



الجمهورية الديمقراطية الجزائرية الشعبية

République Algérienne Démocratique et Populaire

وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche

Scientifique



Université 20 Août 1955 – SKIKDA

Faculté de Technologie

Département de Pétrochimie

Mémoire

En vue d'obtention du diplôme de master

Filière : Pétrochimie

Spécialité : Automatisation en industries pétrochimiques

THÈME :

Analyse des risques industriels liés au bac de stockage T-205 au champ RKF par la méthodologie HAZOP et LOPA.

Présenté par : REMITA Bouchera
MAOUI Meriem

Encadreur Dr METATLA Hassina
Président Ramdane Nassima
Examinatrice Chelgham Hasina .

Année universitaire 2025/2026

Remerciements

Avant tout, nous remercions « Allah » le tout puissant pour la volonté, la santé et la patience, qu'il nous a donné durant tous nos années d'étude.

Nous exprimons notre profonde gratitude à nos parents pour leurs encouragements, leur soutien et pour les sacrifices qu'ils ont enduré.

Nous désirons également remercier notre encadreur **Dr. Metatla Hassina** pour le suivi continu tout au long de la réalisation de ce mémoire

Nous remercions les membres du jury d'avoir accepté d'examiner notre mémoire

Nous **tenons** à remercier vivement tous le personnel du département pétrochimie pour leur accueil et leur aide tout au long de la réalisation de ce travail.

Nous remercions aussi tous le personnel du groupement rencontrés lors des recherches effectuées et qui ont accepté de répondre à nos questions avec une grande compréhension et générosité.

Enfin, nos derniers remerciements vont à nos familles, nos amis et à tous ceux qui de près ou de loin, ont contribué à la réalisation de ce mémoire.

Dédicaces

A nos chers parents qui ont toujours été là pour nous, et qui nous ont donné un magnifique modèle de labeur et de persévérance...

A notre encadreur Dr. Metatla Hassina qui a crédité de sa confiance cette recherche et pour la somme de ses conseils et de ses recommandations...

A nos chers frères et sœurs...

A nos familles respectives pour leurs aides et soutient permanents...

A nos meilleurs amis...

A tous ceux qui nous aime et tous ceux que nous aimons...

Nous vous dédions ce modeste mémoire.

Résumé

Dans le cadre de ce travail, une analyse de risques a été menée sur le bac de stockage de pétrole brut T-205, considéré comme un équipement critique en raison des conséquences potentiellement graves liées à son exploitation. L'étude s'est appuyée sur les données techniques collectées au préalable ainsi que sur les résultats de l'analyse HAZOP, qui a permis d'identifier les scénarios accidentels les plus critiques nécessitant une évaluation approfondie. L'objectif principal de cette étude était d'évaluer la performance du Système Instrumenté de Sécurité (SIS) associé au bac de stockage et de vérifier l'adéquation des couches de protection indépendantes (IPL) mises en place. Pour ce faire, la méthode LOPA (Layer of Protection Analysis) a été appliquée afin d'estimer le niveau de risque résiduel de chaque scénario et de déterminer le niveau d'intégrité de sécurité requis (SIL) pour les fonctions instrumentées de sécurité concernées.

HAZOP (analyse des risques et de protection)

LOPA (analyse par couches de protection)

SIS (système instrumenté de sécurité)

SIL (niveau d'intégrité de sécurité)

Abstract:

The main objective of this study was to evaluate the performance of the Safety Instrumented System (SIS) associated with the storage tank and to verify the adequacy of the existing Independent Protection Layers (IPLs). To achieve this, the Layer of Protection Analysis (LOPA) method was applied to estimate the residual risk level of each scenario and determine the required Safety Integrity Level (SIL) for the relevant Safety Instrumented Functions (SIFs). As part of this work, a risk analysis was carried out on the T-205 crude oil storage tank, which is considered a critical piece of equipment due to the potentially severe consequences associated with its operation. The study was based on the technical data previously collected, as well as the results of the HAZOP analysis, which enabled the identification of the most critical accident scenarios requiring further assessment.

HAZOP (hazard and operability study)

LOPA (layer of protection analysis)

SIS (safety instrumented system)

SIL (safety integrity level)

المخلص:

في إطار هذا العمل، تم إجراء تحليل للمخاطر على خزان تخزين النفط الخام T-205 ، والذي يُعتبر من المعدات الحرجة نظراً للعواقب المحتملة والخطيرة المرتبطة بتشغيله .وقد استندت هذه الدراسة إلى البيانات التقنية التي تم جمعها مسبقاً، بالإضافة إلى نتائج دراسة HAZOP التي مكّنت من تحديد أكثر سيناريوهات الحوادث خطورة والتي تتطلب تقييماً معمقاً.

المرتبط (SIS) الأجهزة على المعتمد السلامة نظام أداء تقييم في الدراسة لهذه الرئيسي الهدف تمثل ولتحقيق .المعتمدة (IPLS) المستقلة الحماية طبقات وفعالية كفاءة مدى من والتحقق التخزين، بخزان لكل المتبقية المخاطر مستوى تقدير بهدف (LOPA) الحماية طبقات تحليل منهجية تطبيق تم ذلك، ذات (SIFS) بالسلامة الخاصة الآلية للوظائف (SIL) المطلوب السلامة تكامل مستوى وتحديد سيناريو، والممتلكات الأفراد وحماية المنشأة سلامة وتعزيز مقبولة مستويات إلى المخاطر خفض يضمن بما الصلة، والبيئة.

(تحليل المخاطر وقابلية التشغيل) HAZOP

(تحليل طبقات الحماية) LOPA

(نظام السلامة المعتمد على الأجهزة) SIS

(مستوى التكامل السلامة) SIL

Liste des tableaux

Table 1 Données techniques du bac T-205	52
Table 2 Gravité des conséquences sans mesures d'atténuation	62
Table 3 Gravité des conséquences sans mesures d'atténuation (suite).....	65
Table 4 Probabilité d'occurrence.....	66
Table 5 Matrice d'évaluation de risques adoptée par RKF/CEPSA.....	67
Table 6 Tableau du niveau de risque.	68
Table 7 Analyse des risques par HAZOP (Débit).....	71
Table 8 Analyse des risques par HAZOP (Niveau)	74
Table 9 Analyse des risques par HAZOP (Niveau)suite	77
Table 10 Analyse des risques par HAZOP (Température)	78
Table 11 Analyse des risques par HAZOP (Pression)	80
Table 12 Analyse des risques par HAZOP (Pression) suite	81
Table 13 Evaluation des risques développée par LOPA.....	93
Table 14 Evaluation des risques développée par LOPA (suite)	94
Table 15 Evaluation des risques développée par LOPA (suite)	95
Table 16 Evaluation des risques développée par LOPA (suite)	97
Table 17 Evaluation de risque développée par LOPA (suite).....	100

Liste des figures

Figure I-1 Le champ RKF sur le territoire algérien	4
Figure I-2 Les Puits De GRKF	5
Figure I-3 Bac de stockage du pétrole brut	8
Figure I-4 Diagramme 3D du champ RKF	9
Figure I-5 Zones principales du champ RKF	10
Figure I-6 Organigramme du groupement RKF	11
Figure I-7 Schéma des unités de traitement et d'injection.....	15
Figure III-1 Démarche de management des risques [ISO 31000, 2009]	28
Figure III-2 Réduction de risque - concepts généraux.....	31
Figure III-3 Classification des barrières de sécurité	33
Figure III-4 Mur coupe-feu.....	33
Figure III-5 Soupape de sécurité.....	34
Figure III-6 structure d'un SIS [3]	35
Figure III-7fonction instrumentée de sécurité [9] [9] S. Sklet. Safety	37
Figure III-8Cycle de vie de sécurité d'un système.....	37
Figure III-9Normes sectorielles de la (IEC 61508,1998).....	39
Figure III-10Relation générale entre la CEI 61508 et la CEI 61511 [CEI 03].....	40
Figure III-11Relation entre la norme CEI 61511 et la norme CEI 61508 pour le matériel et logiciel[CEI 03/]	41
Figure III-12application de LOPA dans le cycle de vie du procès [CCPS, 2001].....	48
Figure IV-1 Démarche de la CEI 61508 : risque et niveau d'intégrité de sécurité	51
Figure IV-2Bac de stockage du pétrole brut	51
Figure IV 3 P&ID du bac de stockage du pétrole T-205.....	54
Figure IV-4Les sous-systèmes du bac de stockage du brut.....	55

