opération de maintenance dans une raffinerie.

N° 21130 - 06/10/2000 - BELGIQUE - 00 – ANVERS-C19.20 - Raffinage du pétrole.

Un employé d'une raffinerie a été gravement brûlé (3ème degré) au visage, aux bras et aux jambes malgré la conformité de ses EPI (équipements de protection individuelle) à 00h27 alors qu'il tentait de remplacer un manomètre sur une pompe.

La pompe, qui acheminait du propylène vers le dépropaniseur (assurant la séparation du propane des autres produits) sous 20 bars de pression, a vu son piquage se casser lors de la manipulation. Un jet de propylène a atteint l'employé, puis a formé un nuage de gaz qui a rapidement pris feu, provoquant une explosion et une boule de feu de 20 mètres de diamètre. Le feu s'est ensuite transformé en un chalumeau, éteint après quelques minutes, une fois la fuite de propylène stoppée. Au total, 1 tonne de propylène a été rejetée.

L'enquête a révélé que la procédure de l'employé était correcte, mais que la cause directe de l'accident était un piquage non conforme à la spécification d'origine (épaisseur de 2,6 mm au lieu de 3,7 mm).

Suite à cet incident, un vaste programme de contrôle et de réparation des piquages à risque a été mis en place. De plus, un système d'assurance qualité a été instauré pour tous les travaux de construction, de réparation et de modification.[22]



Figure I.11: Le manomètre en question. [22]

I.7.2 Explosion et incendie dans une raffinerie.

N° 20541 - 16/04/2001 – ROYAUME-UNI- 00 – IMMINGHAM-C19.20 - Raffinage du pétrole.

Le 29 juin 2005, une raffinerie sur l'estuaire du Humber a été condamnée à 895 000 livres d'amende suite à un grave accident. L'incident a eu lieu le 14h20, quand une rupture de tuyauterie sur l'unité de séparation des gaz GP (gaz plant) a libéré un gigantesque nuage d'hydrocarbures inflammables composé de 90% de l'éthane, le propane le butane, ce dernier s'est enflammé 30 s plus tard, provoquant une forte explosion et un incendie. Une autre fuite s'enflamme vers 14h35 produisant une boucle de feu (35-45 m de haut, 30 m de large). L'incendie a entraîné des effets domino par sa propagation et ses effets de chaleur au stabilisateur et aux colonnes de propane et de butane, causant d'autres ruptures et boules de feu de plus en plus petite. Au total, 179 tonnes d'hydrocarbures et 0,5 tonne de sulfure d'hydrogène ont été libérées.

Les secours ont circonscrit (maîtrisé) le feu en 1 heure et l'ont éteint vers 20h. L'unité GP a été lourdement endommagée, d'autres bâtiments jusqu'à 400m ont subi des dégâts, et la raffinerie a été arrêtée plusieurs semaines. Des dégâts ont été signalés sur des habitations et entreprises dans un rayon d'1 km, et des projections retrouvées jusqu'à 5 km en plus des blessés : 1 technicien et 2 membres du public.

L'enquête a révélé que la rupture était due à de la corrosion, le coude du tuyau étant réduit de 8 à 0,3 mm d'épaisseur. Ce phénomène est lié à une injection d'eau non prévue dans la conception originale qui a détruit le revêtement protecteur.

Le HSE a mis en évidence de multiples défaillances organisationnelles : incompréhension des conditions d'opération, inspection inadéquate, et mauvaise gestion des modifications ayant conduit à un manque d'information du personnel sur le fonctionnement réel des tuyauteries.

Suite à l'accident, un programme d'inspection des tuyauteries a été lancé, la structure organisationnelle a été revue pour clarifier les responsabilités d'intégrité mécanique, et les procédures d'urgence ont été améliorées. Le groupe propriétaire de la raffinerie a également audité toutes ses installations mondiales.[22]



Figure I.12:La raffinerie après l'accident. [22]

I.7.3 Incendie en tête de colonne de distillation suite au déclenchement de la colonne de distillation.

N° 29903 - 26/05/2005 - FRANCE - 77 – GRANDPUITS-BAILLY-CARROIS- C19.20 - Raffinage du pétrole.

Un incendie s'est déclaré le 26 mai 2005 sur une unité de distillation de raffinerie TotalEnergies de Grandpuits situé en France-77 - dans la commune de GRANDPUITS-BAILLY-CARROIS. L'origine était une dérive de mesure de niveau ayant conduit au sur-remplissage de la colonne ce qui a causé une fuite d'une soupape sur la tête d'une colonne de distillation des essences et à cause du vent le nuage gazeux est dérivé versle

fond de la colonne ou on retrouve le rebouilleur qui a été le point chaud qui a initié l'incendie.

L'unité été en phase de démarrage quelque jours avant et n'était toujours pas arrivé à la stabilisation de plus les opérateurs avaient rencontré, quelques heures avant l'incident, des difficultés sur le fonctionnement d'une pompe de la distillation sous vide. Le POI (Plan opérationnel interne) a été déclenché à 18h56 d'l'incendie a été maîtrisé rapidement par les équipes internes. Les dégâts matériels sont mineurs, et l'incident souligne la nécessité d'améliorer les systèmes de sécurité pour prévenir les sur-remplissages. L'équipe interne a réussi à éteindre l'incendie ver 19h49 avec des dégâts matériaux limités.[22]

I.7.4 Fuite enflammée de propane dans une raffinerie.

N° 50646 - 10/11/2017 - FRANCE - 76 – PORT-JEROME-SUR-SEINE-C19.20-Raffinage du pétrole.

Le 10/11/2017, une fuite enflammée de propane de 2 m de haut a eu lieu dans une raffinerie, au niveau d'une bride de vanne. Le POI a été déclenché à 06h50, entraînant l'évacuation des employés et l'isolement du circuit. Les pompiers du site ont établi un périmètre de sécurité de 200 m et ont choisi de laisser le propane brûler, protégeant la zone avec des rideaux d'eau.

La flamme a diminué à 1m vers 13h40 et s'est éteinte le lendemain à 3h11 par manque de combustible. Environ 16 tonnes de propane ont été brûlées.

La fuite a été attribuée à une instabilité de l'unité due à un dysfonctionnement de mesure, entraînant une pollution du propane par d'autre hydrocarbures lourds qui se sont mélangées. Une différence de densité a pu causer un dépassement de contrainte sur les brides. Un joint ondulé en inox mal monté a également été suspecté.

Une réparation s'imposait plus une perte de production s'est élevée à 1,5 M€. Pour éviter de futurs incidents, l'exploitant a modifié l'automate de commande pour un meilleur suivi du bilan matière entre les extracteurs et a instauré un échantillonnage quotidien pour vérifier la couleur du propane.[22]

I.7.5 Résumé des accidents :

Tableau I.2: Résumé des accidents du REX.[22]

N°	Nom de l'accident	Date et Lieu	Causes	Conséquences (en bref)
1.7.1	Explosion lors d'une maintenance sur manomètre	06/10/2000, Anvers, Belgique	- Non-conformité du piquage (épaisseur de 2,6 mm au lieu de 3,7 mm). - Jet de propylène suite à la rupture lors du remplacement d'un manomètre.	-Brûlures graves sur un employé (3ème degré). - Explosion suivi d'une boule de feu (20 m diamètre). - Une tonne de propylène rejetée (Perte de produit).
1.7.2	Explosion et incendie dans unité gaz GP	29/06/2001 (incident le 14/06/2001, Immingham, Royaume-Uni	- Corrosion interne d'un coude (épaisseur réduite de 8 à 0,3 mm). - Injection d'eau non prévue. - Défaillances organisationnelles -Inspection inadéquate.	- Boules de feu jusqu'à 45 m de haut et 30 m de large. - 179 t d'hydrocarbures + 0,5 t H_2S libérés. - 3 blessés. - Dommages jusqu'à 1 km (projections à 5 km). - Arrêt de la raffinerie plusieurs semaines.
1.7.3	Incendie en tête de colonne de distillation	26/05/2005, Grandpuits, France	- Dérive de mesure de niveau qui a évoqué un sur-remplissage - Fuite d'une soupape en tête de colonne - Allumage au niveau du rebouilleur (point chaud)	- Incendie (il a été maitrisé en moins d'une heure). - Dégâts matériels mineurs malgré le déclenchement rapide du POI, et donc une nécessité d'amélioration des systèmes de prévention contre sur-remplissage
1.7.4	Fuite enflammée de propane	10/11/2017, Port-Jérôme-sur-Seine, France	- Instabilité du procédé (Dysfonctionnement de mesure) - Différence de densité dû à la pollution du propane par hydrocarbures lourds. - Contrainte sur bride. - Joint inox mal monté	- Fuite enflammée de 2 m. - Perte de produit (16 t de propane) - Feu éteint naturellement (absence de combustible) - 1,5 M€ de pertes de cout en vue de la perte du produit. -Réparation et modification de l'automate donc plus de perte coté équipement et cout.

I.8 Conclusion :

Ce chapitre pose les jalons essentiels pour aborder la sécurité fonctionnelle et la gestion des risques industriels. En définissant les SIS, leurs composants, les normes applicables et les outils d'évaluation des dangers, il fournit les bases théoriques indispensables pour la conception et la mise en œuvre de systèmes de sécurité efficaces dans des environnements industriels complexes et dangereux.

CHAPITRE II : SYSTEME DE DETECTEION FEU & GAZ.

II.1 Introduction

La manipulation de grandes quantités de gaz inflammables ou toxiques sur les sites industriels peut engendrer des dégâts majeurs en cas de fuite, rendant la détection précoce par des détecteurs de gaz fixes (souvent premiers éléments des SIS) ou portables essentiels pour la prévention dans divers secteurs. Ces dispositifs contribuent à la maîtrise des risques d'inflammation ou encore d'explosion assurant la protection des travailleurs.

Bien que le risque principal soit lié aux gaz dans l'industrie de transformation plus précisément celle de liquéfaction du gaz naturel, les incendies reste tout de même plus dangereux et fréquents d'où les détecteurs de fumée sont également cruciaux et important à avoir afin d'assurer une alerte rapide en cas d'incendie d'équipements, de câbles ou de matériaux voisinant. Leur détection rapide permet d'alerter en cas d'incendie naissant, de mettre en œuvre les procédures d'urgence et de minimiser les dommages et les risques pour le personnel, en complément des systèmes de détection de gaz spécifiques aux hydrocarbures.

II.2 Types de gaz :

- **Gaz combustible :** Gaz qui peut brûler en présence d'air et d'une source d'ignition, produisant une flamme.[23]
- **Gaz toxique :** Gaz qui, même en faible quantité, peut nuire gravement à la santé par inhalation, contact ou ingestion.[23]
- **Gaz asphyxiant :** Un gaz asphyxiant est un gaz qui, en s'accumulant, diminue ou remplace la concentration d'oxygène dans l'air, rendant la respiration difficile voire impossible, et pouvant conduire à l'asphyxie.[23]

II.3 Conception d'un système de détection feu & gaz :

II.3.1 Détecteur de gaz :

II.3.1.1 Objectif :

Les détecteurs de gaz ont pour but de prévenir les risques majeurs liés à la présence de gaz inflammables et/ou toxiques sur les sites industriels. Ils permettent de détecter les fuites le plus tôt possible en mesurant en continu la concentration de ces gaz dans l'atmosphère. Grâce à ces appareils, les industries ont le temps de prendre des mesures correctrices ou protectrices et de réduire les risques pour le personnel et les installations.[24], [25]

II.3.1.2 Type des détecteurs de gaz :

II.3.1.2.1 Détecteur électrochimique :

- **Définition :** Ce type de détecteur est un capteur qui réagit à la présence d'un gaz spécifique en générant un courant électrique.[24]

- **Principe de fonctionnement :** Les capteurs électrochimiques détectent la concentration d'un gaz en générant un courant électrique proportionnel à cette concentration. Ce courant est produit par une réaction chimique spécifique entre le gaz cible et un électrolyte à l'intérieur du capteur. Dans le cas spécifique de la détection d'hydrogène (H2), cette réaction est une oxydation de l'hydrogène qui se produit sur une électrode.[24], [25]

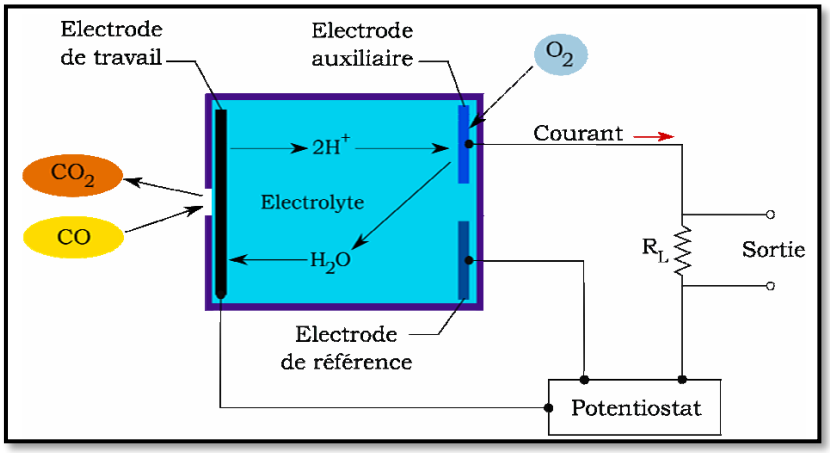


Figure II.13:Scéma du principe de fonctionnement d'une cellule électrochimique (cas du CO). [25]

- **Avantages :**

- Simple et économique.
- Spécificité à certains gaz toxiques.[25], [26]

- **Inconvénients :**

- Sensible aux poisons de capteurs.
- Interférences avec d'autres gaz.
- Utilisé pour les gaz toxiques uniquement.[24], [25], [26]

II.3.1.2.2 Détecteur catalytique :

- **Définition :** Mesure la chaleur de combustion des gaz et vapeurs inflammables à la surface d'un catalyseur métallique.[25]

- **Principe de fonctionnement :** La combustion du gaz sur le filament augmente sa température, ce qui modifie sa résistance électrique et déséquilibre le pont de Wheatstone, produisant un signal mesurable.[24]

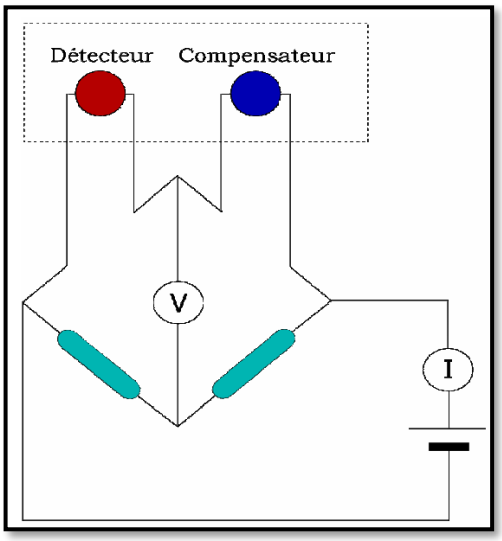


Figure II.14: Schéma de principe de fonctionnement d'un détecteur catalytique. [25]

- **Avantages :**

- Très précis dans les résultats.
- Peut détecter une grande variété de substances inflammables.
- Technique de détection en continu la plus utilisée sur les sites industriels.
- La vitesse de réponse du capteur est importante (T90, temps pour atteindre 90% de la lecture 20 à 30 secondes)[24], [25], [26]

- **Inconvénients :**

- Sa durée de vie est limitée.
- La calibration est souvent faite avec du méthane, nécessitant un coefficient de réponse pour d'autres gaz.
- Risque d'ambiguïté de lecture en cas de déficience en oxygène.
- Influencé par les conditions ambiantes (température, humidité, pression).