Liste des abréviations et des symboles

RKF	Le champ de Rhourde El Khrouf
E/E/EP	Equipement électrique, électronique et électronique programmable
SIS	Système Instrumenté de Sécurité
BTS	Barrière Technique de Sécurité
IEC	Commission Electrotechnique Internationale
SLC	Cycle de vie de sécurité
SIF	Fonction Instrumentée de Sécurité
SIL	Safety integrity level
LOPA	Analyse des couches de protection
HAZOP	Analyse de risques et de sécurité de fonctionnement
ADD	Arbre de défaillance
SRS	système relatif à la sécurité
CPF	Central Processing Facility
MEL	Mitigated Event Likelihood
TMEL	Target Mitigated Event Likelihood
PFD	Probabilité de défaillance à la demande
RRF	Risk Reduction Factor
IPL	Couche de protection indépendante

Table des matières

Remerciements

Dédicaces

Résumé

Liste des tableaux

Liste des figures

Liste des abréviations et des symboles

INTRODUCTION GENERALE 1

Chapitre I : Présentation de la zone RKF

Introduction 3

I.Présentation du champ RKF 3

I.1. LOCALISATION 3

I.2. HISTORIQUE 4

I.3. FICHE TECHNIQUE DU SITE 4

I.4. LES INFRASTRUCTURES MAJEURES 5

I.4.1. Puits du champ RKF 5

I.4.2. CPF 6

I.4.3. Constructions..... 9

I.5. ORGANISATION DE LA STRUCTURE SOCIALE 10

I.6. DESCRIPTION DES TRAITEMENTS 11

I.6.1. Description générale..... 11

I.6.2. Procédés 12

Conclusion..... 16

Chapitre II : Généralités sur les hydrocarbures et les risques liés au stockage du pétrole brut

INTRODUCTION ; 18

II.1. Généralités sur les hydrocarbures..... 18

II.1.1. DEFINITION DES HYDROCARBURES..... 18

II.1.2. CLASSES DES HYDROCARBURES ET LEURS CONDITIONS DE STOCKAGE 18

II.2. Le pétrole brut 19

II.2.1. DEFINITION DU PETROLE BRUT..... 19

II.2.2. UTILISATION DU PETROLE BRUT..... 19

II.2.3. STOCKAGE DU PETROLE BRUT..... 20

II.2.4. TYPES DE STOCKAGE DU PETROLE BRUT..... 20

II.2.4.1. Réservoirs cylindriques verticaux..... 20

II.2.4.2. Réservoirs à toit fixe	21
II.2.4.3. Réservoirs à toit flottant.....	21
<i>II.3. Les potentiels de dangers liés au stockage du pétrole brut</i>	<i>21</i>
<i>II.3.1. Les incendie</i>	<i>22</i>
II.3.1.1.DEFINITION	22
II.3.1.2.LE TRIANGLE DU FEU.....	22
<i>II.3.2. L'explosion.....</i>	<i>22</i>
<i>II.3.3. Le feu de nappe</i>	<i>22</i>
<i>II.3.4. Le feu de bac</i>	<i>23</i>
<i>II.3.5. Le boil-over.....</i>	<i>23</i>
<i>II.3.6. Pollution et impacts environnementaux.....</i>	<i>24</i>
<i>II.3.7. Les risques toxiques</i>	<i>24</i>
<i>II.3.8. Débordement des réservoirs</i>	<i>24</i>
<i>II.3.9. L'implosion (Collapse)</i>	<i>25</i>
II.3.9.1.DEFINITION	25
II.3.9.2.CAUSES DE L'IMPLOSION	25
II.3.9.3.CONSEQUENCES DE L'IMPLOSION.....	25
II.3.9.4.MOYENS DE PREVENTION	25
<i>Conclusion.....</i>	<i>26</i>
Chapitre III : Gestion des risques industriels : systèmes instrumentés de sécurité (SIS) et la méthode LOPA	
<i>Introduction</i>	<i>27</i>
<i>III.1. Démarche de La gestion des risques</i>	<i>27</i>
III.1.1. LA GESTION DES RISQUES :	27
III.1.1.1. Identification de dangers et analyse des risques :	28
III.1.1.2. Évaluation et hiérarchisation des risques :	29
III.1.1.3. Maîtrise des risques :	29
III.1.1.4 .Suivi et contrôle des risques :	29
III.1.1.5. Capitalisation et documentation des risques :	30
<i>III.1.2. Réduction de risque nécessaire :</i>	<i>30</i>
III.1.3. NIVEAUX DE REDUCTION DES RISQUES.....	31
<i>III.2. Barrière de sécurité.....</i>	<i>32</i>
III.2.1. DEFINITION D'UNE BARRIERE DE SECURITE	32
III.2.2. MODE DE FONCTIONNEMENT DE LA BARRIERE	32
III.2.3 CLASSIFICATION DES BARRIERES DE SECURITE.....	32

III.2.3.1. Barrières techniques de sécurité (BTS)	33
<i>III.4. Systèmes instrumenté de sécurité sis</i>	34
III.4.1. DEFINITION.....	34
III.4.2. CONSTITUIONS SYSTEMES INSTRUMENTES DE SECURITE SIS	35
III.4.3. Propriétés d'un système.....	36
III .4.4. FONCTION INSTRUMENTEE DE SECURITE	36
III.4.5. Cycle de vie de sécurité d'un système.....	37
III.4.6. Norme relatives au système instrumenté de sécurité.....	38
III.4.6.1. Norme CEI 61508	38
III.4.6.2. NORME CEI 61511	39
<i>III.5.Intégrité de sécurité</i>	42
III.5.1. EVALUATION DU NIVEAU D'INTEGRITE DE SECURITE « SIL »	42
III.5.1.1. Méthodes qualitatives	43
III.5.1.2. Méthodes semi-quantitatives	43
III.5.1.3. Méthodes quantitatives	43
✓ <i>Méthodes d'analyse des risques utilisés pour l'évaluation d'un SIS</i>	44
<i>III.6. La méthode LOPA (Layer of Protection Analysis)</i>	44
III.6.1.PRINCIPE DE LA METHODE.....	45
III.6.2. ÉTAPES DE LA METHODE L'OPA :.....	45
III.6.3. PROCESSUS GENERAL DE LA METHODE :.....	46
III.6.4. OBJECTIF DE LOPA :	47
III.6.5. APPLICATION DE LA METHODE	48
III.6.6. LES AVANTAGES, LIMITES DE LA METHODE LOPA	49
conclusion.....	49

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

INTRODUCTION	.50
IV.1.LA DEMARCHE D'EVALUATION DES SYSTEMES INSTRUMENTES DE SECURITE SELON LA NORME CEI 61508.....	50
IV.2. EVALUATION DE LA PERFORMANCE DES SIS DU BAC DE STOCKAGE DU PETROLE BRUT T-205	51
IV.2.1.Présentation du système étudié.....	51

IV.2 .1.1.Description du bac T-205.....	51
IV.2.1.2Circulation des fluides	52
IV.2.1.3Décomposition structurelle et fonctionnelle du bac T-205	55
IV.3.Analyse des risques et identification des évènements dangereux.....	60
CONCLUSION.....	82

Chapitre V : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

INTRODUCTION.....	83
V.1.METHODOLOGIE DU LOPA.....	83
V.2.PROCESSUS DU LOPA	85
Étape (a).....	86
Étape (b)	86
Étape (c).....	86
Étape (d)	86
Étape (e).....	87
Étape (f).....	87
Étape (g)	87
Étape (h)	87
Étape (i)	89
V.3.SELECTION DE SCENARIOS DU LOPA	89
V.3.1. Présence du personnel (Occupancy).....	90
V.3.2. Probabilité d'inflammation (Probabilité d'ignition).....	91
V.3.3. Indépendance de l'opérateur.....	91
V.3.4. Indépendance des instruments et des boucles de contrôle.....	91
V.3.5. Systèmes de protection incendie.....	91
V.4. Méthode de calcul.....	101
V.4. 1. Explication des colonnes.....	101
V.4.2. Calcul de la première ligne.....	102
V.4.3.CALCUL DU MEL	102
V.4.4. Calcul du LOPA Ratio	102
V.4.5. Interprétation du résultat.....	103
V.4.6. Deuxième ligne.....	103
V.4.7. Comparaison avec le TMEL	103
V.4.8. Explication du RRF.....	104

V.5. Arbre d'évènement	105
<i>Conclusions</i>	108
conclusion <i>générale</i>	111
<i>bibliographie</i>	

Introduction

INTRODUCTION GENERALE

Avec l'évolution rapide des technologies industrielles et l'automatisation croissante des systèmes de production, les installations industrielles deviennent de plus en plus complexes. Ces systèmes intègrent aujourd'hui des équipements sophistiqués, des procédés automatisés et des interactions homme-machine avancées. Bien que ces progrès contribuent à améliorer la productivité, la qualité et la performance des installations, ils introduisent également de nouveaux risques susceptibles d'affecter la sécurité des personnes, des équipements et de l'environnement. Dans ce contexte, la sécurité industrielle occupe une place centrale dans la gestion et l'exploitation des systèmes industriels modernes.