- Nécessite un minimum de 10 à 12 % d'oxygène pour fonctionner.
- La réponse peut varier selon le gaz et les conditions ambiantes.
- Le temps de réponse peut être augmenté par l'utilisation de coiffes anti-intempéries.[24], [25], [26]

II.3.1.2.3 Détecteur IR (Infrarouge) :

Définition : Les détecteurs IR mesure l'absorption de la lumière infrarouge par les molécules de gaz à des fréquences spécifiques.[24]

- **Détecteur IR linéaire :**

- **Principe de fonctionnement :** La détection repose sur l'interaction entre un rayonnement infrarouge et le gaz. Le gaz absorbe de l'énergie à une longueur d'onde spécifique. L'atténuation du rayonnement infrarouge est mesurée pour déterminer la concentration du gaz.[24]

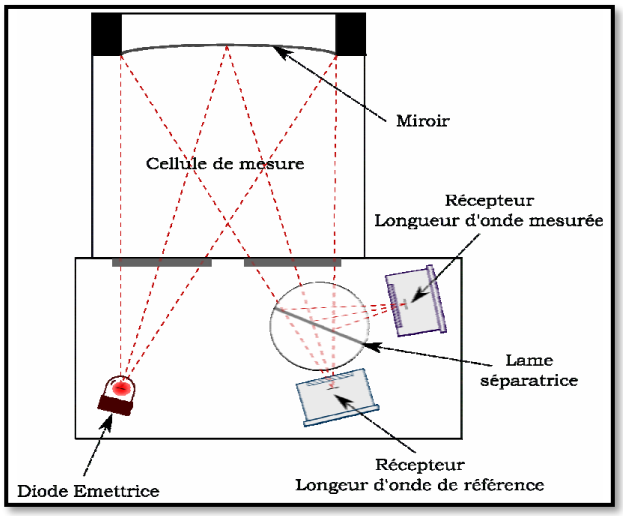


Figure II.15: Schéma de principe de fonctionnement d'un détecteur de gaz IR ponctuel. [25]

➢ **Détecteur IR à barrière / linéaire/ à long chemin optique :**

- **Principe de fonctionnement :** C'est une extension du détecteur ponctuel. L'émetteur et le récepteur sont distants, et la mesure est une indication de présence de gaz. Utilisé pour la surveillance d'une zone ou d'un périmètre.[25]

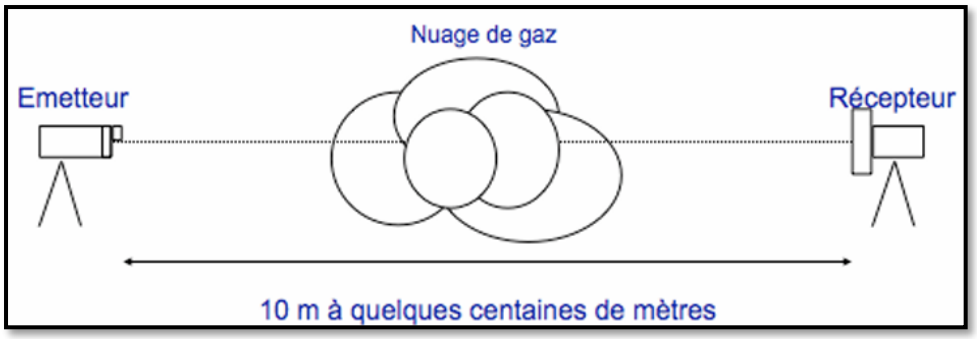


Figure II.16:Schéma de principe de fonctionnement du détecteur de gaz à long chemin optique. [25]

- **Avantages :**

- Utilisable en absence d'O2 et donc même dans les milieux confinés.
- Utilisable en présence d'agents corrosifs.[25], [26]

- **Inconvénients :**

- Il n'est pas adapté à la détection de :
  - ✓ L'hydrogène.
  - ✓ Un mélanges explosibles complexes.
  - ✓ Un nuage étendu de gaz à faible concentration.
- Plage de températures de fonctionnement un peu limitée (– 20 / + 45).
- Cout trop élevé.[26], [27]

II.3.1.2.4 Détecteur PID (Photo ionisation) :

- **Définition :** Le principe de détection repose sur l'ionisation des molécules par un rayonnement ultraviolet. Les ions produits sont collectés par des électrodes, générant un courant électrique proportionnel à la concentration du gaz.[25]

- **Principe de fonctionnement :** Les ions produits sont collectés par des électrodes, générant un courant électrique proportionnel à la concentration du gaz.[25]

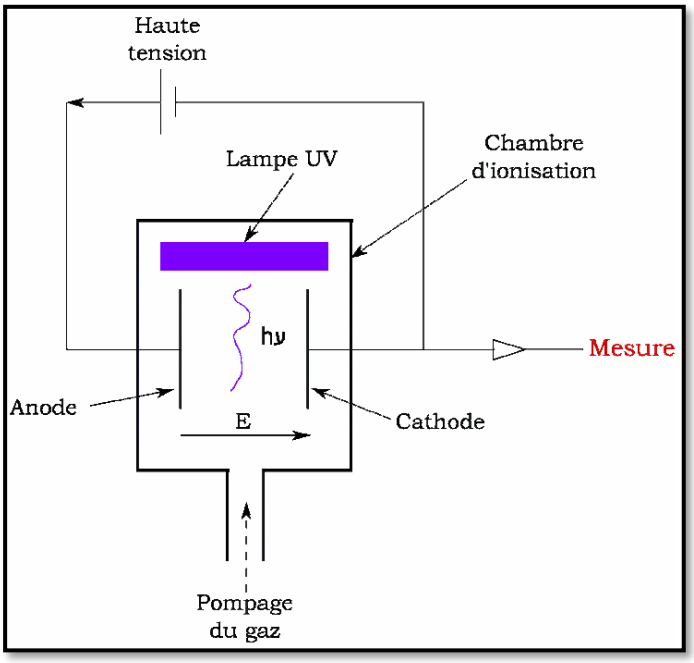


Figure II.17: Schéma du principe de fonctionnement d'un détecteur PID. [25]

- **Avantages :**

- Sensibilité variable selon les composés.[25], [26]

- **Inconvénients :**

- Entretien régulier nécessaire.
- Sensible et influençable par l'humidité élevée.
- Nécessité de nettoyage régulier de la lampe UV(Ultra-violet).[25], [26]

II.3.2 Détecteur de flamme :

II.3.2.1 Définition :

Les détecteurs de flammes sont des dispositifs qui réagissent spécifiquement aux rayonnements électromagnétiques émis par les flammes. Ils peuvent être de type UV, IR, ou une combinaison des deux (multi-spectre) pour une détection plus fiable.[28]

II.3.2.2 Objectif :

L'objectif des détecteurs de flamme est de réagir à l'émission de radiations électromagnétiques produites par les flammes d'un incendie. Cela permet une détection précoce des feux avec flammes vives, avant même qu'une quantité significative de fumée ou de chaleur ne soit présente.[28]

II.3.2.3 Principe de fonctionnement :

Ces détecteurs fonctionnent en réagissant aux rayonnements électromagnétiques (UV ou IR) spécifiques émis par les flammes. Ils détectent soit les UV produits par la flamme, soit les IR dans la bande spectrale du CO2 ou d'autres rayonnements infrarouges de la flamme. [28]

II.3.2.4 Avantages :

- Détection rapide de l'incendie, parfois avant que la fumée ne soit visible.
- Détection visuelle : Capables de détecter des feux avec flammes vives, même en l'absence de fumée significative ou de chaleur directe sur le capteur.
- Bonne portée : Certains types peuvent surveiller de grandes zones.[28]

II.3.2.5 Inconvénients :

- **Détecteurs UV :**
  - Peuvent être aveuglés par des particules (poussière, graisse) sur l'optique.
  - Sensibles à d'autres sources de rayonnement UV (arcs électriques de soudage, rayons du soleil, éclairage spécial). [28]

- **Détecteurs IR :**
  - Peuvent être aveuglés par les particules (poussière, graisse) sur l'optique.
  - Les vapeurs d'eau (buée, brouillard) peuvent interférer avec les détecteurs IR, car l'eau est absorbante dans la bande IR.
  - Peuvent être déclenchés par des sources de chaleur rayonnante (fours, corps de chauffe industriels) pour les détecteurs IR simples, même s'il n'y a pas de flamme. Les détecteurs multi-IR réduisent ce risque. [28]

II.3.2.6 Détecteur IR3 :

- **Définition :** Un détecteur de flamme Triple IR, ou IR3, est un type de détecteur optique de flamme qui utilise trois plages de longueurs d'onde infrarouges distinctes, chacun sensible à une longueur d'onde différente du spectre infrarouge. En analysant le signal dans ces trois bandes, le détecteur peut confirmer la présence d'une flamme avec une grande fiabilité et une excellente immunité aux fausses alarmes.[29], [30], [31]



Figure II.18: Détecteur de flamme IR3. [32]

- **Principe de fonctionnement :**

- Les flammes d'hydrocarbures (comme le propane, le butane, le méthane, etc., typiques d'un dépropaniseur) émettent une signature spectrale unique dans la plage infrarouge.
- Le détecteur IR3 analyse simultanément le rayonnement infrarouge dans trois bandes de longueurs d'onde spécifiques.
- Le capteur principal (le "canal feu") est réglé sur une longueur d'onde où il détecte les émissions IR intenses de la flamme
- Les deux autres capteurs (les "canaux de référence") sont réglés sur des longueurs d'onde adjacentes où servent à discriminer les fausses alarmes provenant d'autres sources IR (lumière du soleil, corps chauds, soudures, etc.).
- En comparant les signaux de ces trois capteurs à l'aide d'algorithmes sophistiqués, le détecteur peut distinguer très efficacement une vraie flamme d'une fausse alarme.[29], [30], [31]

- **Avantages :**
  - Très haute immunité aux fausses alarmes il distingue efficacement les flammes des sources de chaleur non-dangereuses.
  - Détection rapide et fiable le temps de réponse est en quelques secondes (voire millisecondes pour les explosions) aux feux d'hydrocarbures.
  - Grande portée de détection, très souvent plus de 60 mètres pour un feu de taille standard.
  - Fonctionne dans des conditions difficiles, il est généralement peu affecté par la fumée, le brouillard ou la poussière.
  - Auto-diagnostique car de nombreux modèles intègrent des fonctions de test continu.[29], [30], [31]

- **Inconvénients :**
  - Coût élevé car généralement plus coûteux que les détecteurs de gaz ou d'autres types de détecteurs de flamme simples.
  - Nécessite une ligne de vue, il ne peut pas détecter une flamme si elle est obstruée par un obstacle physique.
  - Ne détecte que le feu déclaré et ne donne pas d'alerte sur une fuite de gaz avant l'ignition.[29], [30], [31]

II.4 Implémentation des détecteurs :

II.4.1 Implémentation des détecteurs de gaz :

Les détecteurs de gaz sont la première ligne de défense pour détecter les fuites de gaz quel que soit son type avant qu'elles ne s'enflamment ou ne causent des dommages.

Le choix des détecteurs est important et se réfère selon les types de gaz traité et présent dans la zone étudié. Par exemple les détecteurs de gaz inflammables sont cruciaux pour les hydrocarbures surtout le propane, le butane, et pleins d'autres. Ils mesurent la concentration du gaz en %LIE (Limite Inférieure d'Explosivité).[33]

II.4.1.1 Règle d'implantation détaillée :

L'implantation des détecteurs de gaz vise à détecter une fuite avant qu'elle ne forme une atmosphère explosive ou dangereuse pour la santé. La nature du gaz est déterminante.

- **Considérations physiques :**
  - **Densité du gaz et caractéristiques de dispersion :** La hauteur d'implantation est le critère principal à prendre en considération selon les caractéristiques du gaz :
    - **Gaz plus lourds que l'air :** Pour les gaz comme le propane ou le butane, qui ont tendance à s'accumuler au niveau du sol, les détecteurs sont placés à une hauteur d'environ 500 mm au-dessus du sol.
    - **Gaz plus légers que l'air :** Pour les gaz comme l'hydrogène ou le méthane, qui s'élèvent et s'accumulent en hauteur, les détecteurs sont placés à la même élévation que la source potentielle de fuite, généralement près du plafond ou des points hauts d'accumulation.[33]

- **Ventilation :** Les détecteurs sont implantés en tenant compte des schémas de ventilation naturels (vents dominants en extérieur) et forcés (systèmes de ventilation en intérieur) pour intercepter le nuage de gaz avant qu'il n'atteigne des concentrations dangereuses. Des tests de fumée ou des modèles informatiques comme Influx peuvent être utilisés pour prédire le comportement d'une fuite de gaz et déterminer le meilleur emplacement.[33]

- **Points de fuite potentiels :** La stratégie d'implantation privilégie la proximité des équipements à risque élevé. Les détecteurs sont positionnés à proximité des sources les plus probables de fuite de gaz inflammable, telles que les brides de tuyauterie, les vannes, les raccords, les tuyaux endommagés, les pompes et compresseurs.[33]

- **Confinement :** Identifier les zones confinées ou semi-confinées où le gaz pourrait s'accumuler dangereusement.[33]

II.4.1.2 Déploiement des différentes technologies (En termes d'emplacement) :

Le choix entre détecteurs ponctuels et linéaires impacte la couverture de la zone.

- **Les détecteurs de gaz inflammables ponctuels** : sont installés au niveau des équipements mettant en œuvre des hydrocarbures pour une détection localisée de fuites discrètes. Ils sont également utilisés aux entrées d'air des systèmes de ventilation pour protéger les bâtiments.[33]
- **Les détecteurs de gaz inflammables linéaires** : sont utilisés pour détecter un nuage de gaz sur une large étendue dans des zones ouvertes et non encombrées, comme entre des trains de traitement et des fours. Il mesure la concentration moyenne de gaz le long du chemin du faisceau.[33]
- **La redondance :** (duplication ou triplication des capteurs) est parfois mise en œuvre pour assurer une surveillance continue et prévenir les fausses alarmes, renforçant la fiabilité du SIS.[33]

II.4.1.3 Stratégie et meilleures pratiques d'implémentation globales :

L'efficacité d'une détection repose sur une implantation optimale des détecteurs, guidée par des principes fondamentaux :

- **Analyse de risque :** L'emplacement des détecteurs est défini par des études approfondies (HAZOP, LOPA) pour cibler les dangers et les besoins de détection spécifiques.
- **Couverture optimale :** Assurer une protection complète des zones à risque de feu ou de fuite de gaz, en considérant la topographie du site et les propriétés des substances.
- **Redondance des détecteurs :** Utiliser plusieurs détecteurs pour les fonctions critiques afin de garantir une bonne détection même en cas de défaillance d'un capteur.
- **Diversité technologique :** Combiner différentes technologies pour se prémunir contre les défaillances de mode commun et renforcer la fiabilité.
- **Accessibilité pour la maintenance :** Implanter les détecteurs de manière à faciliter les opérations de nettoyage, calibration et tests fonctionnels sans contraintes majeures.
- **Protection Environnementale :** Adapter les détecteurs et leurs protections (pare-soleil) à l'environnement d'installation (température, humidité, poussière) pour assurer leur intégrité et performance durable.[33]

II.4.2 Implantation des détecteurs de flamme :

Les détecteurs de flamme sont essentiels pour la détection rapide des feux d'hydrocarbures liquides ou gazeux. Une détection instantanée permet une intervention rapide, limitant la propagation de l'incendie et ses conséquences lourdes.

II.4.2.1 Règle d'implémentation détaillée :

L'efficacité des détecteurs de flamme repose sur leur capacité à "voir" le feu rapidement et sans ambiguïté. Leur implantation est donc une science précise.

- **Considération physique :**
  - **Champ de vision et de la portée :** Il est important d'optimiser le champ de vision. Les détecteurs doivent avoir une ligne de vision dégagée vers toutes les zones où une flamme pourrait se produire. Toute obstacle (murs, colonnes, équipements, véhicules temporaires) peut créer des zones aveugles.
  - **La portée de détection :** Elle est déterminée par les spécifications du fabricant pour un type de feu donné. Il est important de ne pas dépasser cette portée maximale et de considérer les facteurs qui pourraient la réduire (fumée, brouillard, réflexions).[33]

- **Critères de localisation :** Les détecteurs de flamme sont stratégiquement positionnés dans les zones les plus vulnérables.
  - **Zones prioritaires :** Ils sont impérativement installés en extérieur, surveillant les équipements et les zones où des produits inflammables ou combustibles sont traités, stockés ou transférés. Cela inclut les pompes, compresseurs, vannes principales, collecteurs, et zones de stockage de produits stabilisés ou hors-spécification.
  - **Positionnement :** Les détecteurs sont généralement positionnés à une distance maximale de 30 mètres de l'équipement ou de la zone à protéger. Une étude de cartographie de détection peut être réalisée pour visualiser les champs de vision et s'assurer qu'il n'y a pas d'angles morts significatifs pour les scénarios de feu critiques.[33]

II.4.2.2 Gestion des contraintes environnementales et des fausses alarmes :

Minimiser les fausses alarmes est essentiel pour maintenir la confiance dans le système de sécurité.

- **Protection Solaire :** L'ajout de pare-soleil est crucial. Ces dispositifs physiques bloquent les rayonnements solaires directs qui pourraient saturer les capteurs ou créer des interférences optiques, même pour les technologies avancées.
- **Conditions Extrêmes :** L'implantation doit prendre en compte les environnements difficiles (vents de sable, humidité élevée, fumée occasionnelle) où d'autres technologies pourraient être inefficaces et peuvent déclencher des fausses alarmes. Les détecteurs doivent être protégés contre la formation de givre, qui pourrait entraîner un état de faute.

II.5 Processus de validation de l'implémentation :

Pour confirmer l'efficacité de l'implantation, des méthodes de validation sont utilisées.

- **Modélisation 3D :** L'utilisation de logiciels de simulation permet de créer des modèles 3D de l'installation et de superposer les champs de vision des détecteurs de flamme ou les zones de détection de gaz. Cela permet de visualiser la couverture de détection, d'identifier les angles morts potentiels et d'optimiser le placement avant l'installation physique.[33]
- **Tests sur Site :** Des tests fonctionnels réguliers, incluant des tests de fumée, des tests de gaz ou des tests de flamme simulés, sont effectués sur site après l'installation et pendant la vie opérationnelle du système. Ces tests confirment la bonne réponse des détecteurs et la validité de l'implantation dans des conditions réelles.[3], [34]

II.6 Structure du SIS :

- **Capteur :** Le capteur (ou élément de détection) est la première ligne de défense et les "yeux" du SIS. C'est un dispositif qui surveiller en continu les paramètres critiques d'un procédé en mesurant une de ses variables (pression, température, niveau, débit, etc.) ou détecte une condition spécifique (présence d'un gaz inflammable), il participe également à la détection de toute anomalie qui pourrait indiquer une condition dangereuse. Il fournit un signal d'entrée au solveur logique du SIS.[2]

- **Solver logique (L'unité logique) :** C’est le composant central d'un SIS, Il agit comme le "cerveau" du système. Elle traite le signal fournit par les capteurs puis exécute une logique de sécurité afin de déterminer quand une action doit être entreprise par les éléments d'action finale. Elle prend les décisions critiques pour garantir la sécurité d'un procédé industriel. En assurant le fonctionnement correct des SIF et en temps voulu. [2], [3]
- **Eléments d’action finale (actionneurs) :** Les éléments d'action finale (Les actionneurs) sont les "muscles" du SIS, Ils représentent les dispositifs qui exécutent l'action physique nécessaire pour amener le procédé à un état sûr lorsqu'ils reçoivent un signal du solveur logique. Ils sont l'interface finale entre le système de sécurité et le procédé. Des exemples typiques incluent les vannes de sécurité, les actionneurs de vannes, les relais de coupure d'alimentation/Disjoncteur, des systèmes d'extinction d'incendie.[2], [3]

II.7 Conclusion

Ainsi ; face aux risques fondamentaux à la manipulation de substances dangereuses, la détection s'avère fondamentale pour la sécurité industrielle. Qu'il s'agisse de détecteurs de gaz pour les fuites potentielles ou de détecteurs de flammes pour les incendies, ces dispositifs constituent la première ligne de défense, permettant une intervention rapide et la minimisation des conséquences, assurant ainsi une protection essentielle pour les travailleurs et les installations.

CHAPITRE III : PRESENTATION DE L'UNITE ET ANALYSE DES RISQUES.

III.1 Introduction

Ayant établi les fondements théoriques des SIS et les méthodologies d'analyse des risques dans les chapitres précédents, il est désormais impératif de convertir ces concepts à la réalité industrielle. Ce chapitre marque un tournant applicatif majeur de notre travail, ancré dans l'expérience acquise lors de notre stage pratique au sein du complexe GL/2Z. Cette immersion a été fondamentale pour appréhender les enjeux complexes de sécurité opérationnelle et les défis inhérents à la gestion des risques dans un environnement de production réel.