La sécurité industrielle regroupe l'ensemble des mesures, des méthodes et des pratiques mises en œuvre pour prévenir les accidents, limiter les incidents et réduire les conséquences potentielles des défaillances techniques ou humaines. Elle vise principalement à protéger les travailleurs, à préserver l'intégrité des installations et à éviter les impacts environnementaux liés aux activités industrielles. Les catastrophes industrielles survenues dans le monde au cours des dernières décennies ont démontré que l'absence ou l'insuffisance de mesures de sécurité peut entraîner des conséquences graves, tant sur le plan humain qu'économique et environnemental. Par conséquent, la maîtrise des risques industriels est devenue une priorité pour les entreprises, les ingénieurs et les organismes de réglementation.

Dans cette optique, l'analyse et la gestion des risques constituent des éléments fondamentaux de la sécurité industrielle. Plusieurs approches et méthodes ont été développées afin d'identifier les dangers potentiels, d'évaluer leur probabilité d'occurrence et d'estimer la gravité de leurs conséquences. Ces démarches permettent de mettre en place des mesures de prévention et de protection adaptées, contribuant ainsi à améliorer la fiabilité et la sûreté des systèmes industriels.

Cependant, avec l'intégration croissante des systèmes automatisés, des capteurs intelligents et des systèmes de contrôle programmables, la sécurité industrielle ne se limite plus uniquement à des dispositifs de protection physiques ou à des procédures organisationnelles. Elle englobe désormais des aspects plus spécifiques liés au fonctionnement des systèmes automatisés et à leur capacité à réagir correctement face aux situations dangereuses. C'est dans ce cadre qu'intervient la sécurité fonctionnelle.

La sécurité fonctionnelle représente une composante essentielle de la sécurité industrielle moderne. Elle concerne la capacité des systèmes de contrôle et de protection à assurer des fonctions de sécurité spécifiques lorsque des conditions dangereuses sont détectées. Autrement dit, elle garantit que les systèmes automatisés réagissent de manière fiable et prévisible afin de prévenir ou de limiter les accidents. Cette approche repose sur des normes internationales, des méthodes d'analyse de risques et des architectures de systèmes conçues pour atteindre des niveaux de sécurité déterminés.

Ainsi, la sécurité fonctionnelle constitue aujourd'hui un domaine clé dans la conception et l'exploitation des systèmes industriels automatisés, notamment dans des secteurs sensibles tels que l'industrie pétrolière et gazière, la chimie, la production d'énergie ou encore les transports. Elle s'appuie sur des normes reconnues, telles que la norme internationale **IEC 61508**, qui définit les principes généraux permettant d'assurer la fiabilité des systèmes de sécurité.

Dans ce contexte, ce mémoire s'inscrit dans une démarche visant à analyser et comprendre les principes fondamentaux de la sécurité industrielle, tout en mettant en évidence le rôle crucial de la sécurité fonctionnelle dans la maîtrise des risques liés aux systèmes automatisés. L'objectif est de présenter les concepts, les méthodes et les outils permettant d'améliorer la sécurité des installations industrielles et de garantir un fonctionnement fiable et sécurisé des systèmes de contrôle et de protection.

Dans le premier chapitre, nous avons présenté la zone où on fait le stage et nous familiarisé aux installations industrielles. Dans le deuxième chapitre, nous avons identifié les risques liés au stockage du pétrole brut. Pour le troisième chapitre, nous avons donné une vue d'ensemble sur les systèmes instrumentés de sécurité et abordé les méthodes d'analyse des risques. Dans le quatrième chapitre, nous avons analysé les différents risques susceptibles d'affecter le bac de stockage ainsi que son environnement immédiat. Nous avons ensuite, dans le cinquième chapitre, quantifié ces risques à l'aide de la méthode LOPA et déterminé les couches de protection indépendantes (IPL) ainsi que le niveau d'intégrité de sécurité (SIL) requis pour maîtriser les scénarios identifiés.

Chapitre I : Présentation de la zone RKF

Introduction

Dans le cadre de notre formation académique dispensée à l'université 20 aout 1955 de Skikda et en vue de l'obtention du diplôme de master en automatisation et control industriel, nous avons effectué un stage pratique au sein du groupement RKF SONATRACH-CEPSA, du 18 au 30 janvier 2026.

Ce stage a pour objectif de permettre l'application pratique des connaissances théoriques acquises durant la formation notamment l'analyse des modes de défaillance et d'acquérir une expérience terrain sur la maîtrise des risques liés aux systèmes automatisés.

Le Groupement met un accent particulier sur les aspects HSE (Hygiène, Sécurité, Environnement). Des procédures rigoureuses de prévention, de protection de l'environnement et de gestion des risques industriels sont appliquées afin de garantir la sécurité des travailleurs et la fiabilité des opérations. Grâce à ces moyens techniques et organisationnels, le CPF RKF constitue un environnement privilégié pour l'apprentissage pratique des stagiaires, leur permettant de découvrir les procédés de production et de traitement des hydrocarbures, ainsi que la culture de sécurité industrielle propre au secteur pétrolier et gazier.

Le Groupement RKF applique une politique stricte en matière de sécurité, d'hygiène et de protection de l'environnement. Des procédures de prévention des risques industriels, de gestion des situations d'urgence et de réduction de l'impact environnemental sont mises en œuvre quotidiennement. L'objectif est d'assurer à la fois la sécurité du personnel, la protection des installations et la continuité des opérations.

I. Présentation du champ RKF

I.1. Localisation

Le champ de Rhourde El Khrouf (RKF) est exploité par le Groupement SONATRACH – CEPSA. Il est situé dans le bassin de Berkine, au niveau de l'Erg Oriental, à environ 400 km à l'est de Hassi Messaoud, 100 km à l'ouest de la frontière tunisienne et à près de 1 200 km au sud-est d'Alger. Le périmètre du champ couvre une superficie totale d'environ 35 714,2 hectares.

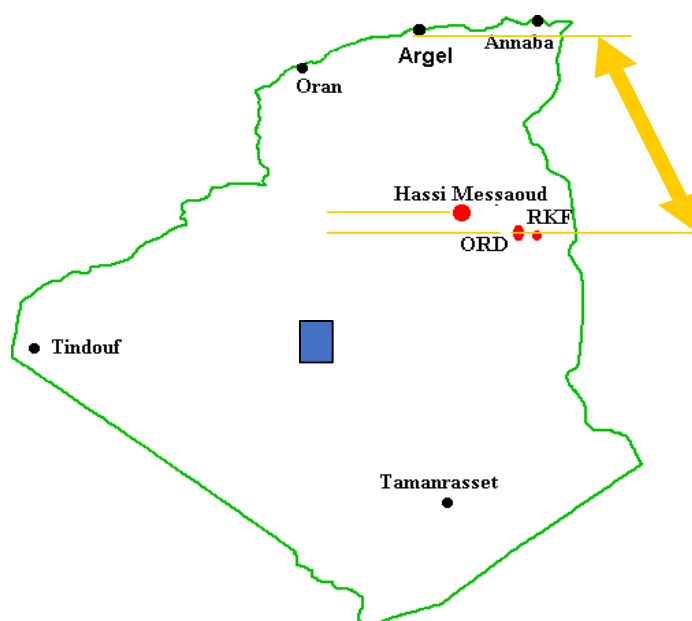


Figure I-1 Le champ RKF sur le territoire algérien

I.2. Historique

Le champ RKF est exploité par le Groupement SONATRACH – CEP SA. Il a été découvert en septembre 1992, à l'intérieur du périmètre contractuel de Rhourde Yacoub, suite au forage du puits RKF-1. La mise en production industrielle a débuté le 31 mai 1996.

L'activité principale du groupement consiste en la production et le traitement du pétrole brut, avec des installations de surface permettant la séparation, la compression du gaz, le stockage et l'expédition du brut, conformément aux normes industrielles et HSE en vigueur.

I.3. Fiche technique du site

- Superficie totale : 357 km².
- Nature de l'activité : Production de pétrole brut.
- Production moyenne : 8 500 barils/jour.
- Produits traités : Pétrole brut et gaz.
- Produits stockés :
 - Pétrole brut : 125 000 barils.
 - Eau traitée (osmose inverse) : 10 000 barils.
 - Eau brute (anti-incendie) : 22 000 barils.
- Gasoil : 500 bbls.
- Conditions de stockage : Bacs à toit fixe.

- Approvisionnement en Electricité : Connexion à la sous-station OURHOUD de 220/30kV.

I.4. Les infrastructures majeures

Le champ comprend les puits, le Central Processing Facility (CPF), ainsi qu'une base de vie destinée à l'hébergement et au soutien logistique du personnel.