L'objectif est de transposer les connaissances théoriques en une démarche d'analyse concrète, permettant d'identifier, d'évaluer et de maîtriser les dangers spécifiques à une installation industrielle. Cette étude pratique est essentielle pour comprendre comment les principes de sécurité s'incarnent sur le terrain et pour contribuer à l'amélioration continue des systèmes de prévention et de protection.

III.2 Description du complexe GNL2 :

III.2.1 Présentation du complexe GL/2Z :

Le complexe GL2/Z est situé à BETHIOUA (40 km à l'ouest d'ORAN, 450 km d'ALGER). Il s'étend sur une superficie de 72 Hectare, il est limité au nord par la mer méditerranéenne, au sud par le village de Béthioua, à l'ouest par GL1/Z et à l'est par l'usine de dessalement son emplacement au bord de la mer lui permet d'utiliser cette ressource inépuisable pour produire de l'eau distillée afin d'assurer le refroidissement des équipements, et à la lutte contre le feu.

Sa réalisation a été donnée à la société Américaine PULLMAN KELLOGG, le contrat a été signé le 09 février 1976. Le lancement des travaux d'engineerings était le 15 avril 1976, et le chantier était ouvert le 15 mars 1977. La première pierre a été posé le 21 février 1978 et le début du montage mécanique le premier juillet 1978.[35]

III.2.2 Le but du complexe :

Le complexe industriel GL2/Z a pour but de liquéfier le gaz naturel en baissant sa température à de –162 °C, avec possibilités d'extraction du propane, du butane, de la gazoline et du gaz de charge, il est conçu pour liquéfier 41,25 millions de mètres cubes de gaz naturel par jour en provenance des champs gaziers de HASSI R'MEL. Cette liquéfaction permet de réduire son volume de près de 600 fois facilitant ainsi son transport par les méthaniers et sa commercialisation.[35]

III.2.3 Description du site :

- **Composition du site** : Le complexe est divisé en multiples zones qui sont :
  - Zone A :
    - Zone 1 : train100 + train200
    - Zone 2 : train300 + train400
    - Zone 3 : train500 + train600

  En plus de deux autres zones qui sont :
  - Zone B : Appelée zone utilité qui a pour fonction de produire l'électricité, l'eau dessalée, la vapeur, l'air instrument ainsi que l'air service qui permettent le bon fonctionnement des trains.
  - Zone C : C'est la zone des chaudières ABB et IHI pour fournir la vapeur d'eau nécessaire qui est compter comme une énergie utilisée dans les trains.
  - Zone D : Appelée Terminal, ou s'effectuent le stockage et le chargement des produits finis.
  - Zone E : La zone des bâtiments techniques et administratives du complexe. [36]

Figure III.19:Les zones du complexe GL2Z.



Figure III.20:Les zones du complexe GL2Z. [37]

III.2.4 Description du process :

Le complexe GL2Z est une installation de SONATRACH dédiée au traitement et à la liquéfaction du gaz naturel.

Le gaz naturel est acheminé par un pipeline et distribué aux 6 trains de liquéfaction du complexe.

Le processus de traitement comprend plusieurs étapes de purification, tout d'abord la démercurisation où le mercure est éliminé du gaz car il participe à la corrosion des matériaux cela se fait à l'aide d'une colonne garnie d'alumine ensuite on passe à la décarbonatation pour éviter des bouchage de tuyauterie cas il se solidifie à -100°C afin de retiré le dioxyde de carbone par purification du gaz avec une solution aqueuse de MEA (mono-éthanol-amine) enfin arriver à ce stade il nous reste la déshydratation, l'eau est extraite du gaz à l'aide de tamis moléculaires afin d'éviter la solidification de l'eau ce qui peut conduire à boucher les canalisations en vue de la température de refroidissement du GNL qui est de -162°C et l'eau qui se solidifie à 0°C.

Vient ensuite la première étape du refroidissement du GNT (gaz naturel traité) la par l'intermédiaire d'une boucle propane avant de passer à la séparation. Il est ensuite dirigé

vers une colonne de séparation surnommé la tour de lavage où on sépare le méthane (CH4) qui est sous forme de gaz en l'injectant ainsi à la section de liquéfaction plus précisément vers l'échangeur principal pout but de le liquéfier à l'aide d'une boucle propane et d'une boucle au MCR (multi-composants réfrigérant) ce gaz liquéfié est acheminé vers les stockages du GNL pour être ensuite expédiés par méthaniers.

Quant au liquide issu du fond de la tour de lavage, sont fractionnés successivement dans des colonnes de distillation (dééthaniseur, dépropaniseur, débutaniseur) pour obtenir différents hydrocarbures pour commercialisation ou encore pour accomplir d'autres tâches notamment dans utilisation dans les boucles de refroidissement.[37]

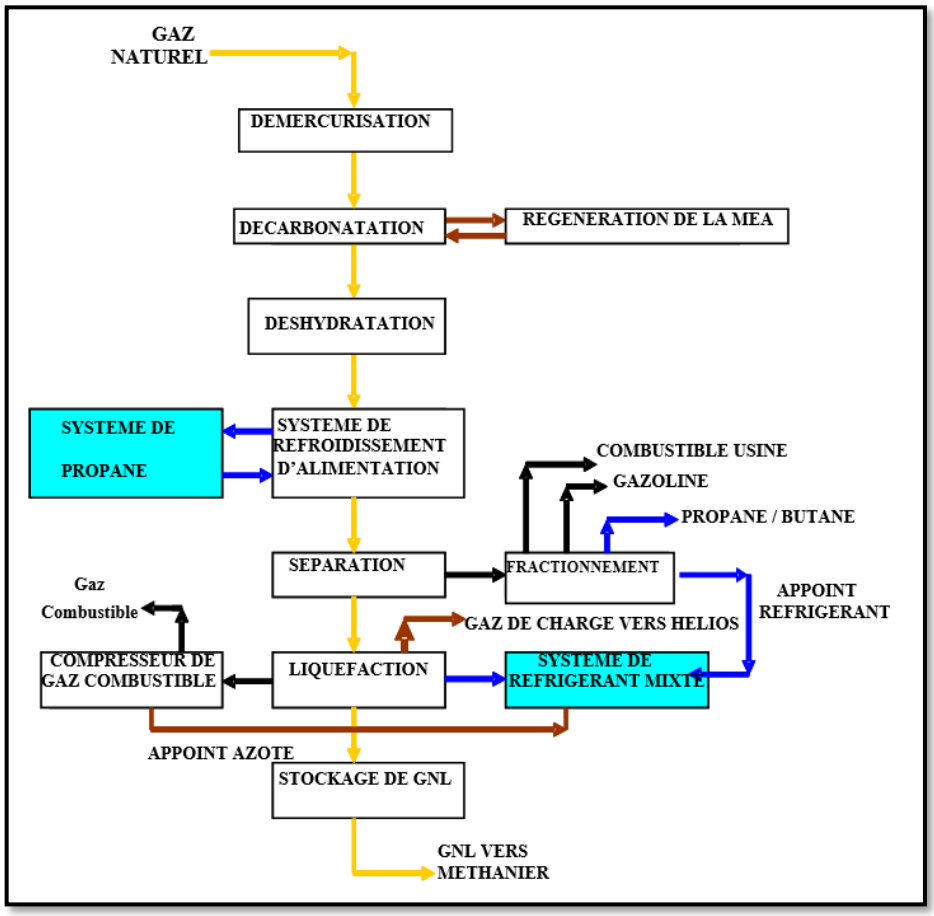


Figure III.21: Schéma résumant le process. [37]

III.3 Présentation de la section fractionnement :

III.3.1 L'unité de fractionnement :

III.3.1.1 Description de l'unité de fractionnement :

Le fractionnement est une unité de grande valeur dans le complexe. Bien qu'elle ne soit pas directement impliquée dans le processus du GNL car le méthane sera séparé juste avant dans la tour de lavage et injecter vers la section liquéfaction, cette section reste tout de même une partie d'une valeur inestimable car elle reçoit le reste des fractions afin de les séparer à leur tour chacun de côté afin de faire bénéficier le complexe de ces produits ou les vendre. Ce processus est divisé en trois sous-sections distinctes (Déethanisation, dépropanisations et débutanisations), permettant une séparation efficace des différentes fractions.[11], [38]

III.3.1.2 Objectif :

L'unité de fractionnement a pour objectif de séparer les produits lourds qui proviennent de la partie inférieure de la tour de lavage. Ce processus est divisé en trois sous-sections successives, permettant une séparation efficace des multiples fractions.[11]

III.3.1.3 Fonctionnement :

Avant d'arriver à la section fractionnement le GNT passe dans une tour de lavage ou le méthane est séparé et envoyer vers la liquéfaction pour le refroidissement, le stockage puis la commercialisation ; le reste des lourds qui reste dans le fond de cette tour est dirigé vers la section fractionnement.

Cette section est composée de trois sous-sections identiques en termes d'équipements et de boucles de process, la différence provienne dans la capacité et les dimensions des colonnes de distillation (Déethaniseur, dépropaniseur, débutaniseur).

Ces colonnes de séparation représentent l'équipement stratégique de chaque sous-section, et chacune d'elles sépare un produit, commençant par l'éthane puis le propane et finalement le butane le reste du produit contenant du pentane+ est appelé "Gazoline".

Enfin chaque produit est expédié à l'endroit où il va être utilisé qu'il soit destiné pour la vente ou pour les servir aux différentes taches du complexe notamment pour le refroidissement.[11], [38]

III.3.2 Sous-section de séparation :

III.3.2.1 Description de la sous-section de dépropanisation :

Cette séparation s'effectue suivant un cycle composé de plusieurs équipements dont :

- La colonne de distillation X52E :
- Un rebouilleur de fond X54C réchauffé par la vapeur.
- Un condenseur de tête X53C qui est un échangeur tubulaire à eau de mer.
- Un ballon de reflux X53F.
- Deux pompes de reflux X52J/JA .[11], [38]

III.3.2.2 Description de la colonne (Caractéristiques) :

C'est une colonne de 29 m de longueur et de 1,98m de diamètre, constituée par un ensemble de 47 plateaux perforés. La pression de fonctionnement de la colonne est de 17,4 bars. L'échelle de température varie de 55°C en tête à 124°C en fond de colonne.

L'alimentation de cette colonne est située au 31ème plateau. Elle est caractérisée par des plateaux sensibles ce sont les plateaux dans lesquels la séparation s'effectue et ce sont le 32ème et le 38ème plateau. Du 7ème au 12ème, déversoir central intercalé avec déversoir latéral pour les soutirages liquides.[11], [38]

III.3.2.3 Process :

Le reste du produit d'hydrocarbure situé au fond du déethaniseur après séparation de l'éthane est libéré vers le dépropaniseur. Avant son entrée dans la colonne de distillation le mélange va subir une détention de 31,4 bars à 17,4 bars qui est considérée comme une pression de service de la colonne de distillation et une température d'environ 74°C.

Les hydrocarbures entrent dans la colonne au niveau du plateau 31 et à ce stade la séparation commence et elle se fait plus précisément au niveau des plateaux sensibles (Plateau 32 et 38) ou la température est dans les environs des 92-96°C. Les produits légers (Propane et des traces de butane) sont séparés du courant à d'alimentation et s'élèvent vers la tête du dépropaniseur, quant aux restes il descend vers le fond de la colonne ou elle est raccordée à un rebouilleur.

Le rebouilleur chauffe les vapeurs d'eau à une température de 153°C environ qui à leur tour chauffe le fond de la colonne jusqu'au 120-124°C à peu près, le mélange des hydrocarbures lourd du fond est chauffé à son tour afin de séparer ses composants par principe de distillation.

Arrivé à une certaine température le reste du propane devient gaz car il aura dépassé sa température de vaporisation et il commence à monter vers la tête de la colonne qui est caractérisée par une température de 54°C. Une fois atteint la tête il prend la sortie vers le condenseur de tête.

Le condenseur de tête est l'équipement qui va participer à la liquéfaction du propane en ajustant sa température à presque 54° (Il ne change pas sa température mais in l'ajuste de 4°C maximum, car à une pression de 17,4 bars la température de liquéfaction du propane est légèrement inférieure de 50°C), son principe de fonctionnement est vraiment simple. Il est considéré comme étant un échangeur tubulaire à eau de mer, son principe de fonctionnement consiste à céder la chaleur latente de condensation au fluide extérieur qui est la vapeur de propane.

Le propane liquide est ensuite recueilli par le ballon de reflux, qui est considérer comme un accumulateur.

Le dernier équipement à recevoir le propane sont les pompes de reflux avant de le réinjecter dans la colonne au niveau du premier plateau.

À ce moment-là le propane en phase liquide il revient vers la colonne de distillation et il y accède au niveau du premier plateau ou il va être disperser avec un effet de pluie ou d'arrosoir sur les vapeurs de propane montantes et tombe sur deux plateaux le 8-ème plateau ou la pureté est un peu inférieur par rapport au 12-ème plateau ou la pureté est de 99%.

Le propane le plus pure est utilisé pour les tâches du complexe qui sont :

- La boucle MCR utilisé pour le refroidissement.
- La boucle propane également utilisé pour le refroidissement.
- Réinjection d'une partie dans le GNL selon la demande du client.
- Combustible dans le système fuel gaz afin d'allumer la chaudière.

Quant à l'autre qualité de propane est expédié à un autre complexe pour la commercialisation.[11], [38]

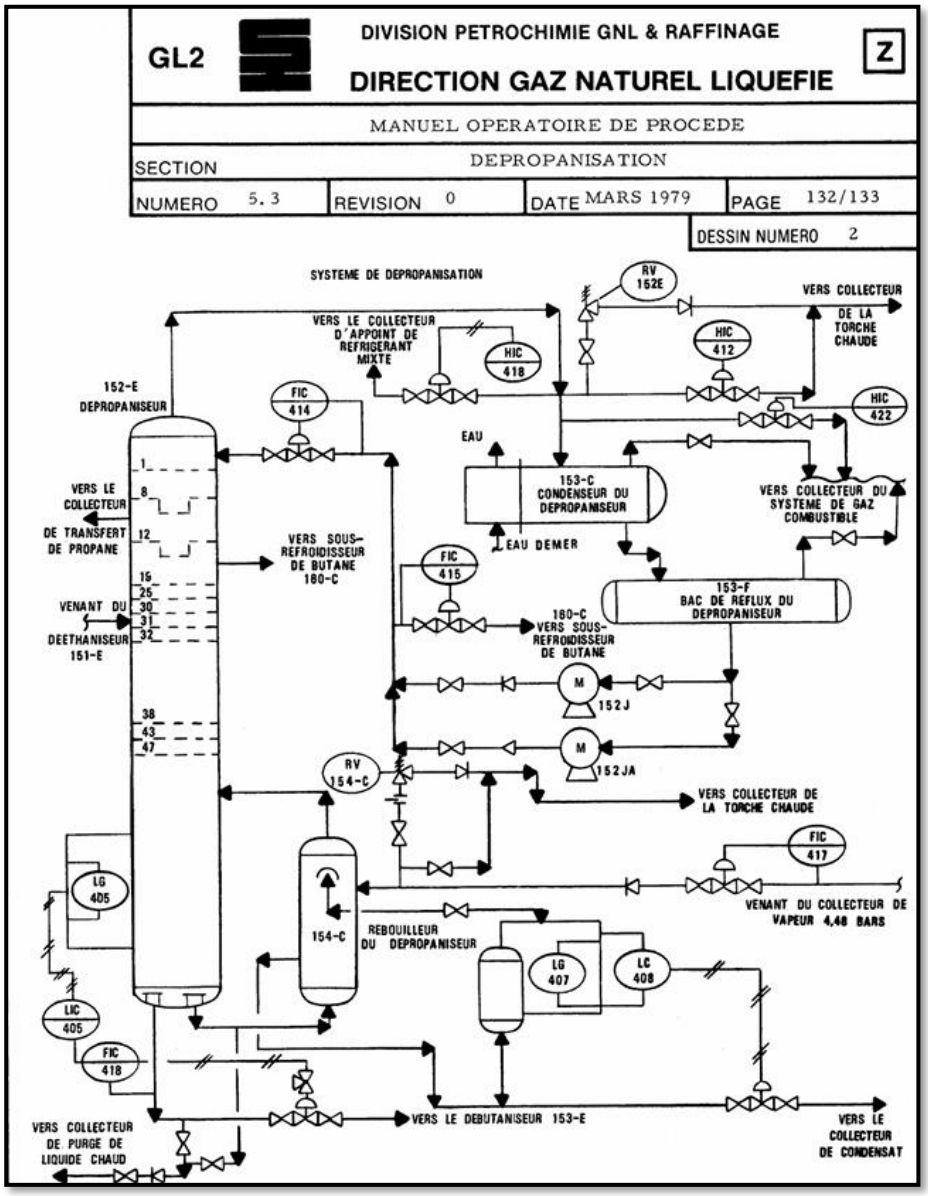


Figure III.22: Schéma descriptive de la sous-section de dépropanisation. [38]

III.4 Analyse HAZOP et Graphe de risque :

Afin de réaliser une étude fiable et complète il faut une bonne analyse de risques avant d'établir les recommandations adéquates. Notre démarche s'est basée autour de deux méthodes complémentaires qui sont HAZOP et graphes de risque, cette dernière présente pas mal d'avantages car HAZOP d'une part sert à définir toutes les causes et conséquences de chaque déviation qui vont par la suite contribuer dans le choix des paramètres de risque de graphe de risque afin de survenir à déterminer les niveaux de SIL requis pour toutes les déviations.

Le dépropaniseur, identifié comme le « Colonne de distillation » est l'équipement central de cette étude. Il s'agit d'une unité stratégique dans les procédés de traitement des hydrocarbures, en raison de la manipulation de fluides inflammables et sous pression, nécessitant une évaluation de sécurité approfondie.

Avant de voir l'étude HAZOP combinée avec graphe de risques voici quelques figures représentant les paramètres de risque pour comprendre le choix de chaque paramètre.

- Les paramètres de risque :

Tableau III.3 : Table des explications de zone de risque.

EN	FR
Starting point for risk reduction estimation.	Point de départ pour l'estimation de la réduction de risque.
Generalized arrangement (in practical implementations the arrangement is specific to the applications to be covered by the risk graph).	Disposition généralisée (dans des mises en œuvre pratiques, la disposition est propre aux applications devant être couvertes par le graphe de risque).
C = Consequence parameter.	C = Paramètre de consequence.
F = Exposure time parameter.	F = Paramètre du temps d'exposition.
P = Probability of avoiding the hazardous event.	P = Probabilité d'éviter l'événement dangereux.
W = Demand rate in the absence of the SIF under consideration.	W = Taux de sollicitation en l'absence de la SIF à l'étude.
--- = No safety requirements.	--- = Pas d'exigence de sécurité.
a = No special safety requirements.	a = Pas d'exigence de sécurité spéciale.
b = A single SIF is not sufficient.	b = Une seule SIF n'est pas suffisante.
1, 2, 3, 4 = Safety integrity level.	1, 2, 3, 4 = niveau d'intégrité de sécurité.

- L'étude HAZOP et graphe de risque :

Tableau III.4: L'étude HAZOP et graphe de risque.

Nodes												
Nœud	Deviation	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations	**SIL determination**						
						SIF	SIF Status	Safeguards (excluding SIF under consideration)	Risk Graph (Semi-qualitative method) - Initial			
									C	F	P	W	SIL
1. Colonne de distillation.	1. Plus de pression.	1.Défaillance du capteur de pression. 2. Pression élevée du produit du dééthaniseur. 3. Surchauffe dû à une source de chaleur extérieur. 4. Les vannes de sortie de la colonne ou les filtres situés après la colonne (en aval) sont bloquées fermées ou encrassées/ bouchées). 5. La vanne d'alimentation est bloquée ouverte 6. Surchauffe dans le rebouilleur. 7. Défaillance du condenseur (Non-liquéfaction complète du produit).	1.Faible efficacité de la séparation. 2.Surcharge mécanique de la colonne. 3.Fissure de la colonne ou un équipement relié. 4.Perte du produit (Fuite/ torchage). 5.Incendie/jet-fire. 6.VCE. 7.Boule de feu.	1.Soupapes de sécurité (PSV). 2.Capteur de pression. 3.Système de torchage (évacuation des gaz). 4. Alarmes DCS 5. Vanne manuelle d'évacuation vers torches/ brulot. 6.Detecteur de gaz ponctuel.	1.. Inspection régulière, vérification de bon état de la colonne et de conditions du process, et absence d'obstruction. 2.Analyse de fiabilité des capteurs de pression. 3.Mise à jour des procédures opératoires. 4.Opter pour la redondance des soupapes. 5.Système de contrôle de vanne automatique.	1. PAHH	Ext	1. TIC	C_C	F_B	P_B	W_2	SIL 3

Nodes													
Nœud	Deviation	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations	**SIL determination**							
						SIF	SIF Status	Safeguards (excluding SIF under consideration)	Risk Graph (Semi-qualitative method) - Initial				
									C	F	P	W	SIL
		8. Soupapes de sécurité (PSV) Bloquée fermée. 9. Le mélange traité contient des composés légers non éliminés (éthane, butane). 10. Mauvaise configuration de démarrage ou d'arrêt			6. Installer un SIS de détection feu & gaz 7. Arrêt d'urgence automatique "ESD" (Emergency Shut down). 8. Arrêt de process "PSD' (Process Shut down) 9. Ajout de rideau d'eau.								
1. Colonne de distillation.	2. Moins de pression	Nœud 1 Séparateur 1. Défaillance du capteur de pression. 2.Les vannes de sortie de la colonne sont bloquées ouvertes. 3.La vanne d'alimentation de la colonne est	1.Faible efficacité de la séparation . 2. Baisse de pression 3. Perturbation de dépropaniser. 4. Perte de produit.	Idem.	Idem.	1. PALL.	Ext	1. TIC	C_C	F_A	P_B	W_2	SIL 2

Nodes													
Nœud	Deviation	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations	**SIL determination**							
						SIF	SIF Status	Safeguards (excluding SIF under consideration)	Risk Graph (Semi-qualitative method) - Initial				
									C	F	P	W	SIL
		bloquée fermée. 4.Pression basses du produit venu du dééthaniseur. 5.Excessivité dans la condensation en tête de colonne. 6. Blocage dans la ligne vapeur du rebouilleur (pas assez de rebouillage). 7. Soupape de sécurité bloquée ouverte.	5. Impulsion de la colonne.										
1. Colonne de distillation.	3. Haute température	Nœud 1 Séparateur 1.Défaillance du capteur de température. 2.Surchauffe du rebouilleur.	1.Perte de l'efficacité de séparation. 2.Dommages aux équipements	1.Alarme haute température au niveau du DCS. 2.Capteur de température. 3.Soupapes de	1.Inspection régulière, vérification de bon état de la colonne et de conditions du process, et absence	1. TAHH	Ext	1. PIC.	C_C	F_B	P_B	W_2	SIL 3

Nodes													
Nœud	Deviation	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations	**SIL determination**							
						SIF	SIF Status	Safeguards (excluding SIF under consideration)	Risk Graph (Semi-qualitative method) - Initial				
									C	F	P	W	SIL
		3.Perte reflux. 4.Défaut du condenseur (Sous-charge). 5.Réactions exothermiques imprévues. 6.Fuite de fluide chaud dans le processus. 7. Température élevée du produit venu du dééthaniseur. 8. Surchauffe dû à une source de chaleur extérieur. 9. Les vannes de sortie de la colonne ou les filtres situés après la colonne	les joints, les plateaux et autres composants. 3.Jet fire. 4. boule de feu. 5.VCE. 6.Surcharge mécanique de la colonne. 7.Fissure de la colonne ou un équipement relié. 8.Perte du produit (Fuite/ torchage).	sécurité (PSV). 4.Vanne manuelle d'évacuation vers torche/brulot. 5. Détecteur de gaz ponctuel.	d'obstruction. 2.Analyse de fiabilité des capteurs de températures. 3.Mise à jour des procédures opératoires. 4.Opter pour la redondance des soupapes. 5.Système de contrôle de vanne automatique. 6. installer un SIS de détection feu & gaz 7. Arrêt d'urgence automatique "ESD" (Emergency Shut down).								

Nodes													
Nœud	Deviation	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations	**SIL determination**							
						SIF	SIF Status	Safeguards (excluding SIF under consideration)	Risk Graph (Semi-qualitative method) - Initial				
									C	F	P	W	SIL
		(en aval) sont bloquées fermées ou encrassées/ bouchées). 10. La vanne d'alimentation est bloquée ouverte 11. Soupapes de sécurité (PSV) Bloquée fermée. 12. Le mélange traité contient des composés légers non éliminés (éthane, butane). 13. Mauvaise configuration de démarrage ou d'arrêt.			8. Arrêt de process "PSD" (Process Shut down). 9.Ajout de rideau d'eau.								
1. Colonne de distillation.	4. Basse température	Nœud 1 Séparateur 1. Défaillance des capteurs de	1.Mauvaise séparation des	Idem.	Idem	1. TALL	Ext	1. PIC	C_C	F_A	P_B	W_2	SIL 2

Nodes													
Nœud	Deviation	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations	**SIL determination**							
						SIF	SIF Status	Safeguards (excluding SIF under consideration)	Risk Graph (Semi-qualitative method) - Initial				
									C	F	P	W	SIL
		température et de pression. 2. Pas assez de rebouillage. 3. Trop de reflux. 4. Surcharge du condenseur. 5. Entrée de fluide à basse température.	composants. 2. Baisse de pression, perturbation de dépropaniser. 3. Accumulation de liquides : La condensation excessive peut entraîner une accumulation de liquides en haut de colonne. 4. impulsion de la colonne.										
1. Colonne de distillation.	5. Plus ou moins de débit . Non débit Separateur	1.Défaillance des capteurs de débit.	1.Mauvaise séparation des	1. Les vannes manuelles	Idem.	1. FAHH	Ext	1.PIC. 2.TIC.	C_C	F_A	P_B	W_1	SIL 1

Nodes													
Nœud	Deviation	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations	**SIL determination**							
						SIF	SIF Status	Safeguards (excluding SIF under consideration)	Risk Graph (Semi-qualitative method) - Initial				
									C	F	P	W	SIL
		2.Les vannes de sortie sont bloquées fermées et les vannes d'entrée sont bloquées ouvertes. 3.Mauvaise configuration au démarrage.	produits. 2.Rupture au cas de non-intervention. 3.Inondation de la Colonne.	d'entrée et de sortie. 2.Alarme au niveau de DCS. 3.Soupapes de sécurité (PSV). 4. Détecteur de gaz ponctuel.				3.FIC.					
1. Colonne de distillation.	6. Moins de débit	Nœud 1 Séparateur 1.Défaillance des capteurs de débit. 2.Les vannes de sortie sont bloquées fermées et la vanne d'alimentation est bloquée ouverte.	1.Baisse de température, perturbation de dépropaniseur. 2.Mauvaise séparation des produits.	1. Les vannes manuelles d'entrée et de sortie. 2.Alarme au niveau de DCS. 3.Soupapes de sécurité (PSV).	1.Inspection régulière, vérification de bon état de la colonne et de conditions du process, et absence d'obstruction. 2.Analyse de fiabilité	1. FALL	Ext	Idem	C_B	F_A	P_B	W_1	No special safety requirements

Nodes													
Nœud	Deviation	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations	**SIL determination**							
						SIF	SIF Status	Safeguards (excluding SIF under consideration)	Risk Graph (Semi-qualitative method) - Initial				
									C	F	P	W	SIL
		3. Mauvaise configuration à l'arrêt..		4. Détecteur de gaz ponctuel.	des capteurs de températures. 3.Mise à jour des procédures opératoire 4.Opter pour la redondance des soupapes. 5.Système de contrôle de vanne automatique. 6. installer un SIS de détection feu & gaz 7. Arrêt d'urgence automatique "ESD" (Emergency Shut down). 8. Arrêt de process "PSD" (Process Shut down). 9.Ajout de rideau d'eau.								

Nodes													
Nœud	Deviation	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations	**SIL determination**							
						SIF	SIF Status	Safeguards (excluding SIF under consideration)	Risk Graph (Semi-qualitative method) - Initial				
									C	F	P	W	SIL
1. Colonne de distillation.	7. Pas de débit. Separateur	Noeud 1	1. Défaillance du capteur de débit. 2.Vannes d'entrée sont bloquées fermées et les vannes de sorties sont bloquées ouvertes. 3. La vanne de sortie du déethaniseur est bloquée fermée.	1.Perturbation du process.	Idem.	Idem.		Ext.	Idem.	C_A	F_A	P_B	W_1	No safety requirements
1. Colonne de distillation.	8. Mauvais débit	Noeud 1 Separateur	1.Vanne d'évacuation vers brulot bloquée ouverte.	1.Perte de produit.	Idem	1.Vérification de la fiabilité des vannes anti-retour. 2.Opter pour la redondance des vannes anti-retour. 3.Former le personnel sur scénarios anormaux		Ext	Idem	C_B	F_A	P_B	W_1	No special safety requirements

Nodes													
Nœud	Deviation	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations	**SIL determination**							
						SIF	SIF Status	Safeguards (excluding SIF under consideration)	Risk Graph (Semi-qualitative method) - Initial				
									C	F	P	W	SIL
					4.Vérification des circuits de décharge (Les vannes, les tuyauteries…).								
1. Colonne de distillation.	9. Haut niveau Niveau au Separateur	1.Défaillance du régulateur de niveau ? 2.Défaillance du capteur de niveau. 3.Les vannes de sorties sont bloquées fermées. 4.Les vannes d'entrées sont bloquées ouvertes. 5.Blocage dans la ligne de sortie vers le débutaniseur 6.Réduction de la capacité de vaporisation (une	1. 1.Augmentation de pression. 2.VCE ou rupture de la colonne. 3.Lenteur de séparation et d'avancement du process.	Idem 2. Vanne d'évacuation vers brulot.	1.Vérification régulière des capteurs de niveaux. 2.Automatisation dans la vanne d'alimentation et d'évacuation. 3.Test périodique des vannes. 4.ESD. 5.PSD.	1. LAHH	Ext	Idem	C_C	F_A	P_B	W_2	SIL 2

Nodes													
Nœud	Deviation	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations	**SIL determination**							
						SIF	SIF Status	Safeguards (excluding SIF under consideration)	Risk Graph (Semi-qualitative method) - Initial				
									C	F	P	W	SIL
		défaillance du rebouilleur). 7.Surcondensation du reflux.											
1. Colonne de distillation.	10. Bas niveau au Separateur	1.Défaillance du régulateur de niveau 2.Défaillance du capteur de niveau 3.Les vannes de sortie sont bloquées ouvertes. 4.Une mauvaise alimentation de la colonne (débit d'entrée insuffisant, blocage dans la ligne d'entrée). 5.Blocage dans la ligne d'entrée.	1.Dimunition de pression. 2.Lenteur de séparation et d'avancement du process.	Idem	Idem	1. LALL	Ext	Idem	C_B	F_A	P_B	W_2	SIL 1

Nodes													
Nœud	Deviation	Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations	**SIL determination**							
						SIF	SIF Status	Safeguards (excluding SIF under consideration)	Risk Graph (Semi-qualitative method) - Initial				
									C	F	P	W	SIL
		6.Surchauffe de produit (Grande vaporisation du produit).											

- **Synthèse :**

L'étude HAZOP à examiner les déviations des paramètres clés du dépropaniseur qui sont la pression, température, débit et le niveau en prenant en considération toutes les conditions de fonctionnement du process. Chaque déviation a été étudié à part entière en identifiant ses causes potentielles et les conséquences probables.

La gravité des conséquences varie selon plusieurs facteurs et parmi les plus graves on site quelques scénarios catastrophiques tels que les incendies, les jet Fire, les VCE et même parfois ça peut aller jusqu'aux effets dominos en cas de manque de rapidité dans l'intervention car quelques secondes peuvent tout changer. Ses résultats sont maintenus en tenant compte des barrières de sécurité déjà établis au part avant au sein du complexe.

Après l'identification des scénarios majeurs par HAZOP, graphe de risque vient jouer un rôle d'évaluations des risques résiduels. Il a participé principalement dans le jugement des paramètres de risques notamment la gravité, la fréquence…etc qui par la suite contribue à la détermination des niveaux de SIL pour chaque SIF.

Les résultats obtenus ont été des niveaux de SIL d'ordre SIL1, SIL2 et SIL3 et pour certaines déviations pas de niveaux SIL carrément comme dans les déviations « Moins de débit », « Mauvaise direction de débit » et « Pas de débit » car les barrières de sécurité de ses deux dernières ont été suffisant pour éviter la survenu d'un scénario majeur ou d'accidents.

Par rapport au niveau de SIL le plus élever c'est le SIL3 dans notre étude qui s'est répondu pour les déviations « Plus de pression » et « Haute température » en vue de la gravité de leurs conséquences qui se manifeste par la probabilité d'apparition d'incendie ou encore des VCE, malgré la présence de certaines barrières de sécurité mais ça ne reste tout de même pas suffisant pour satisfaire la sécurité de cet équipement. Cela se traduit par un besoin d'intégrité de nouvelle barrière de sécurité ou de couche de protection pour ces fonctions critiques.

Pour le SIL2, il est présent pour des déviations telles que « Moins de pression », « Basse température », et « Haut niveau ». Ces scénarios présentent également des risques significatifs nécessitant une protection robuste.

Le SIL1 de sa part est attribué à d'autres déviations comme « Plus de débit » et « Bas niveau » indiquant un besoin de sécurité mais avec des exigences de fiabilité moindres.

La présence de ces niveaux de SIL élevés (SIL 2 et SIL 3) indique clairement que les barrières de sécurité existantes ne sont pas suffisantes pour ramener le risque à un niveau acceptable, d'où la nécessité impérative de mettre en place des SIF robustes et fiables ou encore d'établir un nouveau SIS plus efficace.

Parmi les barrières de sécurité recommandées c'est le ESD (Système d'arrêt d'urgence automatique), le PSD (Système d'arrêt de procédé), l'automatisation des vannes et la création de système de détection feu et gaz.

III.5 Modélisation des scénarios :

Après avoir déterminer les scénarios majeurs qui peuvent apparaitre, rien de mieux que de les visualiser afin de voir l'ampleur qu'ils peuvent avoir et comment les conditions météorologiques peuvent affecter leur comportement. Afin de réaliser cette visualisation In:Flux est le logiciel parfait car il permet de l'illustrer en 3D et par l'aspect CFD on peut visualiser le comportement des scénarios catastrophiques.

Nous avons effectué une simulation de plusieurs fuites des différents diamètres, sur multiples brides avec les directions et les vitesses de vent distinctes afin d'avoir un aperçu sur le comportement de gaz en cas de dispersion voici quelques captures sur la partie refoulement du Propane :

- Illustration de la zone d'étude :

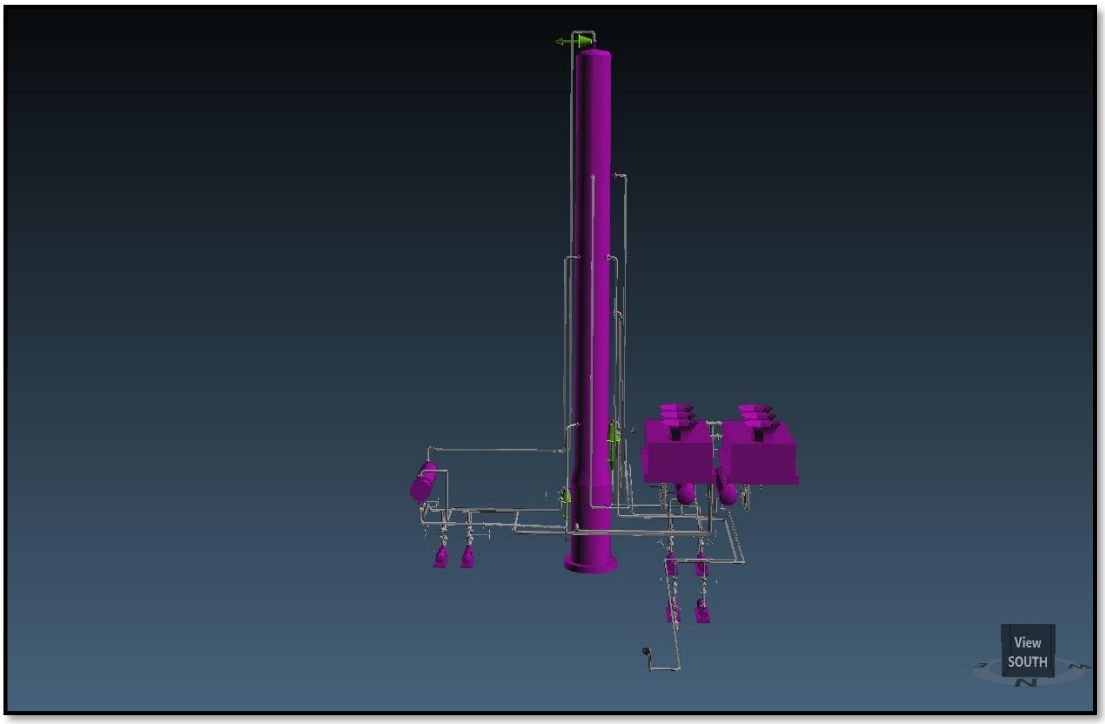


Figure III.23: La zone d'étude prise 01.