I.4.1. Puits du champ RKF

- ❖ *Nombre total des puits forés à RKF est 34 Puits dont :*
 - 16 Puits producteurs d'huile
 - 10 Puits injecteurs de Gaz
 - 3 Puits injecteur WAG (Water Alternatif Gaz)
 - 3 puits abandonnés
 - 1 Puits abandonné temporairement
 - 1 Puits Producteurs d'eau
- ❖ *Profondeur moyenne des puits forés : 3300m*
- ❖ *Mode d'exploitation des puits : Puits éruptifs*
- ❖ *Pression moyenne des têtes des puits producteurs : 100 Bars*
- ❖ *Pression moyenne des puits injecteurs de Gaz : 320 Bars*

*

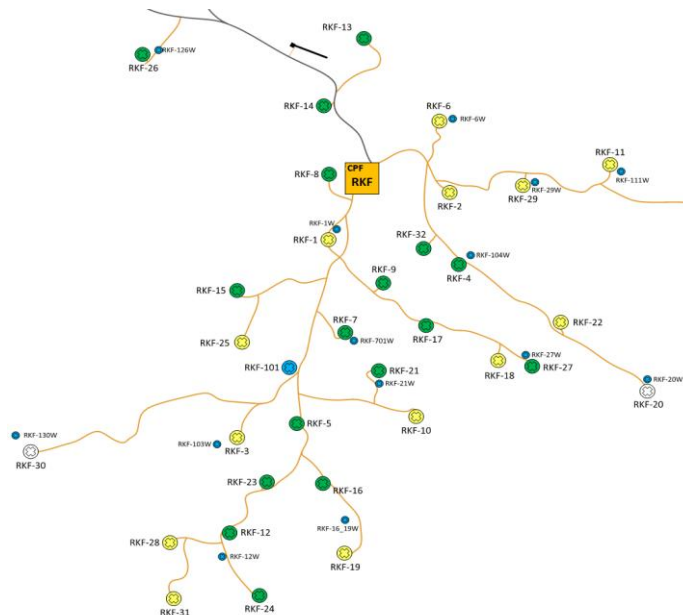


Figure I-2 Les Puits De GRKF

I.4.2. CPF

L'activité principale du site est la production de pétrole, incluant le traitement de l'huile brute au niveau du CPF qui comprend deux trains de séparations d'une capacité unitaire de 14000 BOPD composant l'unité de traitement de brut. (Il faut parler du train de réinjection de gaz).

I.4.2.1. Unités de séparation triphasique

Le CPF comprend deux trains de séparation triphasique d'une capacité unitaire de 14000 BOPD, chacun est constitué de quatre séparateurs fonctionnant à différents niveaux de pression :

Phase 00

- V-101 : Haute pression (HP)
- V-103 : Moyenne pression (MP)
- V-104 : Basse pression (LP) – traitement thermique
- V-105 : Pression atmosphérique

Phase 01

- V-106 : Haute pression (HP)
- V-107 : Moyenne pression (MP)
- V-108 : Basse pression (LP) – traitement thermique
- V-109 : Pression atmosphérique

Un séparateur de test V-102 permet le suivi individuel de la production des puits.

Les ballons V-110, V-111 et V-112 assurent la gestion des flux associés.

Deux réchauffeurs d'huile (H-103 et H-107) sont installés, chacun étant associé à son échangeur de chaleur correspondant (E-103 et E-107).

I.4.2.2. Unités de compression et de réinjection du gaz

Le gaz issu de la séparation est comprimé à l'aide de deux types de compresseurs :

Compresseurs à gaz de combustion

- 5 compresseurs X-101 A/B/C/D/E compriment le gaz en 4 étages :

Dans le 1^{er} étage la pression du gaz provenant du séparateurs V-104 et V-108 est comprimée de 40 PSI à 200 PSI.

Dans le 2^e étage (gaz en prévenance du V-103 / V-107), le gaz est comprimé de 200 PSI – à 650 PSI.

Dans le 3^e étage (gaz provenant du V-101 / V-106), 650 PSI – 1700 PSI.

Dans le 4^e étage (gaz sorti du 3^e étage avec une pression de 1700 PSI) comprimé afin d'atteindre 5100 PSI (pression d'injection)

Capacité unitaire : ~12 MMSCFD.

Compresseurs électriques

- X-111 (basse compression – hors service).
- X-112 (haute compression).
 - le 1^{er} étage gaz du V-101 / V-106, 620 PSI - 1220 PSI.
 - le 2^e étage gaz, 1220 PSI – 2200 PSI.
 - le 3^e étage, 2200 PSI – 5100 PSI.
- Capacité totale : ~20 MMSCFD.

I.4.2.3. Système de torchage

Le site est équipé de trois torchères, chacune reliée à un ballon de récupération.

F-350 pour les gaz HP

F-356 pour les gaz MP

F-357 pour les bacs

I.4.2.4. Unités Fuel Gas

Deux unités assurent le traitement du gaz humide provenant de l'aspiration du 4^e étage de la compression afin d'alimenter les équipements du CPF en gaz combustible :

- **Phase 0** : capacité 0,355 MMBTU/h.
- **Phase 1** : capacité 0,710 MMBTU/h.

I.4.2.5. Réseau anti-incendie

Le site dispose de plusieurs systèmes de protection incendie :

- Système déluge.
- Système mousse.
- Système CO₂ .
- Systèmes de détection (fumée, gaz, flamme, chaleur).

L'ensemble est géré par le système Fire & Gas.

I.4.2.6 Bacs de stockage d'huile

Trois bacs de stockage assurent une capacité totale de **125 000 barils**.

Bac	Capacité (bbls)	Matériau
T-205	50 000	ASTM A-283 Gr-C
T-206	50 000	ASTM A-283 Gr-C
T-207	25 000	ASTM A-283 Gr-C



Figure I-3 Bac de stockage du pétrole brut

I.4.2.7. Pompes et ligne d'expédition

- Trois pompes principales d'expédition d'une capacité : **2 750 bbl/h par pompe**
- Ligne d'expédition : 20'' (20 km) de RKF à PK92 associée à une ligne 12'' (21.5 km) de PK92 à CSTH.

I.4.2.8. Unité de traitement d'eau

Deux unités d'osmose inverse assurent l'alimentation de la base de vie en eau traitée :

- X-353 : 1,5 m³/h.
- X-354 : 3,3 m³/h.

I.4.2.9. Unité de production d'air

Pour que les instruments du CPF fonctionnent, il leur faut de l'air, des compresseurs sont prévus à cet effet : C-301, C-319, C321. Avant d'aller vers les instruments l'air à besoin d'être sécher, l'opération se fait via les sécheurs : X-301/319/321, ensuite l'air est stocké dans 2 ballons : V-X-301 et V-X-219. Prêt à être utilisé

I.4.2.10. Sous station électrique

4 générateurs assurent l'auto alimentation de GRKF en électricité :

X-302/314 : générateurs à gaz. Pourvus de ventilateurs pour refroidir l'eau

X-303/315 : générateurs diesel.