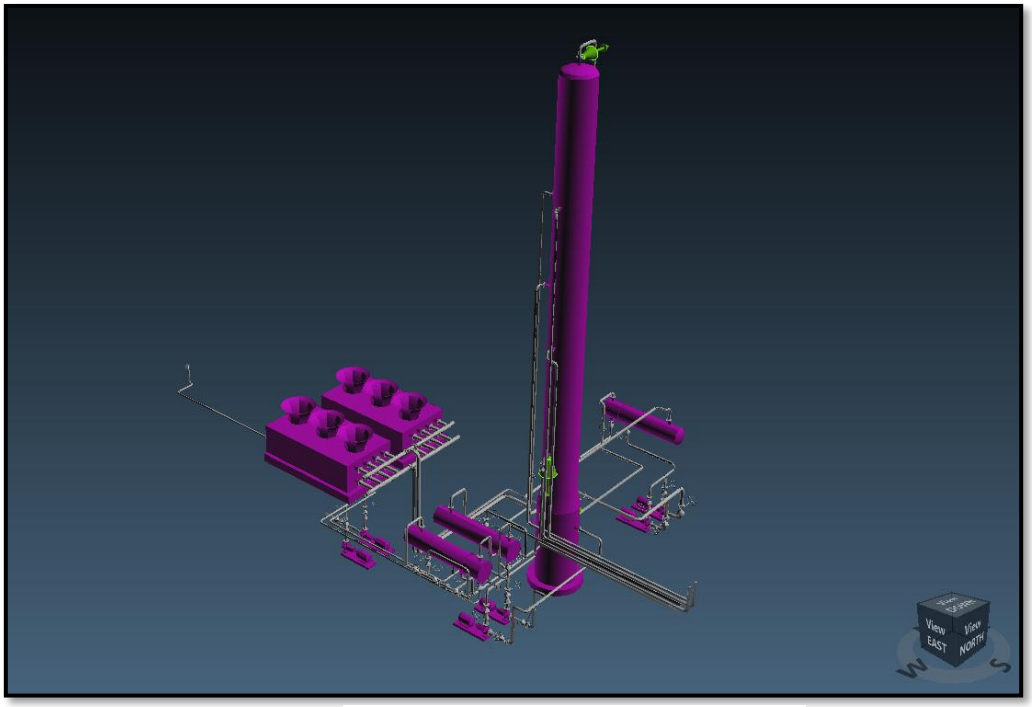


Figure III.24:La zone d'étude prise 02.

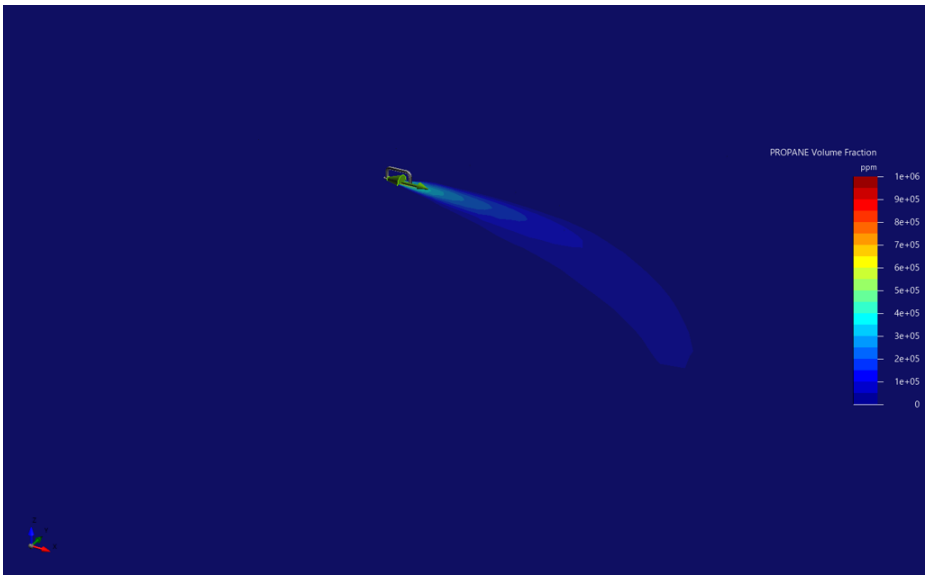


Figure III.25:Dispersion du nuage de propane au refoulement en ppm a une hauteur de 9.3m avec une fuite de 25 mm pour un vent Nord East de 5m/s.

- Résultat de la simulation :
  - Cette image montre une dispersion relativement contenue du propane. Le nuage est visible comme une traînée de couleur allant du rouge (haute concentration) au bleu foncé (faible concentration). La zone la plus concentrée est proche de la source de la fuite, et la concentration diminue progressivement avec la distance. La forme du nuage est allongée dans la direction du vent Nord-Est.

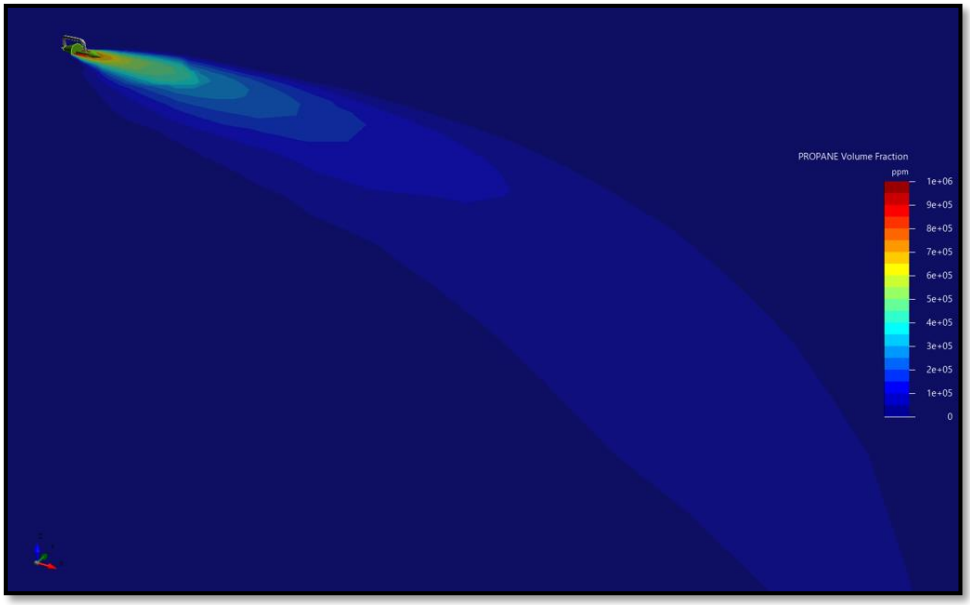


Figure III.26:Dispersion du nuage de propane au refoulement en ppm a une hauteur de 9.3m avec une fuite de 75 mm pour un vent Nord East de 5m/s.

- Comparativement à la figure III.24, la figure III.25 révèle un nuage de propane beaucoup plus étendu et avec des zones de concentration élevée couvrant une plus grande surface. La fuite plus importante (75 mm) libère évidemment plus de propane, ce qui se traduit par une dispersion plus large et plus longue. On peut observer que les contours de haute concentration (rouge/orange) sont significativement plus grands.

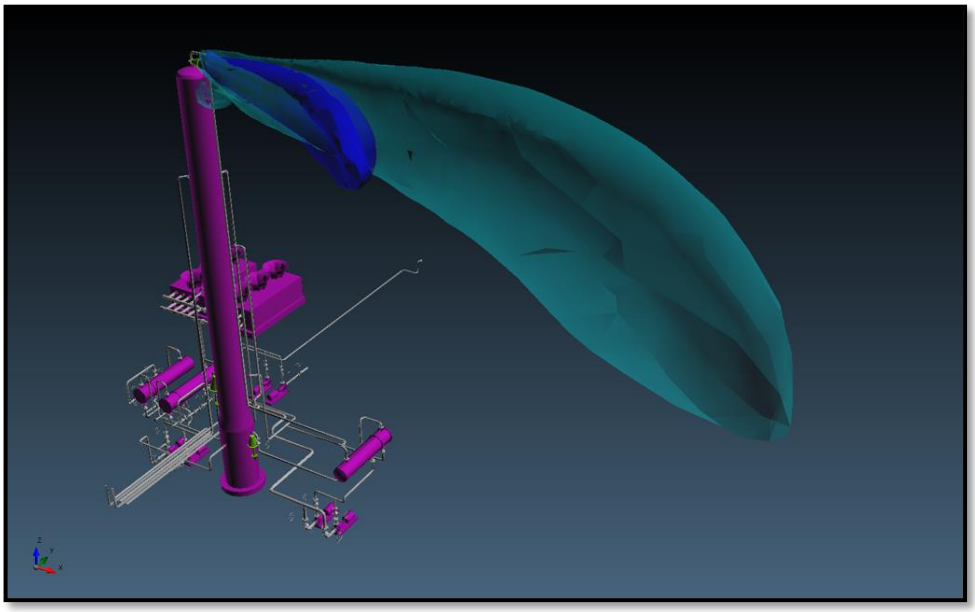


Figure III.27: Dispersion du nuage de propane au refoulement de 50000ppm avec une fuite de 25 mm en bleu et 75 en vert pour un vent Nord East de 5m/s.

- A partir des figures IV.24, IV.25 et IV.26 on constate que le nuage de gaze attient des concentrations importantes allant 50 000 ppm jusqu'à 6m pour une petite fuite et 14m pour une grande fuite et comme étant la pression de sortie est importante, on constate que le propane prend légèrement le sens du vent d'où l'importance d'avoir un capteur de gaz linière ayant la possibilité de couvrir tous les sens de la fuite

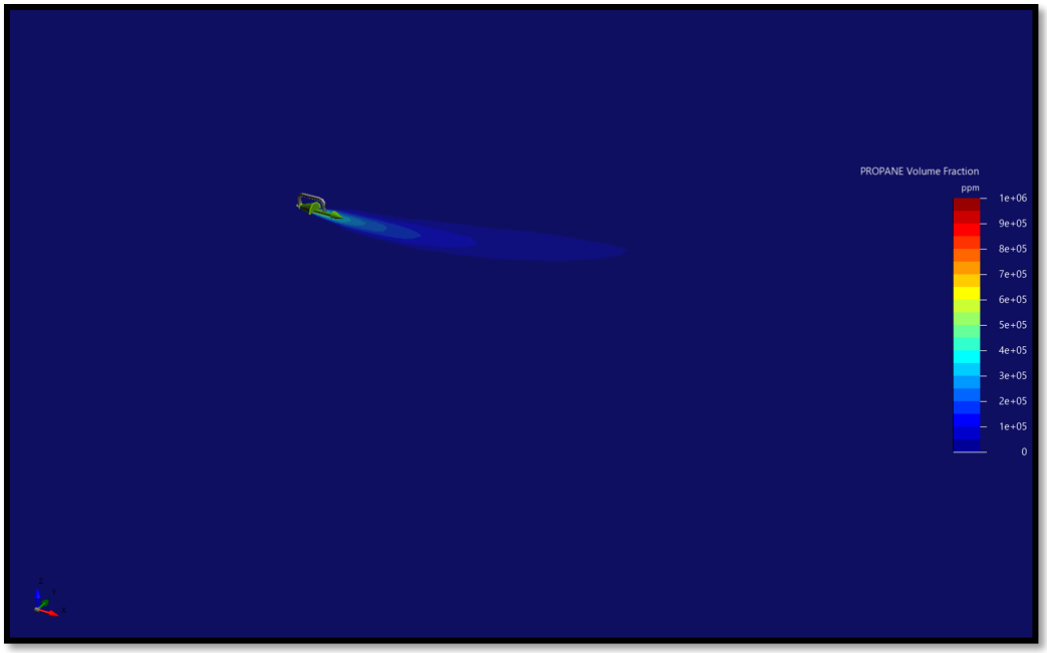


Figure III.28:Dispersion du nuage de propane au refoulement en ppm a une hauteur de 9.3m avec une fuite de 25 mm pour un vent Sud-Ouest de 10m/s.

- Dans ce scénario avec un vent plus fort (10 m/s) et venant du Sud-Ouest, le nuage de propane issu de la fuite de 25 mm est représenté. On peut observer une dispersion qui semble plus étirée et potentiellement plus diluée en raison de la vitesse de vent accrue. Le panache est clairement orienté dans la direction du vent Sud-Ouest.

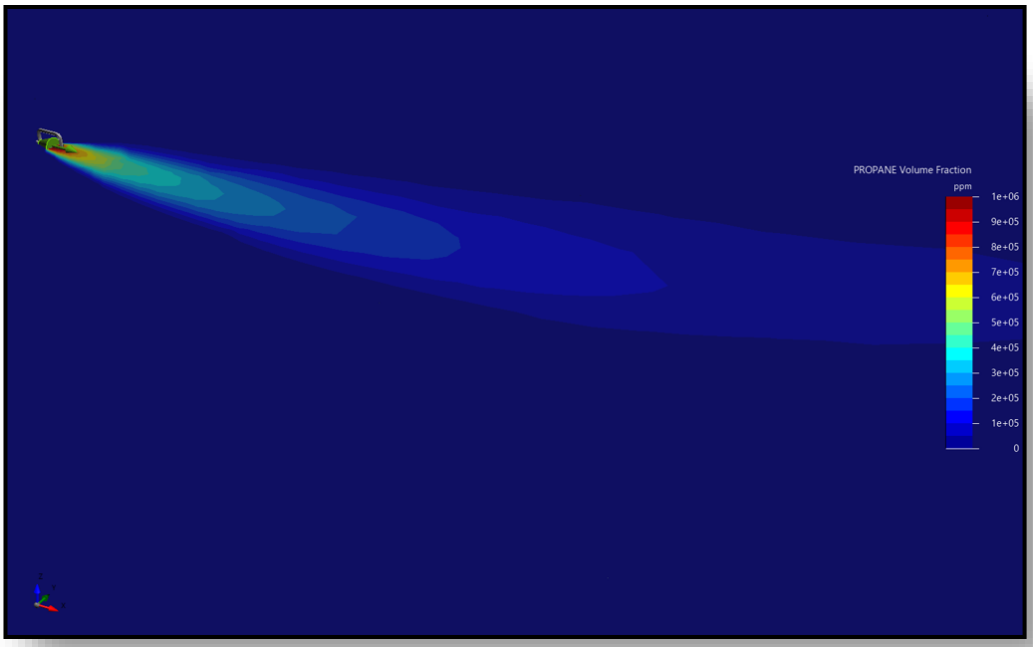


Figure III.29: Dispersion du nuage de propane au refoulement en ppm a une hauteur de 9.3m avec une fuite de 75 mm pour un vent Sud-Ouest de 10m/s.

- Similaire à la figure III.27 mais avec une fuite de 75 mm, cette image montre un nuage de propane beaucoup plus vaste. La plus grande quantité de gaz libérée, combinée à la vitesse du vent élevée, conduit à un nuage étendu, mais potentiellement dilué plus rapidement sur de grandes distances que dans le cas d'un vent plus faible.

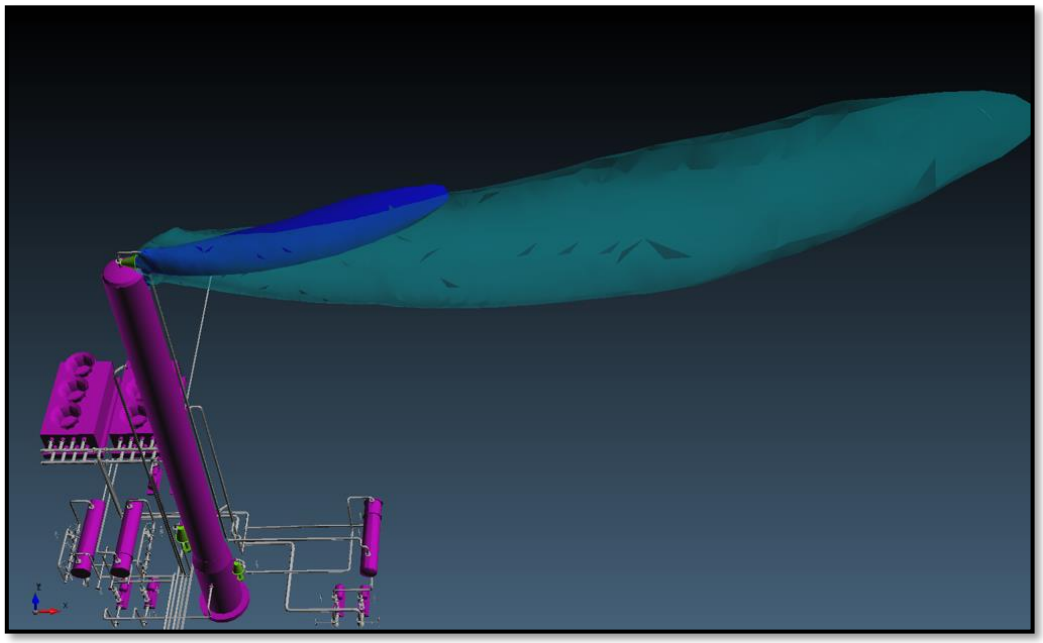


Figure III.30: Dispersion du nuage de propane au refoulement de 50000ppm avec une fuite de 25 mm en bleu et 75 en vert pour un vent Sud-Ouest de 10m/s.