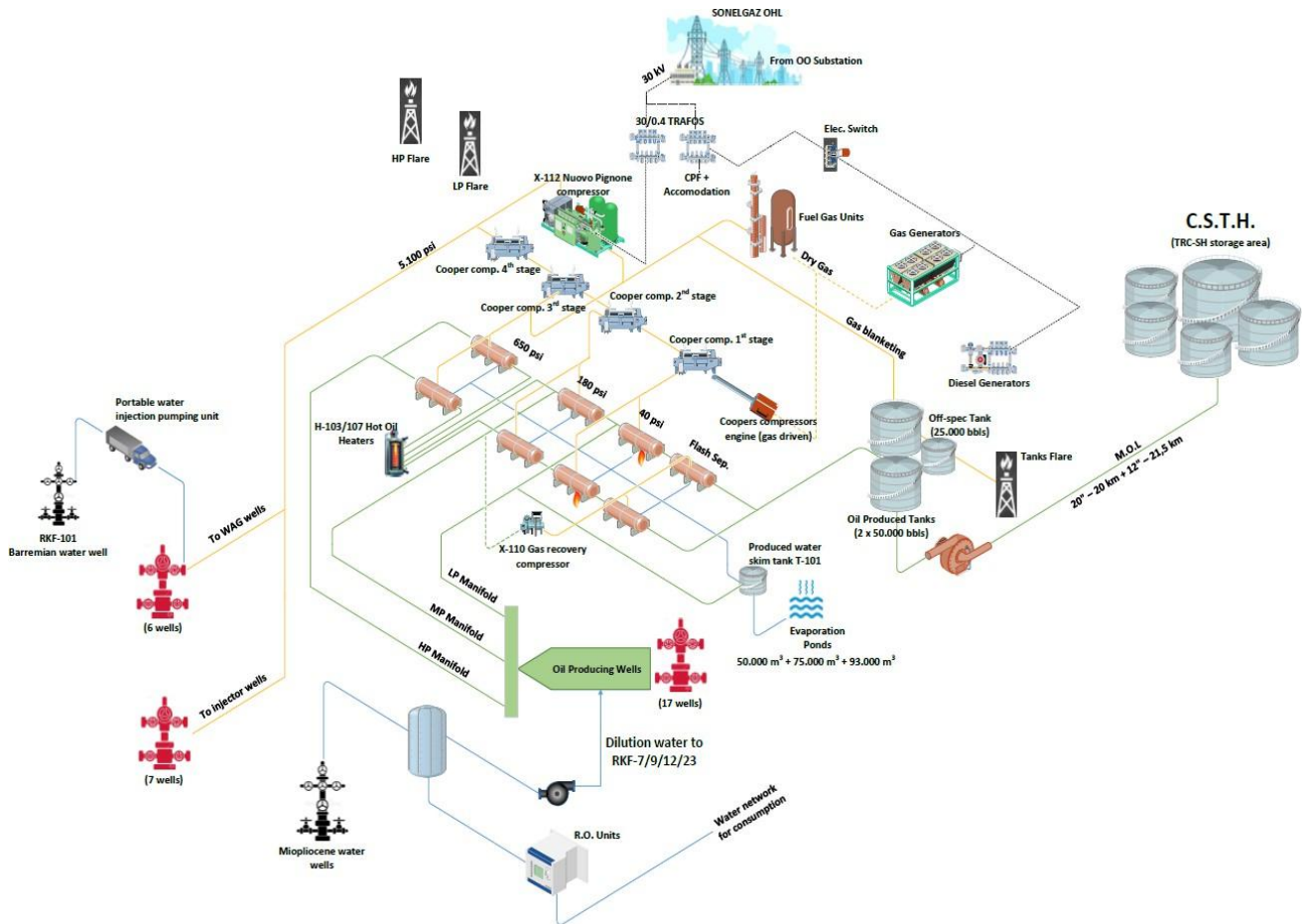


Figure I-4 Diagramme 3D du champ RKF

I.4.3. Constructions

- Bâtiments administratifs.
- Atelier.
- Magasin.
- Infirmerie.
- Installations sportives et de loisirs.
- Bassin d'évaporation.
- Base de vie.

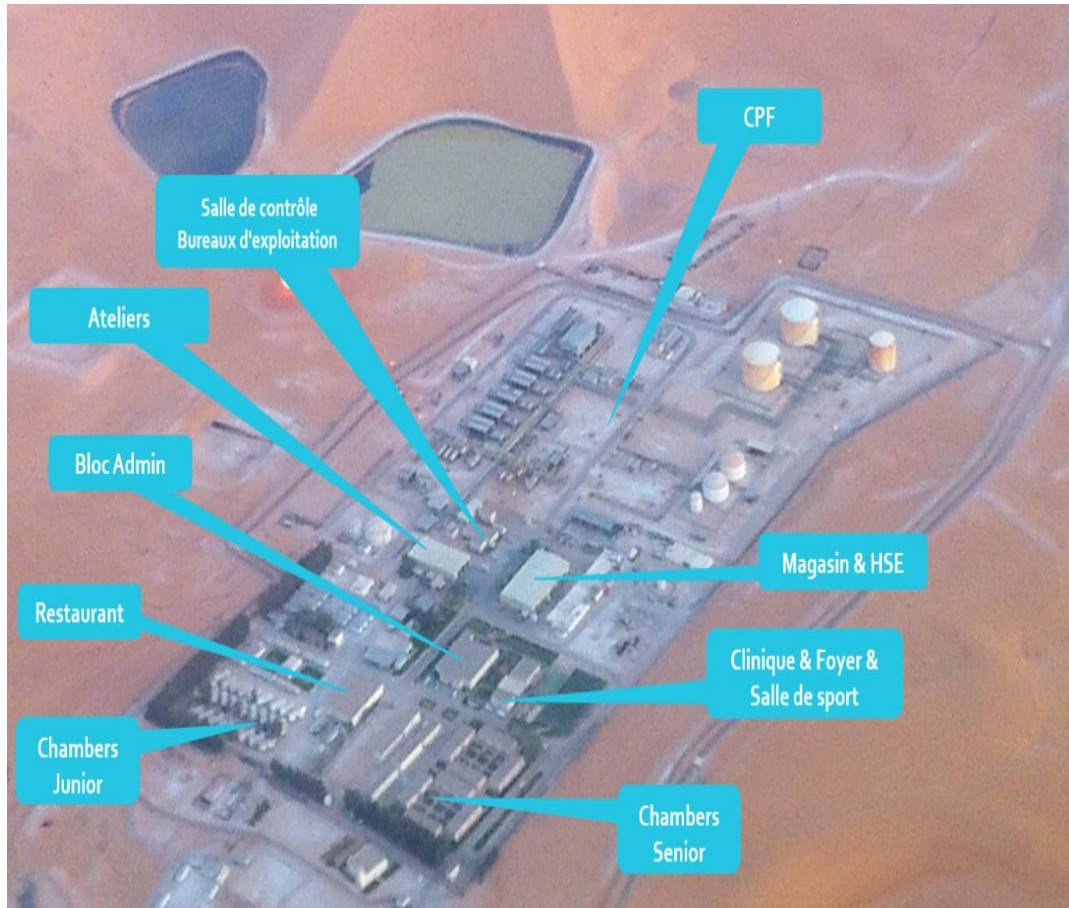


Figure I-5 Zones principales du champ RKF

I.5. Organisation de la structure sociale

La structure RKF regroupe 314 employés (on compte 268 employés recrutés par SONATRACH et le reste sont du côté CEPESA), qui sont divisés en différents départements, tous sous la direction des deux Co – administrateur.

En plus de la direction, les activités du groupement sont organisées en plusieurs départements :

- Département Moyens Généraux : assure la gestion des moyens matériels et logistiques.
- Département Informatique & Télécommunications : gère les systèmes informatiques et réseaux de communication.
- Département HSE (Hygiène, Sécurité et Environnement) : responsable de la sécurité industrielle, la santé du personnel et la protection de l'environnement.
- Département Approvisionnement & Contrats : assure les achats, les contrats et la gestion des fournisseurs.
- Département Finances : gère les aspects financiers et budgétaires.

- Département Ressources Humaines : prend en charge la gestion du personnel et la formation.
- Département Puits : s'occupe du forage, de l'entretien et du suivi des puits.
- Département Exploitation : veille à la production quotidienne et au respect des objectifs.
- Département Maintenances : regroupe la maintenance mécanique, électrique et instrumentation.
- Département Technique : assure le support technique et le suivi des projets.
- Département Gisement : spécialisé dans l'ingénierie de réservoirs et l'optimisation de la production.

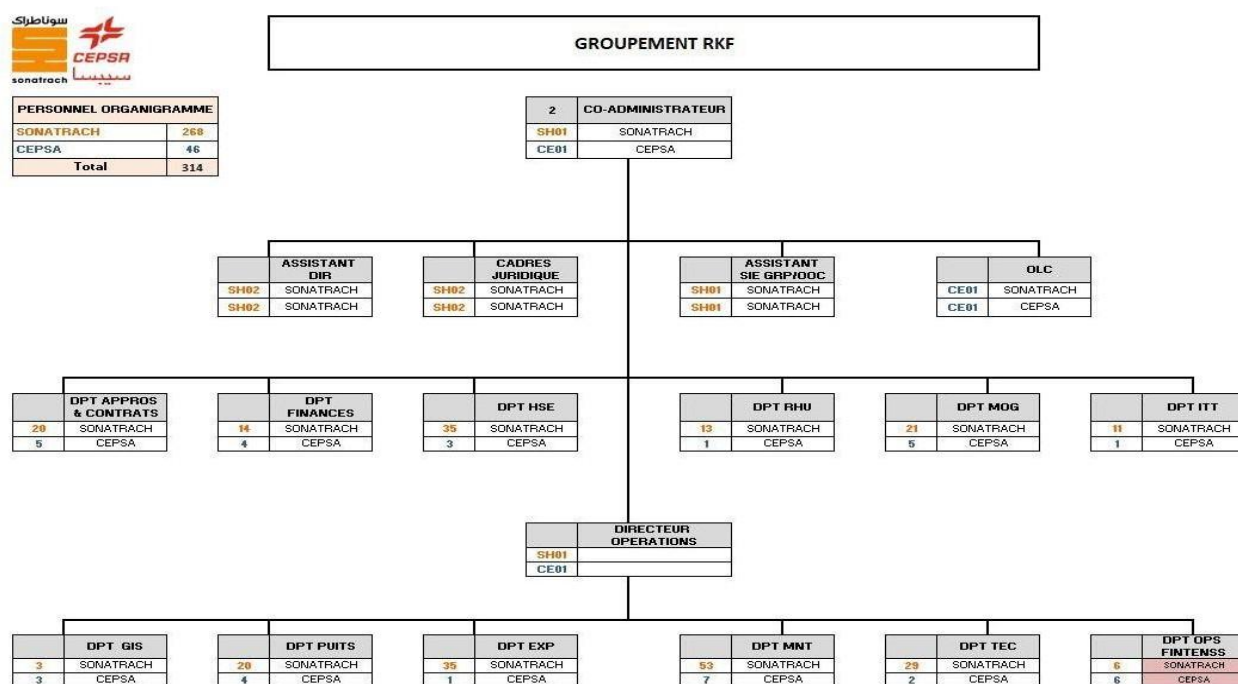


Figure I-6 Organigramme du groupement RKF

I.6. Description des traitements

I.6.1. Description générale

Cette partie décrit la production et les installations qui y correspondent, dans le but que les Installations Centrales de Traitement (Central Processing Facilities, CPF) traitent la production du champ pétrolifère de Rhourde-el-Khrouf (RKF). Ces installations ont été construites selon les phases suivantes :