- En observant les zones de 50 000 ppm, on constate que pour la petite fuite (25 mm, en bleu), la concentration est atteinte jusqu'à 4 mètres. Pour la grande fuite (75 mm, en vert), cette concentration est présente jusqu'à 16 mètres. Un point crucial est noté ici: bien que la pression de sortie dirige initialement le propane dans le sens du vent, la vitesse du vent elle-même ne semble pas augmenter la distance où la même concentration est atteinte. Cela suggère que c'est principalement la vitesse de la fuite (c'est-à-dire le débit de propane) qui détermine cette distance, plutôt que la vitesse du vent qui aurait tendance à diluer le nuage plus rapidement.

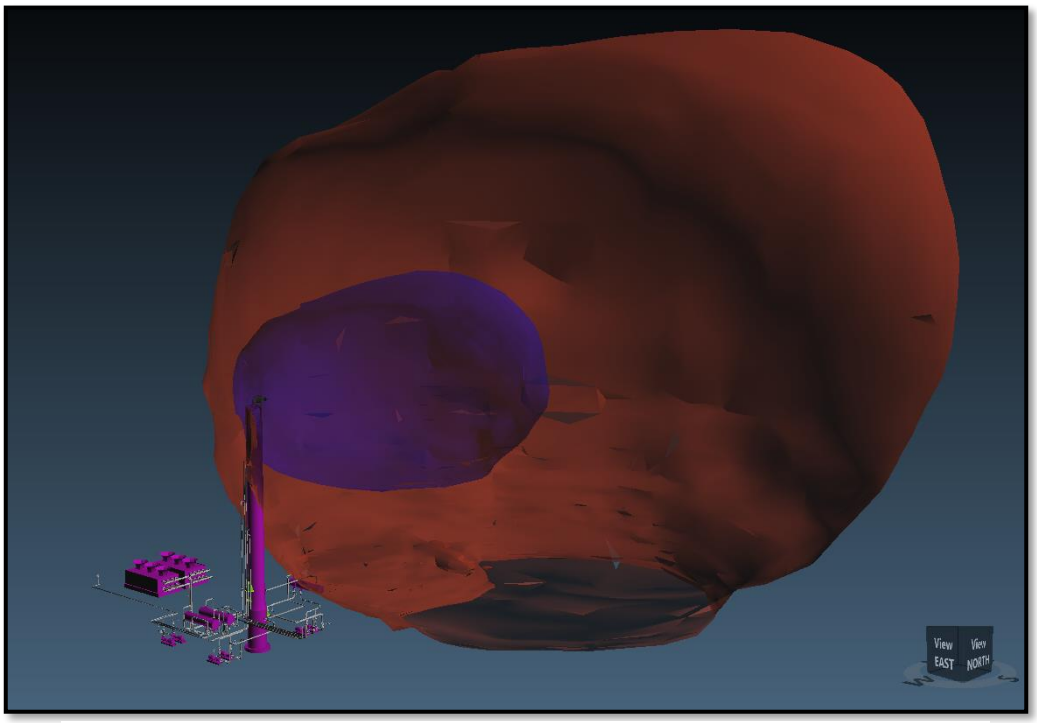


Figure III.31: Effet de radiation a 44kw/m2 avec une fuite de 25 mm en BLEU et 75 en rouge pour un vent Nord East de 5m/s.

- Cette figure illustre la zone où l'intensité de radiation atteint 44 kW/m², un seuil critique pour l'effet domino et l'effondrement des installations. Pour une fuite de 25 mm (représentée en bleu) et 75 mm (représentée en rouge), la zone affectée est visible. La forme de cette zone, une sorte de "bulle" autour de l'équipement, indique l'étendue du danger thermique. Le vent Nord-Est de 5 m/s influence la forme et l'orientation de cette zone de radiation, bien que la photo ne montre qu'une vue de côté qui ne rend pas entièrement compte de cette orientation.

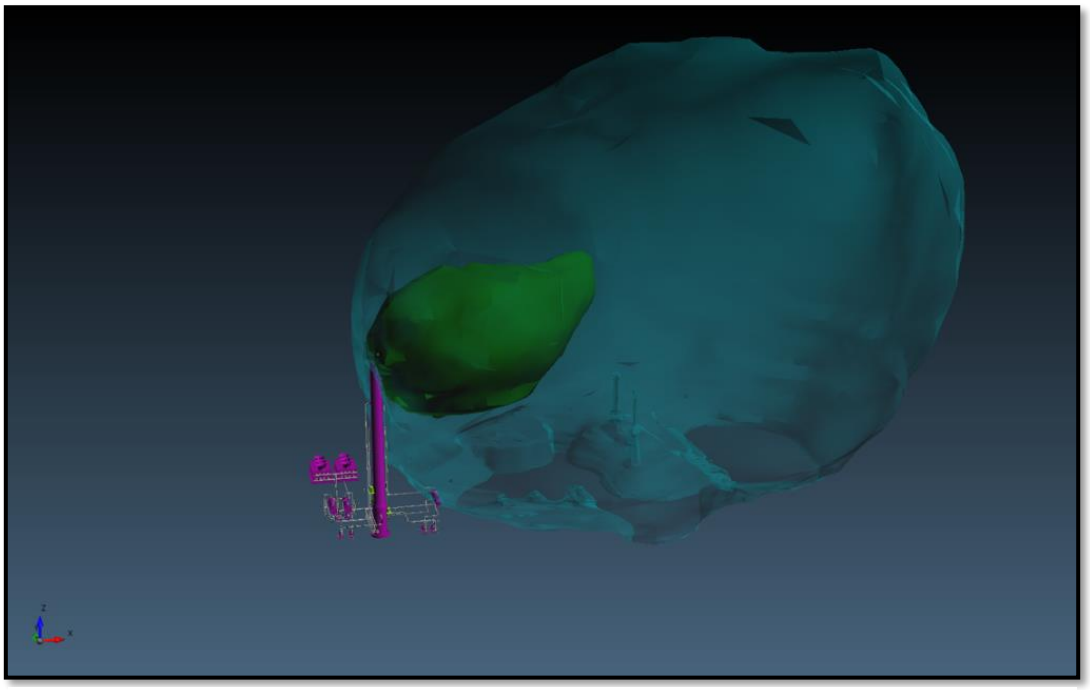


Figure III.32:Effet de radiation a 44kw/m2 avec une fuite de 25 mm en rouge et 75 en rouge claire pour un vent sud-ouest de 10m/s.

- Comparativement à la figure III.30, cette figure montre la même intensité de radiation mais avec un vent plus fort (10 m/s) venant du Sud-Ouest. La zone affectée par la radiation à 44 kW/m² apparaît différente en forme et en étendue par rapport à l'Image. Cela confirme clairement que le vent a une influence significative sur la propagation des effets thermiques. Un vent plus fort peut étirer la flamme et donc la zone de radiation dans le sens du vent, ou au contraire, la diluer d'avantage, ce qui est crucial pour la conception des mesures de sécurité et l'emplacement des capteurs. La détection précoce des incendies est donc primordiale pour atténuer ces risques.
- Les figure III.30 et III.31 nous permet de mieux voir les effets de radiation et leurs ampleurs a 44 kW/m^2 nécessaire pour l'effet domino et effondrement des installation d'où l'importance de détecter les incendie dés le début
- la différence entre les deux figures nous montre clairement que le vent influe sur la propagation des effets thermique.

III.6 Conclusion :

Ce chapitre a concrétisé la transition des fondements théoriques vers une application pratique rigoureuse de la sécurité industrielle. Le passage au pratique nous a poussé à réaliser une étude HAZOP qui a permis une identification exhaustive des scénarios catastrophiques probables, complétée par l'utilisation du graphe de risque pour la détermination des niveaux de SIL requis. Par la suite inFlux nous a offert l'opportunité de simuler les scénarios prédéfinis et a révélé leur ampleur. Cette démarche analytique et ancrée dans le réel a proclamé la nécessité d'ajouter plus de barrières de sécurité et c'est ce que nous allons essayer de faire dans le chapitre suivant en créant un SIS robuste de détection feu et gaz.

CHAPITRE IV :

CONCEPTION PRATIQUE DU SYSTEME FEU & GAZ.

IV.1 Introduction

Après avoir établi dans le chapitre précédent l'étude et la simulation des scénarios catastrophiques, il est désormais crucial de concrétiser cette démarche. Ce nouveau chapitre est entièrement dédié à la conception détaillée et à l'architecture du SIS de détection feu et gaz.

L'objectif est d'élaborer une conception robuste et fiable, capable de répondre concrètement aux défis de sécurité du complexe GL/2Z et avoir une barrière capable d'être utilisé pour d'autre zone industrielle similaire et d'assurer une protection optimale des opérations, des équipements et du personnel.

IV.2 Architecture SIS pour la colonne de distillation :

Suite à l'étude établi et aux recommandations fournis au part avant, nous avons opter pour un SIS de détection feu et gaz, comportant tous les idées développées tout au long des deux parties, théorique et pratique, en répondant aux exigences des normes déjà prédéfinis et en respectant l'architecture correcte du SIS tout en essayant d'inclure toutes les barrières de sécurité nécessaires non exploiter.

L'architecture d'un SIS s'articule autour des capteurs, de l'unité logique et des actionneurs. Ces trois couches interagissent l'une après l'autre selon cet ordre afin de détecter un danger, analyser la situation, appliquer une logique et initier rapidement une action de sécurité au cas de besoin.

Pour notre SIS de détection feu et gaz nous avons :

- Les capteurs :
  - Les détecteurs de gaz : Ils restent le premier élément indispensable pour de multiple raison en premier lieu car le complexe GL/2Z est une usine caractérisée par un procédé de manipulation de gaz, et en second lieu les fuites représentent le premier scénario indésirable possible à être détecter pour solliciter une action afin d'éviter toute complication.

    Notre choix s'est penché vers les détecteurs de gaz IR linéaires. Tout simplement parce qu'ils sont adaptés pour les grandes zones ouvertes en raison de leur couverture considérable et large par rapport aux détecteurs IR ponctuel qui laisse beaucoup de zones mortes.

Sans oublier que ce type de détecteurs peut être utilisé dans les zones ATEX sans nécessité de protection couteuse, et donc ils sont caractérisés par leur facilité de maintenance et donnent moins voire pas de fausses alarmes en environnement poussiéreux.

- Les détecteurs de flamme : Le triangle de feu est vérifié si les trois éléments (Combustible, comburant et la source d'ignition) sont satisfaits dans le même instant, et au sein du complexe on retrouve déjà deux d'entre eux vérifiées qui sont le combustible (Le gaz) et le comburant (L'air) ces conditions augmente la probabilité de déclenchement de feu/ incendie d'où l'obligation d'avoir des détecteurs de flamme.

  D'après plusieurs recherches effectuer les détecteurs IR3 reste le meilleur choix dans notre cas surtout vis-à-vis de détection rapide et sa vision est large de plus de son principe de fonctionnement qui offre une haute immunité aux fausses alarmes.

- L'unité logique :

C'est le véritable cerveau du SIS. Elle reçoit les signaux des capteurs, les traite selon une logique prédéfinie 'SIF', et envoie des commandes aux actionneurs si les conditions de sécurité sont violées.

Il existe deux technologies distinctes :

- **Relais de sécurité (Safetey Relays) :** Pour des fonctions simples ou des niveaux d'intégrité faibles.
- **API de sécurité (Safety PLCs ou Logic Solvers) :** C'est le choix le plus probable pour un SIS moderne dans un complexe comme GL/2Z. Le choix est validé pour leur gestion fiable des risques élevés et logiques complexes (SIL élevés), leur conformité normative et diagnostics avancés assurent une protection optimale et certifiée face aux dangers feu et gaz.

Par rapport à l'emplacement physique de l'unité logique c'est un facteur déterminant pour la fiabilité et la sécurité opérationnelle du SIS. Pour le complexe GL/2Z, l'unité logique API (automate programmable de sécurité) sera idéalement installée dans une salle de contrôle centralisée comme le DCS mais elle reste tout de même indépendante du DCS pour garantir son fonctionnement malgré tout, ou sinon dans un local technique dédié, situé en zone non-ATEX. Cette décision est motivée par plusieurs impératifs :

- ✓ Un environnement contrôlé en termes de température, d'humidité et de propreté assure le bon fonctionnement et la longévité des équipements électroniques sensibles.
- ✓ Minimiser les couts en évitant l'utilisation d'équipements certifiés pour ATEX, tout en garantissant la sécurité grâce à des interfaces appropriées pour les connexions avec les équipements de terrain situés en zone ATEX.
- ✓ Un accès facile et sécurisé facilite les opérations de diagnostic, de maintenance préventive et de test des fonctions de sécurité, minimisant ainsi les interruptions de production et les risques pour le personnel.

La logique définie est :

- Si 1 détecteurs de gaz sur 3 détectent un seuil, alors il déclenche le SIF d'arrêt de process ou arrêt d'urgence en plus déclenchement d'un rideau d'eau.
- Si 2 détecteurs de flamme sur 3 détectent un seuil, alors il déclenche le SIF d'arrêt de process ou arrêt d'urgence en plus du déclenchement du rideau d'eau sans oublier d'ouvrir la vanne d'évacuation vers brulot et la vanne d'envoi vers torche.

- Les actionneurs :

Apres détection et confirmation de déclenchement d'une SIF les actionnaires sont indispensables pour satisfaire le concept du SIS. Pour notre SIS on a deux cas on peut avoir une fuite de gaz comme un incendie donc chaque point doit être traité appart.

- Si détecteurs de gaz s'est déclenché :
  - ✓ L'activation de l'arrêt d'urgence 'ESD' par la fermeture de la vanne d'alimentation ou le 'PSD' selon l'ampleur de l'accident afin d'éviter la complication et plus dégâts.
  - ✓ Le déclenchement d'un rideau d'eau.

- Si détecteurs de flamme s'est déclenché :
  - ✓ L'activation de l'arrêt d'urgence 'ESD' par la fermeture de la vanne d'alimentation ou le 'PSD' selon l'ampleur de l'accident afin d'éviter la complication et plus dégâts.
  - ✓ Le déclenchement d'un rideau d'eau.
  - ✓ L'ouverture de la vanne d'évacuation vers brulot (Pour les gaz liquéfié) et la vanne d'envoi vers torche (Pour les gaz).

IV.3 Modélisation 3D de l'implantation des détecteurs :

Pour la conception et la création d'un nouveau SIS de feu et gaz les détecteurs sont le premier élément à être installer. Leur implantation participe en grande partie dans l'efficacité du système. Le logiciel Detect3D est l'outil indispensable pour cette tâche et c'est ce que nous avons choisi pour finaliser ce travail en bonne et due forme.

Ce logiciel donne beaucoup d'avantages, notamment offrir l'opportunité de vérifier la couverture de la zone par les détecteurs de feu et de gaz si elle est efficace tout en réduisant les zones mortes. Voici quelques captures des résultats obtenus :

IV.3.1 Détecteurs de gaz :

Voici l'emplacement exacte des détecteurs de gaz linéaire :

Tableau III.5: Repère de l'emplacement idéal des détecteurs linéaires de gaz.

	Emetteur			Récepteur		
	x (m)	y (m)	z (m)	x (m)	y (m)	z (m)
Détecteur 01	5	8	8,2	10	0	6 ,8
Détecteur 02	-5	4	2,2	10	4	2 ,2
Détecteur 03	2	-4	2,4	2	10	2,4

Voici quelques capturent pour l'implantation :

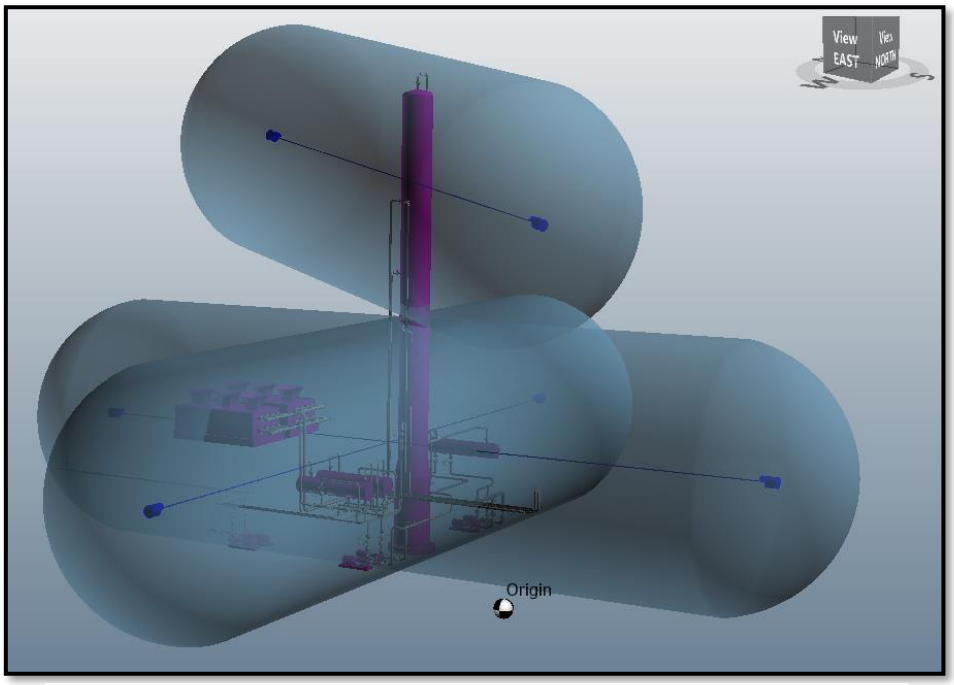


Figure IV.342: Champ de vision des détecteurs de gaz linéaire prise 01.

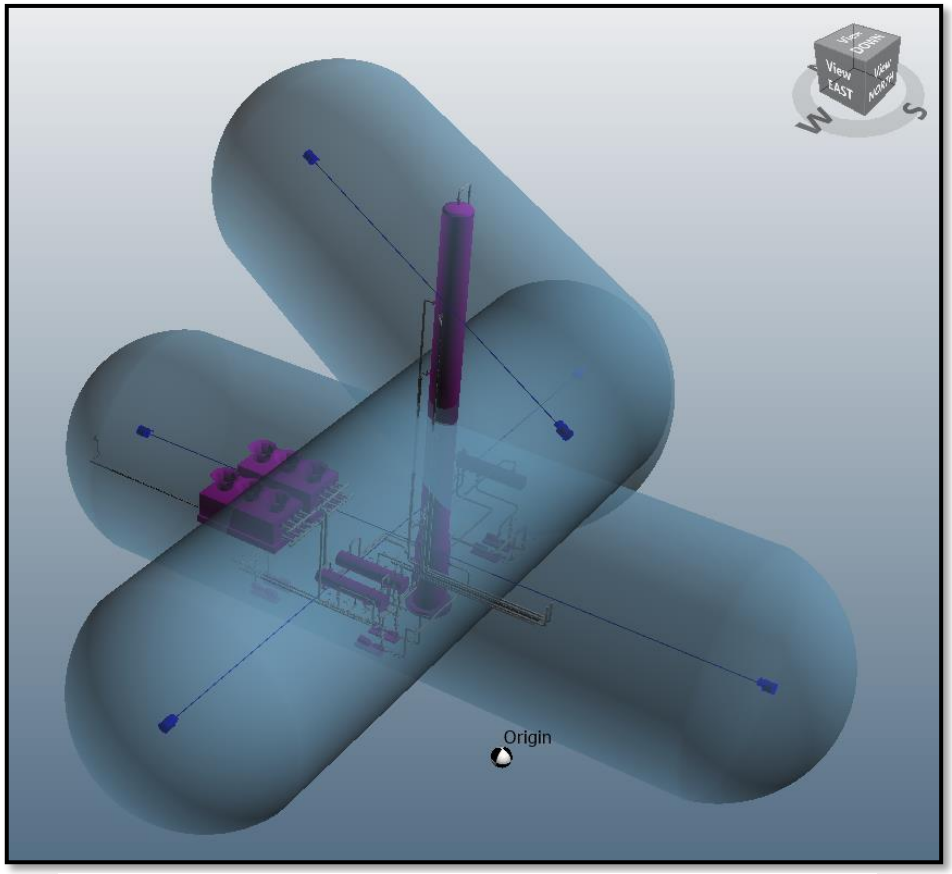


Figure IV.33:champ de vision des détecteurs de gaz linéaire prise 02.

- Les figures IV.31 et IV.32 (Détecteurs de gaz linéaires) : Ces images montrent des "lignes" de détection de gaz autour d'équipements industriels. Elles illustrent La couverture de larges zones et détecter les fuites de gaz qui se propagent, soulignant la surveillance des espaces ouverts entre les équipements.

IV.3.2 Détecteurs de flamme :

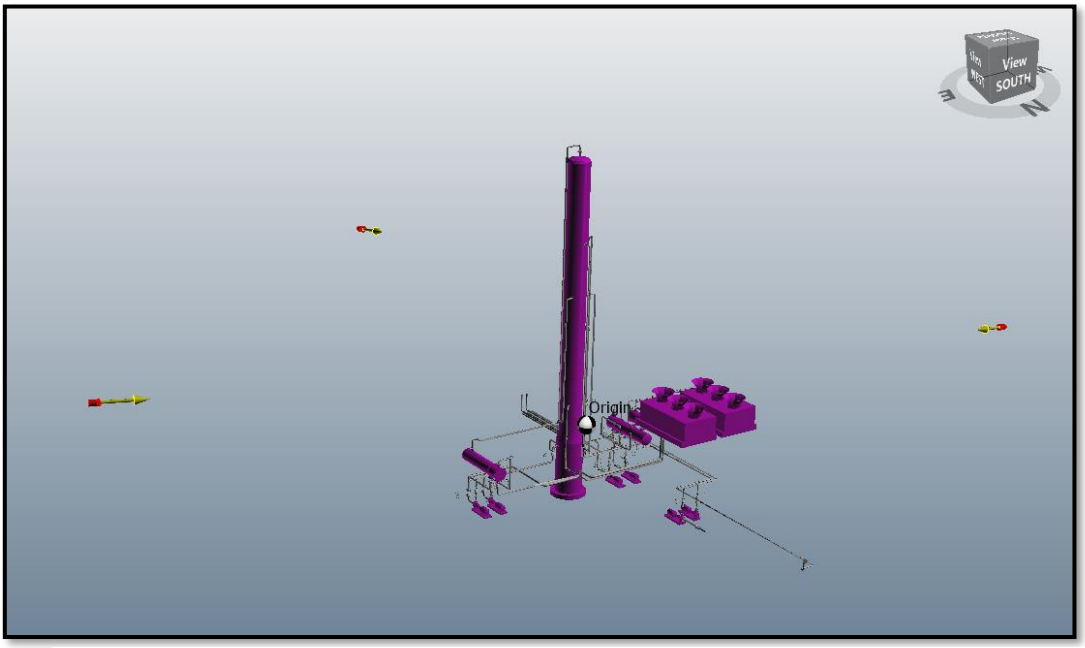


Figure IV.35: L'emplacement idéal des détecteurs de flamme prise 01.

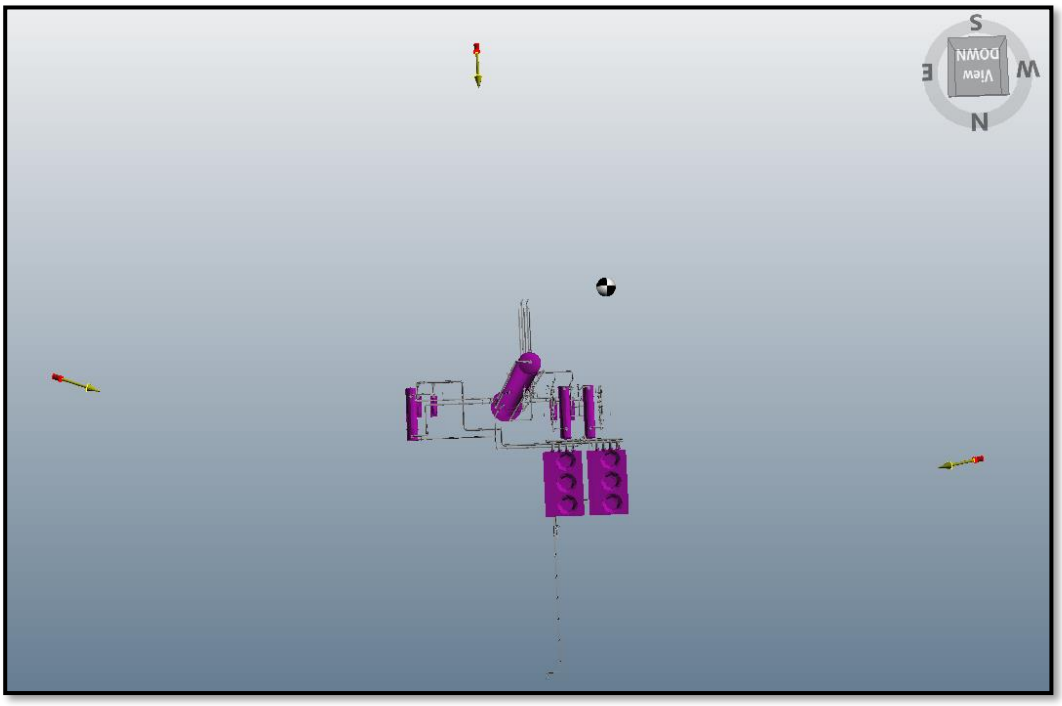


Figure IV.36: L'emplacement idéal des détecteurs de flamme prise 02 (Vue de haut).

- La figure IV.33 et IV.34 (Emplacement des détecteurs de flamme) : Ces vues détaillent où les détecteurs de flamme sont placés sur le site, avec des flèches indiquant leur direction de vision. L'objectif est de s'assurer que toutes les zones à haut risque d'incendie sont surveillées pour une détection précoce.

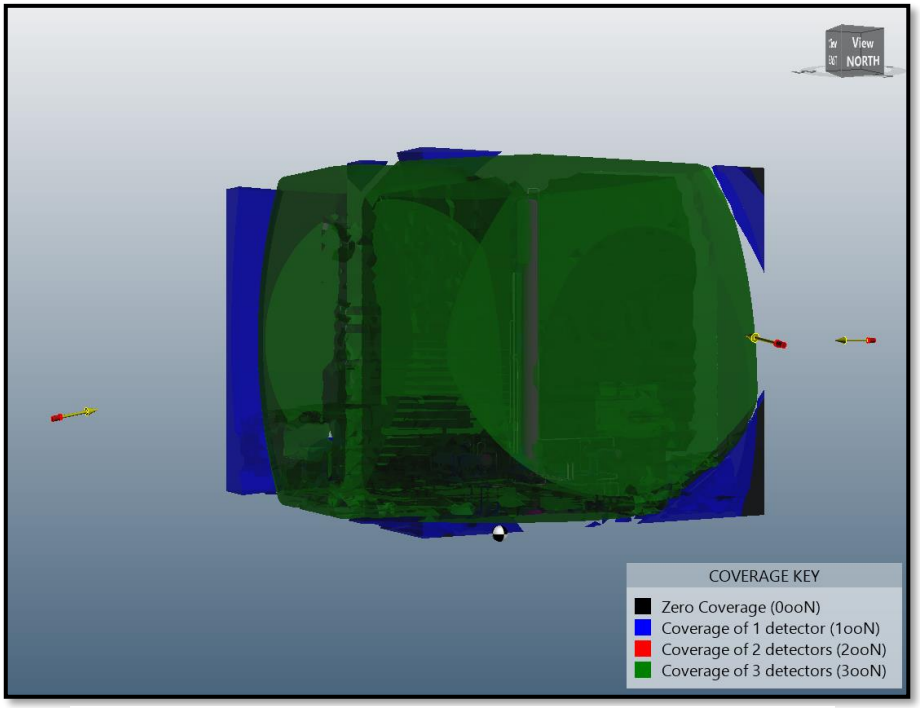


Figure IV.38: La couverture des détecteurs de flamme prise 01.

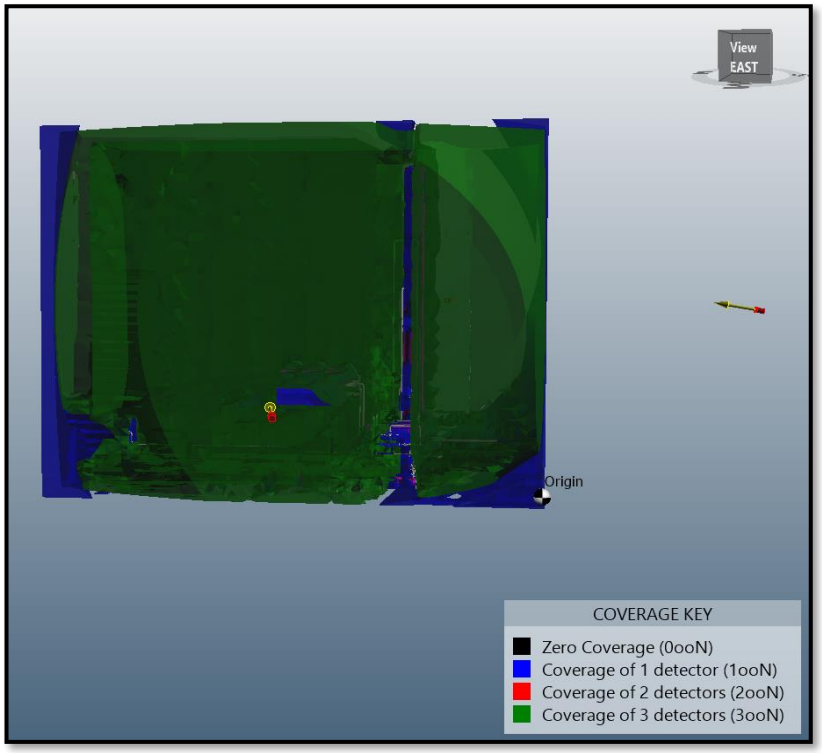


Figure IV.37: La couverture des détecteurs de flamme prise 02.

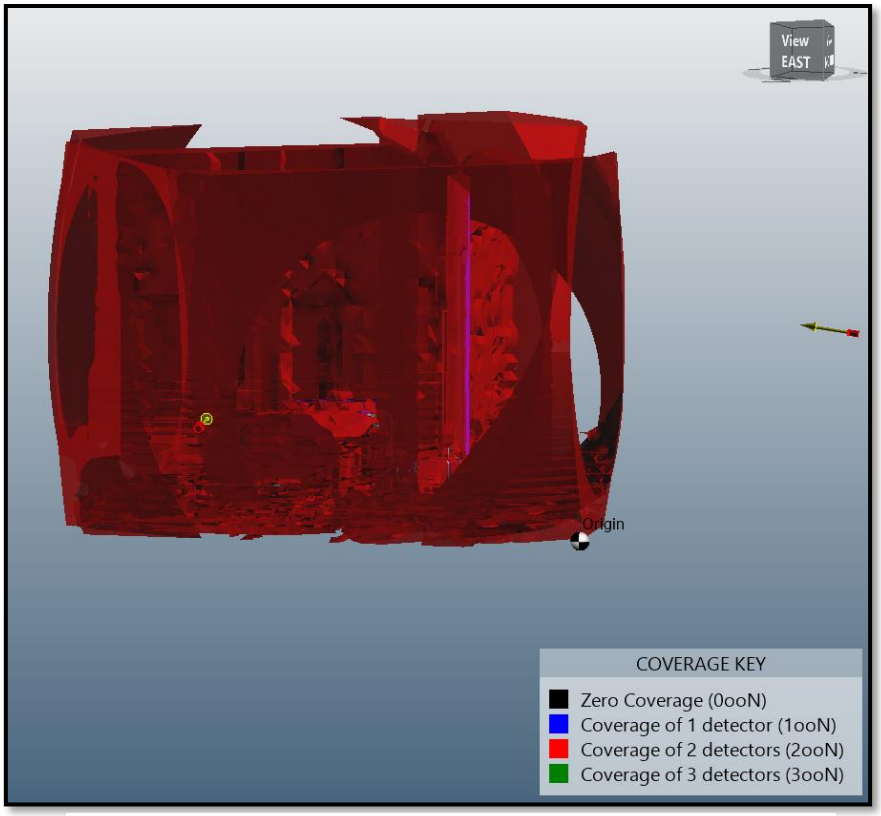


Figure IV.39:La couverture des détecteurs de flamme prise 03.

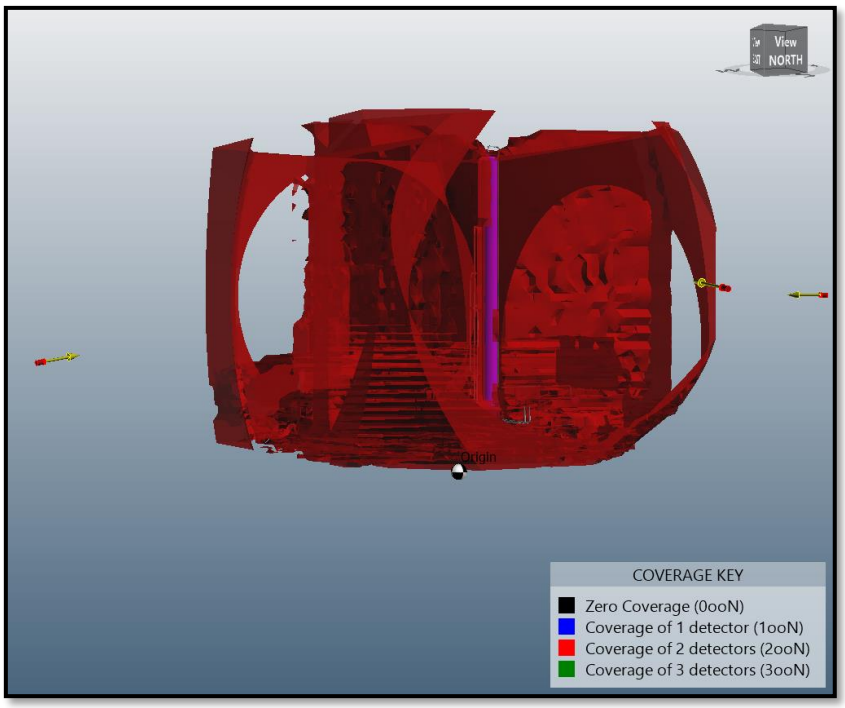


Figure IV.40: La couverture des détecteurs de flamme prise 04.

- Pour assurer cette couverture voici l'emplacement exacte des détecteurs de flammes

Tableau IV.6: Repère de l'emplacement idéal des détecteurs de flamme.

Le détecteur	x (m)	y (m)	z (m)	Azimuth (°)	Déclination (°)
Le premier	-10	6	3	370	-9
Le deuxième	4	-6	5	90	-10
Le troisième	16	3	5	-20	-180

➢ Les figures IV.36, IV.37, IV.38 et IV.39 (Couverture des détecteurs de flamme) : Ces images, grâce à une légende de couleurs (noir pour aucune couverture, bleu pour 1 détecteur, rouge pour 2, vert pour 3), montrent l'efficacité de la couverture des détecteurs de flamme. Une grande partie de l'installation est couverte par au moins deux (rouge) ou trois (vert) détecteurs, garantissant une détection fiable et redondante des incendies, et minimisant les zones non surveillées.

IV.3.3 La couverture des détecteurs :

- Pour les détecteurs de gaz :

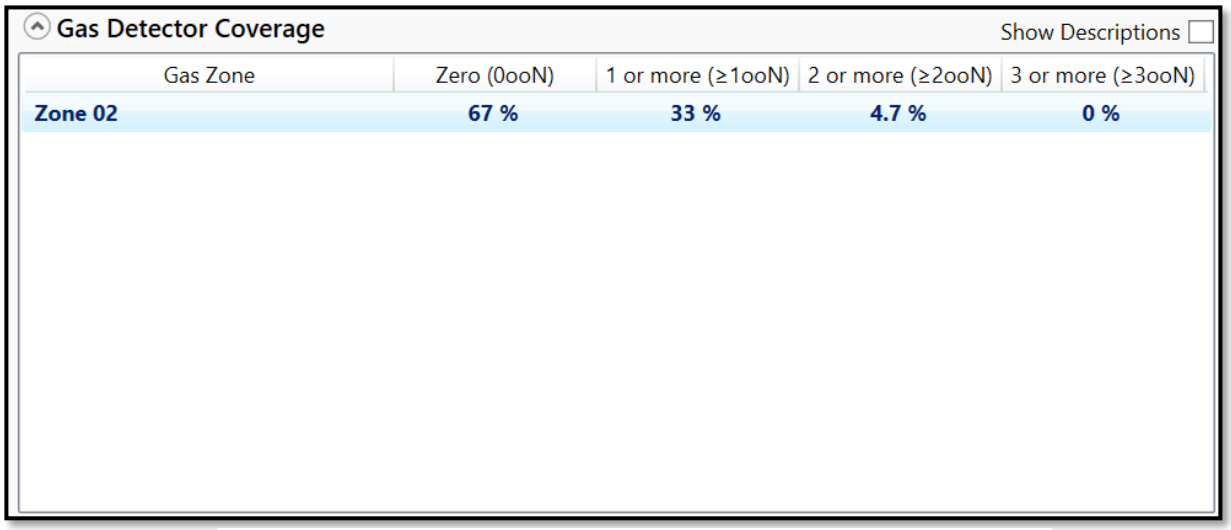


Figure IV.41: Pourcentage de couverture des détecteurs de gaz.