Phase 0 : 1.590 m³/jour (14.000 BODP) de brut en provenance du champ pétrolifère de Rhourde-el- Khrouf (RKF). Le brut est traité à partir de quatre étapes de réduction de la pression et de séparation, afin de respecter les spécifications de la pression de vapeur et du contenu en eau. Deux compresseurs ont été installés pour comprimer le gaz obtenu lors de la phase de séparation et de le réinjecter dans la formation géologique. De plus, les installations et les équipements auxiliaires nécessaires au fonctionnement de cette raffinerie de base, située dans le Sahara algérien sont déjà construits.

Phase 1 : 1.590 m³/jour (14.000 BODP) de brut en provenance du champ pétrolifère de Rhourde-el- Khrouf (RKF). L'augmentation de la production de brut est traitée grâce à un deuxième train de séparateurs en quatre étapes identiques à celui de la phase 0 avec trois compresseurs de gaz, en même temps qu'à l'ajout d'un nouveau compresseur de gaz. La capacité de stockage a été également augmentée pendant cette étape. Ces unités ont été conçues et dimensionnées afin de proportionner une capacité suffisante de production selon les exigences globales de l'installation. La production de tous les puits du champ de RKF est recueillie dans le CPF, où l'on sépare le brut, le gaz et l'eau contenus. Le brut se stabilise et est traité afin de respecter les spécifications nécessaires pour son transport par oléoduc, et est stocké temporairement avant d'être pompé à travers la ligne d'expédition 20''. Tous le gaz produit (en décomptant les pertes et le gaz utilisé comme combustible durant le processus lui-même) est comprimé pour être injecté dans le gisement. L'eau est drainée au moyen de conduite vers un bassin d'évaporation doté d'une géomembrane (liner), conçue pour éviter toute filtration dans le terrain.

I.6.2. Procédés

I.6.2.1. Séparation

Le brut, de chaque puits du champ RKF entrent dans le CPF jusqu'à les zones de « Test » et de « Production » à travers des vannes commandées par le système d'arrêt d'urgence (Emergency Shut Down, ESD), suivies par des vannes de contrôle de la pression.

Séparation à haute pression :

Au moyen d'un manifold (collecteurs d'admission), la production est dirigée manuellement soit vers le séparateur d'essai (Test, V-102), soit vers les séparateurs primaires de production (V-101 et V- 106), en s'agissant dans tous les cas de séparateurs triphasiques. La production de n'importe quel puits peut contenir le gaz de réinjection introduit dans le puits, tout comme l'eau de dilution (en cas de besoin) injectée dans le puits, dans la ligne de courant en tête de puits, ou dans le manifold. Avant d'entrer dans ces séparateurs, les liquides provenant des séparateurs d'aspiration de la quatrième étape de compression

s'ajoutent au courant. Chaque puits est testé individuellement suivant un planning, en utilisant le séparateur d'essai (Test, V-102). De cette manière, il est possible de comptabiliser mensuellement la production de brut, d'eau et de gaz de chaque puits, en se basant sur les résultats de ces essais et sur les jours de production. Le gaz des séparateurs d'entrée coule jusqu'au scrubber (laveurs) d'aspiration de la troisième étape de compression (V-110), et de là à la tête d'aspiration de la troisième étape des compresseurs de gaz d'injection (X-101 A/B/C/D/E, 3ème étape). Le brut provenant de ces séparateurs coule avec leur niveau contrôlé jusqu'aux séparateurs à moyenne pression (V-103 et V-107), alors que l'eau coule avec son niveau contrôlé jusqu'au réservoir dégraissant de l'eau de traitement (T-101).

Séparation à moyenne pression :

Les séparateurs à moyenne pression (V-103 et V-107) reçoivent tout le brut des séparateurs d'entrée (V-101 et V-106), la production des puits qui produit à moyenne pression via Medium Pressure Manifold, en plus des liquides provenant des scrubbers (laveurs) d'aspiration de la troisième étape de compression. Ils reçoivent aussi les gaz du compresseur de GNL (X-110) et des séparateurs d'aspiration des compresseurs de la troisième étape (V-113). Le gaz libéré dans les séparateurs à moyenne pression (V-103 et V-107) coule jusqu'aux têtes d'aspiration de la deuxième étape des compresseurs de gaz d'injection (X-101 A/B/C/D/E, 2ème étape). Le brut résultant de ces séparateurs coule avec leur niveau contrôlé jusqu'aux séparateurs à basse pression (Heater Treaters, V-104 et V-108), alors que l'eau recoule avec son niveau contrôlé jusqu'au réservoir dégraissant de l'eau de traitement (T-101).

Séparation à basse pression :

Les séparateurs à basse pression (Heater Treaters, V-104 et V-108) recevant tout le brut des séparateurs à moyenne pression (V-103 et V-107), en plus des liquides provenant des séparateurs de la deuxième étape de compression (X-101 A/B/C/D/E 2ème étape). Le gaz libéré dans les séparateurs à basse pression (Heater Treaters, V-104 et V-108) coule vers les séparateurs, installés afin de recueillir tout transfert de liquide depuis les séparateurs, transfert préalable à l'entrée de vapeur dans la tête d'aspiration de la première étape des compresseurs de gaz d'injection (X-101 A/B/C/D/E 1ère étape). Le brut de sortie des séparateurs à basse pression (Heater Treaters, V-104 et V-108) coule de façon contrôlée vers les séparateurs de type flash à basse pression (V-105 et V-109). L'eau qui s'accumule dans les séparateurs à basse pression (Treaters, V-104 et V-108) est envoyé au réservoir d'écoulement.

Séparation de type flash à basse pression :

Les séparateurs de type flash à basse pression (V-105 et V-109) reçoivent le brut provenant des séparateurs à basse pression (Heater Treaters, V-104 et V-108), en plus des liquides provenant de l'aspiration de la première étape du compresseur (X-101 A/B/C/D/E 1ère étape). La pression est réduite par rapport aux séparateurs à basse pression, pour forcer la stabilisation du brut. Le

gaz coule sous pression contrôlée jusqu'au compresseur de GNL (X-110), où il est comprimé pour être renvoyé aux séparateurs à moyenne pression (V-103 et V-107). Le brut des séparateurs de type flash à basse pression (V-105 et V-109) est pompé de façon contrôlée au moyen des pompes du séparateur de type flash à basse pression (P-103 A/B et P-104 A/B) jusqu'aux bacs de stockage du brut (T-205 et T-206).

I.6.2.2. Compression de gaz de réinjection

Le gaz provenant des séparateurs à basse pression (V-105 et V-109) est reçu par le compresseur GNL (X-110) et est comprimé en deux étapes. Ce gaz comprimé est envoyé aux séparateurs à moyenne pression (V-103 et V-107), où les composants les plus lourds sont récupérés en tant que brut extra (produit fini), alors que les composants les plus légers sont traités avec le reste des gaz. Les gaz provenant des trois premières étapes de séparation sont envoyés aux compresseurs de gaz d'injection (X-101 A/B/C/D/E) et comprimés en quatre étapes. Chaque compresseur est un équipement intégré qui se compose de trois unités connectées entre elles en série dans l'usine :

- *Moteur et corps du compresseur*
- *Réfrigérants pour le gaz traité*
- *Réfrigérants auxiliaires (à chemise d'eau)*

Le gaz comprimé a été injecté dans un ou plusieurs des puits du gisement afin de maintenir la pression du gisement et d'améliorer le profit et la récupération du brut. Les pressions de fonctionnement durant les trois premières étapes de séparation sont contrôlées par les pressions d'aspiration des trois premières étapes de la compression. Au fur et à mesure que la pression d'aspiration de chaque étape de compression commence à diminuer, le gaz de refoulement de chaque étape commence à recirculer afin de conserver la pression. Si la pression d'aspiration monte au-dessus d'un niveau pré établi, l'excès de gaz est dirigé vers les torchères. Chaque étape du compresseur est équipée d'un séparateur pour séparer les liquides qui arrivent avec le gaz du séparateur et/ou les liquides provenant de la condensation des courants entre deux étapes consécutives de compression. Lesdits séparateurs se trouvent au début de chaque étape de compresseur, et recirculent les liquides séparés de façon contrôlée jusqu'aux différents séparateurs, en accord avec la pression à laquelle cette séparation s'est réalisée.

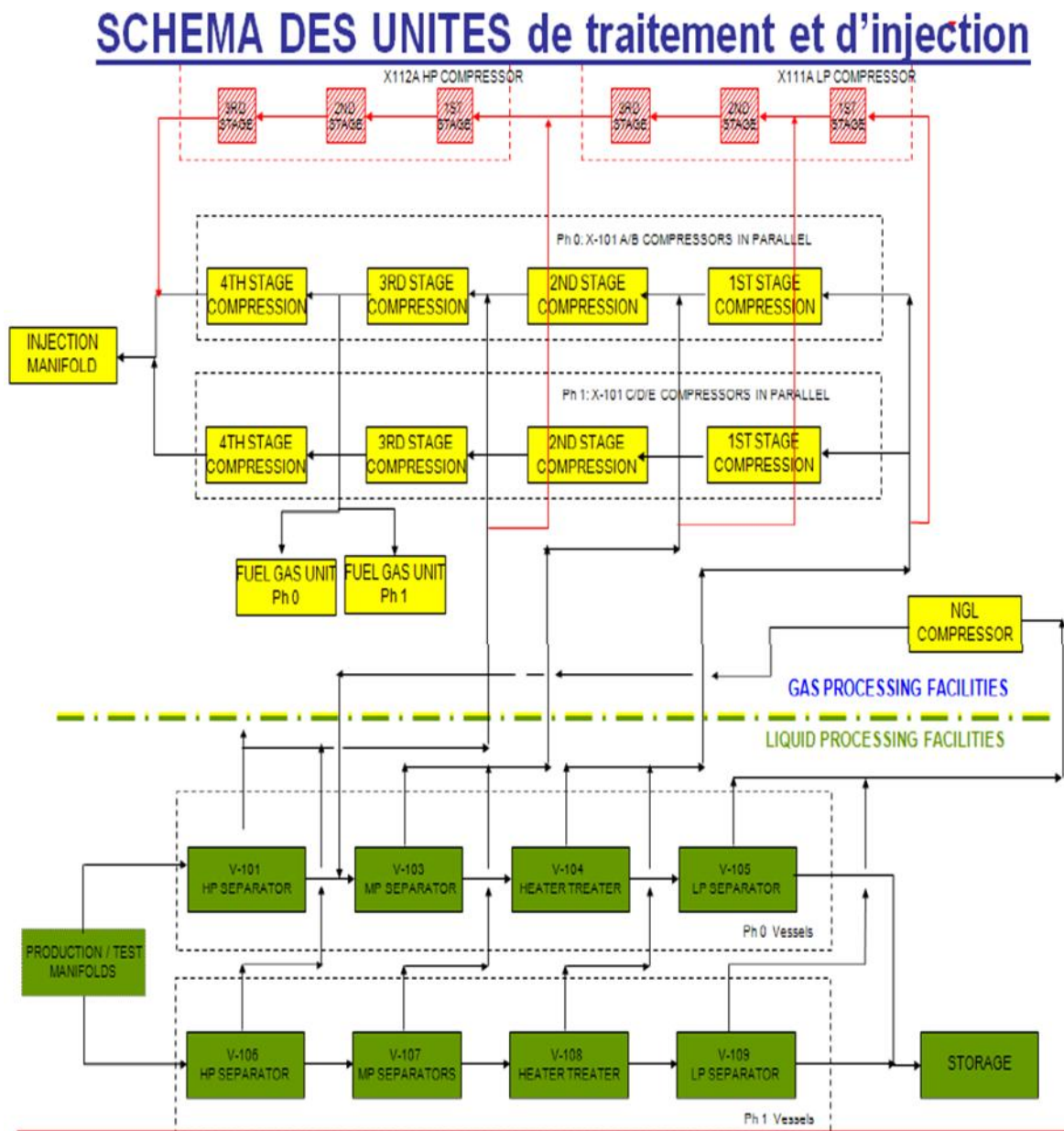


Figure I-7 Schéma des unités de traitement et d'injection

Conclusion

En conclusion, l'étude et l'observation de champ RKF mettent en évidence l'importance Cruciale de la sécurité et de la fiabilité dans l'exploitation des installations pétrolières et gazières. Ce champ, en raison de sa complexité et de son rôle stratégique dans la production nationale d'hydrocarbures, nécessite une gestion rigoureuse des procédés, un contrôle constant des équipements et une organisation efficace des opérations.

La sécurité fonctionnelle, en particulier, joue un rôle central dans cette gestion. Elle garantit que les systèmes automatisés et les dispositifs de contrôle réagissent de manière fiable face aux situations dangereuses, assurant ainsi la protection du personnel, la continuité des opérations et la prévention des incidents pouvant affecter l'environnement ou les installations. L'application stricte des normes HSE et des procédures de sécurité fonctionnelle au sein du CPF RKF permet de réduire significativement les risques industriels et de maintenir un niveau élevé de performance opérationnelle.

Ainsi, le champ RKF illustre parfaitement l'interdépendance entre production efficace, innovation technologique et sécurité fonctionnelle. La maîtrise de cette dernière constitue un pilier indispensable pour assurer la sûreté des opérations, la protection des travailleurs et la durabilité des installations, tout en préparant le terrain pour une exploitation industrielle moderne et responsable

***Chapitre II : Généralités sur
les hydrocarbures et les
risques liés au stockage du
pétrole brut***

Introduction

Les hydrocarbures représentent une source d'énergie essentielle au développement industriel et économique mondial. Cependant, leur exploitation, leur transport et particulièrement leur stockage peuvent engendrer des risques majeurs pour les installations, les personnes et l'environnement. Parmi ces hydrocarbures, le pétrole brut occupe une place importante en raison de sa grande inflammabilité, de sa volatilité et des quantités importantes stockées dans les installations pétrolières.

Dans ce chapitre, nous présenterons d'abord des généralités sur les hydrocarbures ainsi que leurs différentes classes et conditions de stockage. Ensuite, nous aborderons le pétrole brut, ses caractéristiques, ses méthodes de stockage et les principaux dangers associés à son stockage. Enfin, les différents phénomènes accidentels pouvant survenir dans les bacs de stockage de pétrole brut seront présentés.

II.1. Généralités sur les hydrocarbures

II.1.1. Définition des hydrocarbures

Les hydrocarbures sont des composés organiques constitués exclusivement d'atomes de carbone et d'hydrogène. Ils existent à l'état solide, liquide ou gazeux selon leurs propriétés physiques et les conditions de température et de pression.

Les hydrocarbures proviennent principalement :

- du pétrole brut ;
- du gaz naturel ;
- des procédés de raffinage pétrolier.

Ils sont largement utilisés comme source d'énergie dans les secteurs industriels, domestiques et des transports. Une partie importante des hydrocarbures sert également de matière première dans l'industrie pétrochimique pour la fabrication des plastiques, solvants, engrais et autres produits chimiques.

II.1.2. Classes des hydrocarbures et leurs conditions de stockage

Les hydrocarbures sont généralement classés selon leur état physique et leur volatilité :

- Hydrocarbures gazeux ;

- Hydrocarbures liquéfiés ;
- Hydrocarbures liquides inflammables ;
- Hydrocarbures lourds.

Les conditions de stockage dépendent principalement :

- de la pression de vapeur du produit ;
- de la température de stockage ;
- de la volatilité ;
- de la dangerosité du produit.

Le pétrole brut est généralement stocké à pression atmosphérique dans des réservoirs cylindriques de grande capacité munis de systèmes de sécurité et de protection contre les incendies.

II.2. Le pétrole brut

II.2.1. Définition du pétrole brut

Le pétrole brut est un mélange complexe d'hydrocarbures liquides naturels contenant également de faibles quantités de soufre, d'azote, d'oxygène, de métaux et d'eau.

Il est extrait des gisements souterrains puis transporté vers les raffineries ou les installations de stockage avant traitement. Sa composition varie selon le champ pétrolier d'origine.

Le pétrole brut est caractérisé par :

- sa densité ;
- sa viscosité ;
- sa volatilité ;
- son point éclair ;
- sa teneur en soufre.

Ces caractéristiques influencent directement les conditions de stockage, de transport et les risques associés.

II.2.2. Utilisation du pétrole brut

Le pétrole brut constitue la principale matière première de l'industrie pétrolière. Après raffinage, il permet d'obtenir :

- l'essence ;
- le gasoil ;
- le kérosène ;

- le GPL ;
- le fuel ;
- les huiles lubrifiantes ;
- le bitume ;
- les matières premières pétrochimiques.