➢ Certes le pourcentage des zones mortes est élevé mais l'objectif est de couvrir toutes les sources notamment les brides et les vannes, comme il a été montré dans le champ de vision des détecteurs de gaz figure III.32 et III.33.

- Pour les détecteurs de flamme :

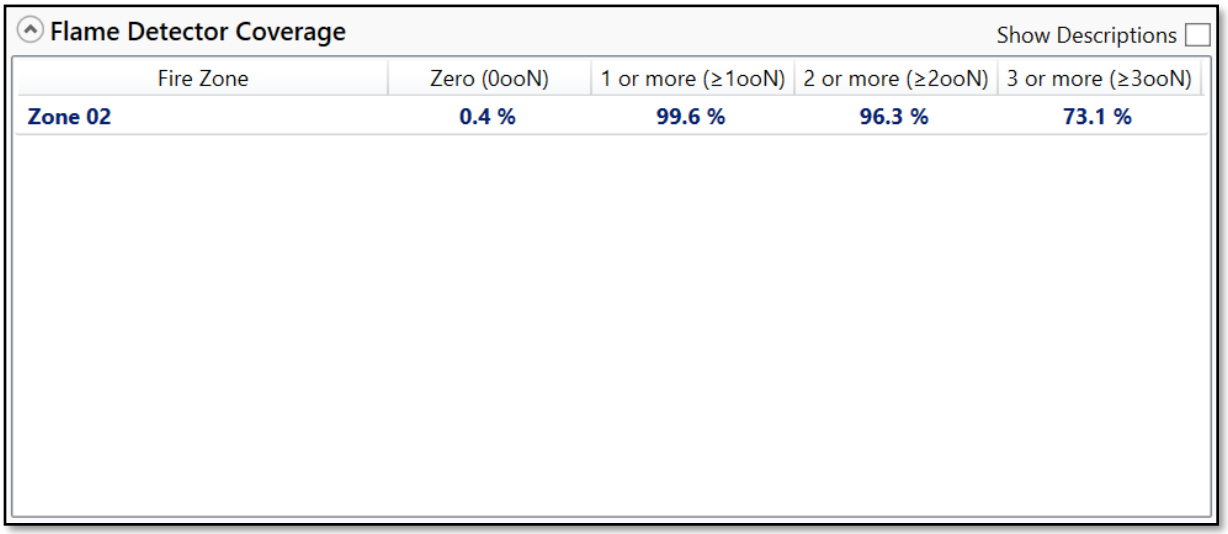


Figure IV.42: Pourcentage de couverture des détecteurs de flamme.

➢ Nous avons assuré une très bonne couverture avec un pourcentage des zones mortes de 0,4% ce qui veut dire que la zone est parfaitement couverte.

IV.4 Conclusion

Ce chapitre a converti l'étude des scénarios en une conception détaillée et une architecture fonctionnelle pour le SIS Sécurité de détection feu et gaz. Nous avons non seulement élaboré une barrière fiable répondant aux exigences spécifiques du complexe GL/2Z, mais nous avons également veillé à ce qu'elle soit adaptable à d'autres industries similaires.

Cette démarche a permis de concrétiser une solution robuste, garantissant une protection optimale et polyvalente pour les opérations, les équipements et le personnel.

CONCLUSION GENERALE

Ce mémoire a exploré la conception et l'optimisation d'un SIS dédié à la détection et à la réponse aux risques d'incendie et de dispersion de gaz dans une unité industrielle critique, en l'occurrence un dépropaniseur du complexe GL/2Z. À travers une approche méthodique combinant théorie et pratique, cette étude a permis de répondre à des enjeux majeurs de sécurité industrielle, tout en respectant les normes internationales telles que l'IEC 61508, l'IEC 61511 et l'ISA-84.

Résultats clés :

- **Analyse des risques :** Les études HAZOP et les graphes de risque ont permis d'identifier des scénarios catastrophiques potentiels (incendies, VCE, fuites de gaz) et de déterminer les niveaux SIL requis pour les SIF. Les résultats ont révélé des besoins de renforcement de sécurité en raison de diversité des niveaux de SIL en SIL1 à SIL3.
- **Modélisation et validation :** Les simulations 3D réalisées avec In:Flux ont permis de visualiser le comportement des scénarios de fuite et d'incendie, confirmant l'efficacité des détecteurs et l'importance d'une implantation stratégique pour minimiser les zones mortes.
- **Conception du SIS :** Un système de détection feu et gaz robuste a été proposé, intégrant des détecteurs de gaz IR linéaires pour une couverture optimale des fuites et des détecteurs de flamme IR3 pour une réponse rapide aux incendies. L'architecture du SIS inclut également une unité logique certifiée (API de sécurité) et des actionneurs fiables pour garantir une réaction efficace en cas de danger.
- **Finalisation de la conception du SIS :** Detect3D nous a donné l'opportunité de choisir l'emplacement idéal des détecteurs et leur couverture.

Contributions :

- **Théorique :** Ce travail a consolidé les bases de la sécurité fonctionnelle en clarifiant les rôles des SIS, des SIF et des SIL, tout en mettant en lumière les méthodes d'analyse des risques (HAZOP, LOPA, graphes de risque).

- **Pratique :** L'application concrète au complexe GL/2Z a démontré comment les principes théoriques peuvent être traduits en solutions techniques adaptées, renforçant ainsi la sécurité des installations industrielles.

L'étude réalisée repose sur des fondations solides en ingénierie de la sécurité, combinant rigueur méthodologique (HAZOP, graphe de risque, détermination des niveaux SIL) et outils avancés de simulation CFD (Dynamique des Fluides Numérique) avec In:Flux, implantation via Detect3D. Elle contribue ainsi à une meilleure sécurisation des installations industrielles, notamment dans les unités à risques comme les dépropaniseurs.

À partir de cette base robuste, plusieurs perspectives d'évolution sont envisageables :

Intégration de l'IA (Intelligence Artificielle) dans la conception des systèmes Feu & Gaz.

Utilisation d'algorithmes de classification (SVM, réseaux de neurones, arbres de décision…) pour recommander les types de détecteurs (gaz ou flamme) à installer en fonction de la nature du risque, du type de substance présente et des caractéristiques physiques de l'environnement.

Amélioration de la pertinence des choix d'implantation des détecteurs grâce à l'analyse de données historiques d'accidents, de fuites ou de détections passées.

Optimisation algorithmique du nombre et de la position des détecteurs :

Mise en œuvre de modèles d'optimisation (par exemple, optimisation combinatoire, programmation linéaire, ou algorithmes génétiques) pour déterminer le nombre minimal de détecteurs assurant une couverture maximale des zones critiques.

Cette approche permettrait de garantir un niveau élevé de sécurité tout en optimisant les coûts d'installation et de maintenance, assurant ainsi un rapport qualité-coût performant.

Vers des systèmes intelligents et adaptatifs :

À plus long terme, le développement de SIS intelligents capables d'adapter dynamiquement leur configuration en fonction des changements de procédés, des niveaux de risque en temps réel ou de nouvelles données d'exploitation

En conclusion, ce mémoire souligne l'importance d'une approche systémique et normée pour la gestion des risques industriels. La conception proposée du SIS de détection feu et gaz offre une solution fiable et conforme aux exigences de sécurité, contribuant ainsi à la protection des personnes, des équipements et de l'environnement. Les enseignements tirés de cette étude pourront servir de référence pour des projets futurs, tout en encourageant une culture de sécurité proactive dans l'industrie.

BIBLIOGRAPHIE

[1] *Norme IEC61508*, 2010.

[2] *Norme IEC61511*, 2017.

[3] *Norme ISA84*, 2004.

[4] F. zohra Mme Labadlia, « Mise en place d'un SIS en vue de la surveillance d'un circuit hydraulique », Badji Mokhtar, Annaba, 2017. [En ligne]. Disponible sur: https://biblio.univ-annaba.dz/ingeniorat/wp-content/uploads/2018/10/Labadlia-Fatma-Zohra.pdf

[5] M. A. Lundteigen, « Assessment of Hardware Safety Integrity Requirements ». juin 2006.

[6] « Tekniksipil.ID ». Consulté le: 21 mai 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://tekniksipil.id/safety-integrity-level-sil/

[7] *Norme ISO31000*.

[8] « Dekra Process Safety (France) ». Consulté le: 4 mai 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://www.dekra-process-safety.fr/

[9] « Gexcon ». Consulté le: 5 avril 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://www.gexcon.com/

[10] « Optimal ». Consulté le: 4 mai 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://www.optial.com/resources/hazid-guide

[11] Mme Benali ouenzar F.Z Mme Mammar A, « Stage pratique », GL2Z Bethioua Oran, mai 2025.

[12] « Safety Culture ». Consulté le: 4 mai 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://safetyculture.com/fr/themes/hazop/

[13] « PrevInfo ». Consulté le: 8 mai 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://www.previnfo.net/sections.php?op=viewarticle&artid=38

[14] Mme N.ouazraoui, « Cours Master2 Barrièrre de sécurité d'université batna2 ». 2020. Consulté le: 4 mai 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://staff.univ-batna2.dz/sites/default/files/ouazraoui_nouara/files/cours_lopa-2020.pdf

[15] « Research Gate ». Consulté le: 25 mai 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://www.researchgate.net/publication/51025146_Modele_du_graphe_de_risque_credibiliste_pour_l'allocation_du_niveau_d'integrite_de_securite

[16] « Techniques d'ingenieur (France) ». Consulté le: 4 mai 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://www.techniques-ingenieur.fr/base-documentaire/environnement-securite-th5/methodes-d-analyse-des-risques-42155210/evolutions-de-la-methode-lopa-se4076/

[17] « The Safety Master ». Consulté le: 12 mai 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://www.thesafetymaster.com/risk-management/lopa-sil/

[18] « INERIS (Institut National de l'Environnement Industriel et des Risques) ». Consulté le: 29 avril 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://www.ineris.fr/fr

[19] « EUR-Lex ». Consulté le: 30 mai 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://eur-lex.europa.eu/homepage.html

[20] « Bati Safe ». Consulté le: 6 mai 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://www.batisafe.fr/blog/le-risque-datmosphere-explosive/

[21] « Cours Simulation feu »,

[22] « ARIA developpement-durable ». Consulté le: 22 mai 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://www.aria.developpement-durable.gouv.fr/

[23] « Novatech ». Consulté le: 18 mai 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://novatech.ca/fr/

[24] *Guide des gaz*, Honeywell. in Honeywell Analytics Les spécialistes en détection de gaz, no. 11808. 2007.

[25] « INERIS-DRA-76 Principes et techniques pour la détection des gaz », Formalisation du savoir et des outils dans le domaine des risques majeurs (DRA-76) INERIS-DRA-08-86244-13727B, janv. 2009.

[26] Mr A.Burtz, « Conférence Sécurité électrique et les mesures associés », Le méridien, 7 mai 2025.

[27] « E2-3 PRÉVENTIONS ET PRÉCAUTIONS CONTRE LES RISQUES D'INCENDIE ET D'EXPLOSION DÉTECTEURS DE GAZ COMBUSTIBLES ». ENSPM Formation Industrie - IFP Training, 10 mai 2005.

[28] « INERIS PKu 46059/entrepôts_détection incendie_v2 ». 19 février 2004.

[29] « HoneyWell ». Consulté le: 28 mai 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://automation.honeywell.com/us/en

[30] « MSA the safety company ». Consulté le: 28 mai 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://us.msasafety.com/

[31] « Spectrex ». Consulté le: 28 mai 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://www.spectrex.net/en-us

[32] « Oricom ». Consulté le: 3 juin 2025. [En ligne]. Disponible sur: https://www.ornicom.com/products/explosion-proof-detectors/triple-ir-ir3-flame-detector-40-40i.html

[33] « Règle d'implimentation des détecteurs feu et gaz ». SONATRACH.

[34] *Norme NFPA 72*, 1996.

[35] K. BENSABEUR, « Rapport de stage pratique au niveau de SONATRACH GN2/Z ». avril 2022.

[36] « Mannuel GL2 ». mars 1979.

[37] « Rapport non technique de SONATRACH GL2Z ».

[38] « Mannuel ». mars 1979.

Annexes

1. Annex A : Exemple d’étalonnage de graphe de risque.

Tableau 7:Exemple d'étalonnage du graphe de risque général.

Paramètre de risque		Classification	Commentaires
Conséquence (C) Nombre d'accidents mortels	CA	Lésion mineure	a) Le système de classification a été établi pour traiter les blessures infligées aux personnes ou les décès.
Ce paramètre peut être calculé en déterminant le nombre de personnes présentes lorsque la zone exposée au danger est occupée et en le multipliant par la vulnérabilité au danger identifié.	CB CC	Plage de 0,01 à 0,1 Plage de > 0,1 à 1,0	b) Pour l'interprétation de CA, CB, CC et CD, il convient de tenir compte des conséquences de l'accident et du rétablissement normal.
La vulnérabilité est déterminée par la nature du danger contre lequel la protection est assurée. Les facteurs suivants peuvent être utilisés: V = 0,01 Faible dégagement de matériau inflammable ou toxique V = 0,1 Important dégagement de matériau inflammable ou toxique V = 0,5 Comme ci-dessus, mais aussi une haute probabilité d'incendie ou matériau très toxique V = 1 Rupture ou explosion	CD	Plage > 1,0	
Occupation (F) Ce paramètre est calculé en déterminant la durée proportionnelle pendant laquelle la zone exposée au danger est occupée pendant une période normale de travail. NOTE 1 Si le temps passé dans la zone dangereuse est différent selon l'équipe d'exploitation, il convient alors de choisir le temps maximal. NOTE 2 L ’ U T I L I S A T I O N du paramètre FA n'est appropriée que s'il peut être démontré que le taux de sollicitation est aléatoire et qu'il n'est pas lié à la période durant laquelle l'occupation pourrait être supérieure à la normale. Ce dernier cas se retrouve habituellement avec des sollicitations qui se produisent au moment du démarrage des équipements ou pendant la recherche d'anomalies.	FA FB	Exposition rare à plus fréquente dans la zone dangereuse. L'occupation est inférieure à 0,1. Exposition fréquente à permanente dans la zone dangereuse	c) Voir le commentaire a) ci-dessus.
Probabilité que l'événement dangereux soit évité (P) en cas de défaillance du système de protection.	PA PB	Adoptée si toutes les conditions de la colonne 4 sont satisfaites Adoptée si une seule des conditions n'est pas satisfaite	d) Il convient de choisir le paramètre PA uniquement si toutes les conditions suivantes sont vraies: – des moyens sont prévus pour signaler la défaillance du SIS à l'opérateur; – des moyens indépendants sont prévus pour arrêter le processus afin de pouvoir éviter le danger ou de permettre l'évacuation de toutes les personnes vers une zone de sécurité; – il s'écoule plus de 1 h ou un temps tout à fait suffisant entre le moment où l'opérateur est averti et le moment où un événement dangereux se produit pour entreprendre les actions nécessaires.

2. Annex B : Exemple d’étalonnage de graphe de risque suite.

Tableau 8:Exemple d'étalonnage du graphe de risque général (Suite).

Paramètre de risque		Classification	Commentaires
Taux de sollicitation (W). Le nombre de fois par an où l'événement dangereux se produirait en l'absence de la SIF à l'étude.	W1	Taux de sollicitation inférieur à 0,1 D par an	e) Le facteur W a pour objet d'estimer la fréquence du danger qui apparaît en l'absence du SIS.
Pour déterminer le taux de sollicitation, toutes les sources de défaillance qui peuvent provoquer un événement dangereux doivent être considérées. Lors de la détermination du taux de sollicitation, une confiance limitée peut être accordée aux performances et à l'intervention du système de commande. Les performances, qui peuvent être revendiquées si le système de commande ne doit pas être conçu et entretenu conformément à l'IEC 61511:-, sont limitées à des valeurs inférieures aux plages de performances associées au SIL1. Le taux de sollicitation (W) est égal au taux de sollicitation relatif à la SIF à l'étude.	W2 W3	Taux de sollicitation entre 0,1 D et D par an Taux de sollicitation entre D et 10 D par an Pour des taux de sollicitation supérieurs à 10 D par an, une intégrité plus élevée doit être exigée.	Si le taux de sollicitation est très élevé, le niveau d'intégrité de sécurité (SIL) doit être déterminé par une autre méthode ou le graphe de risque doit être étalonné une nouvelle fois. Il convient de noter que les méthodes utilisant des graphes de risque peuvent ne pas constituer la meilleure approche dans le cas d'applications fonctionnant en mode continu. Voir 3.2.39.2 de l'IEC 61511-1:2016. f) Il convient de déterminer la valeur du facteur d'étalonnage D afin que le graphe de risque donne un niveau de risque résiduel tolérable, en tenant compte d'autres risques auxquels les personnes exposées sont confrontées et des critères propres à la société. Il convient de déduire les valeurs numériques devant être utilisées par rapport à chaque valeur W dans le tableau par étalonnage du graphe de risque, tel que décrit à l'Article D.3 ou l'Annexe I.
NOTE Il s'agit d'un exemple destiné à présenter l'application des principes pour la conception des graphes de risque. Les graphes de risque relatifs à des applications particulières et à des dangers particuliers peuvent faire l'objet d'un accord entre les parties concernées, en tenant compte du risque tolérable (voir les Articles D.1 à D.6).			