Il joue donc un rôle fondamental dans les secteurs :

- énergétique ;
- industriel ;
- automobile ;
- aéronautique ;
- pétrochimique.

II.2.3. Stockage du pétrole brut

Le pétrole brut est généralement stocké dans des réservoirs atmosphériques de grande capacité conçus pour assurer :

- la sécurité des installations ;
- la limitation des pertes par évaporation ;
- la protection de l'environnement ;
- la continuité des opérations d'exploitation.

Le choix du type de stockage dépend :

- de la quantité du produit ;
- des propriétés physicochimiques ;
- des conditions climatiques ;
- des exigences de sécurité.

II.2.4. Types de stockage du pétrole brut

II.2.4.1. Réservoirs cylindriques verticaux

Les réservoirs cylindriques verticaux sont les plus utilisés pour le stockage du pétrole brut. Ils sont fabriqués en acier soudé et peuvent atteindre de très grandes capacités.

Ils comprennent généralement :

- un fond métallique ;
- une virole cylindrique ;

- un toit fixe ou flottant.

Ces réservoirs sont installés dans des cuvettes de rétention destinées à limiter la propagation du produit en cas de fuite.

II.2.4.2. Réservoirs à toit fixe

Les réservoirs à toit fixe possèdent une toiture solidaire de la virole. Ils sont utilisés pour le stockage des produits peu volatils.

Cependant, ils présentent certains inconvénients :

- accumulation des vapeurs inflammables ;
- pertes par évaporation ;
- risque accru d'explosion.

II.2.4.3. Réservoirs à toit flottant

Les réservoirs à toit flottant sont équipés d'un toit mobile reposant directement sur la surface du liquide stocké.

Ce système permet :

- de réduire les pertes par évaporation ;
- de limiter la formation des vapeurs inflammables ;
- de diminuer les risques d'incendie et d'explosion.

Ils sont particulièrement utilisés pour le stockage des pétroles bruts légers et des hydrocarbures volatils.

II.3. Les potentiels de dangers liés au stockage du pétrole brut

Les risques liés au stockage du pétrole brut dépendent principalement :

- des propriétés physicochimiques du produit ;
- des quantités stockées ;
- des conditions d'exploitation ;
- des équipements de stockage ;
- des conditions atmosphériques.

Une fuite ou une défaillance des équipements peut entraîner des phénomènes dangereux majeurs.

II.3.1. Les incendie

II.3.1.1.Définition

L'incendie est une combustion incontrôlée provoquant un dégagement important de chaleur, de fumées et de flammes.

Dans les installations pétrolières, les incendies peuvent être causés par :

- des fuites d'hydrocarbures ;
- des étincelles ;
- l'électricité statique ;
- la foudre ;
- des surfaces chaudes.

II.3.1.2.Le triangle du feu

La combustion nécessite simultanément :

- un combustible ;
- un comburant (oxygène) ;
- une source d'inflammation.

L'absence de l'un de ces éléments empêche le déclenchement du feu.

II.3.2. L'explosion

Une explosion est une combustion extrêmement rapide accompagnée d'une augmentation brutale de pression.

Dans les bacs de stockage de pétrole brut, une explosion peut survenir lorsque :

- des vapeurs inflammables se mélangent à l'air ;
- la concentration atteint les limites d'explosivité ;
- une source d'inflammation est présente.

Les explosions peuvent provoquer :

- des dégâts matériels importants ;
- des blessures graves ;
- la destruction des installations voisines.

II.3.3. Le feu de nappe

Le feu de nappe correspond à la combustion d'une couche de pétrole répandue sur le sol ou dans une cuvette de rétention.

Ce phénomène apparaît généralement après :

- une fuite importante ;
- une rupture de canalisation ;
- un débordement du réservoir.

Les feux de nappe génèrent :

- un rayonnement thermique important ;
- des fumées toxiques ;
- des risques de propagation vers les équipements voisins.

II.3.4. Le feu de bac

Le feu de bac est un incendie affectant directement un réservoir de stockage contenant du pétrole brut.

Il peut être causé par :

- la foudre ;
- un débordement ;
- une inflammation des vapeurs ;
- un dysfonctionnement des équipements.

Ce phénomène peut entraîner :

- la destruction du réservoir ;
- l'extension de l'incendie aux installations voisines ;
- des explosions secondaires.

II.3.5. Le boil-over

Le boil-over est un phénomène dangereux pouvant survenir lors d'un incendie prolongé dans un bac contenant du pétrole brut et de l'eau au fond du réservoir.

Sous l'effet de la chaleur :

- l'eau se vaporise brutalement ;
- le pétrole est projeté hors du réservoir ;
- une boule de feu et des projections enflammées apparaissent.

Le boil-over provoque :

- l'aggravation rapide de l'incendie ;
- la propagation du feu ;

- des dommages humains et matériels très importants.

II.3.6. Pollution et impacts environnementaux

Les fuites de pétrole brut peuvent provoquer :

- la contamination des sols ;
- la pollution des eaux souterraines ;
- la pollution atmosphérique ;
- des impacts sur la faune et la flore.

Les vapeurs d'hydrocarbures contribuent également à la pollution de l'air et présentent des risques toxiques pour les travailleurs.

II.3.7. Les risques toxiques

Le pétrole brut contient plusieurs composés toxiques tels que :

- le sulfure d'hydrogène (H_2S) ;
- le benzène ;
- les hydrocarbures aromatiques.

L'exposition prolongée peut provoquer :

- des irritations ;
- des troubles respiratoires ;
- des intoxications ;
- des effets cancérigènes.

II.3.8. Débordement des réservoirs

Le débordement peut résulter :

- d'une erreur humaine ;
- d'une défaillance du système de contrôle de niveau ;
- d'un mauvais fonctionnement des vannes.

Ce phénomène peut provoquer :

- des feux de nappe ;
- des explosions ;
- une pollution importante.

II.3.9. L'implosion (Collapse)

II.3.9.1.Définition

L'implosion, appelée également « collapse », est un phénomène de déformation ou d'effondrement d'un réservoir causé par une dépression interne excessive. Contrairement à l'explosion qui résulte d'une surpression, l'implosion est provoquée par une pression interne inférieure à la pression atmosphérique.

Ce phénomène apparaît lorsque l'air ou les vapeurs à l'intérieur du bac ne compensent pas suffisamment la diminution du volume ou la condensation des vapeurs, ce qui crée un vide partiel à l'intérieur du réservoir.

II.3.9.2.Causes de l'implosion

- Une vidange rapide du réservoir ;
- Le mauvais fonctionnement des soupapes pression/vide ;
- L'obstruction des événements de respiration ;
- Le refroidissement rapide du produit stocké ;
- La condensation des vapeurs d'hydrocarbures ;
- Une erreur d'exploitation ou de maintenance.

II.3.9.3.Conséquences de l'implosion

- La déformation de la virole ou du toit du réservoir ;
- L'effondrement partiel ou total du bac ;
- L'endommagement des équipements de stockage ;
- L'arrêt de l'exploitation ;
- Des pertes économiques importantes ;
- Des fuites d'hydrocarbures pouvant conduire à des incendies ou à une pollution environnementale.

Dans certains cas, le collapse peut fragiliser la structure métallique du réservoir et augmenter le risque d'accidents secondaires.

II.3.9.4.Moyens de prévention

- Installation de soupapes pression/vide ;
- Vérification périodique des événements de respiration ;
- Contrôle des opérations de remplissage et de vidange ;
- Systèmes de surveillance de pression ;
- Maintenance préventive des équipements ;

- Respect des procédures exploitation.

Ces dispositifs permettent de maintenir la pression interne du réservoir dans les limites de sécurité prévues par la conception.

Conclusion

À travers ce chapitre, nous avons présenté les généralités sur les hydrocarbures ainsi que les principales caractéristiques du pétrole brut et ses modes de stockage. L'étude a également montré que le stockage du pétrole brut peut générer plusieurs dangers majeurs tels que les incendies, les explosions, les feux de nappe, les phénomènes de boil-over et les pollutions environnementales.

Par conséquent, la maîtrise de ces risques nécessite la mise en place de systèmes de prévention, de protection et d'analyse des risques afin d'assurer la sécurité des installations, du personnel et de l'environnement.

Chapitre III
Gestion des risques
industriels : systèmes
instrumentés de sécurité (SIS)
et la méthode LOPA

Introduction

Chaque application technologique comporte également un risque lié à la sécurité. Plus le danger est important pour les personnes, l'environnement ou les biens, plus il est nécessaire de prendre des mesures pour minimiser le risque. Les applications industrielles présentent de nombreux systèmes et appareils avec un potentiel de danger variable. Afin d'obtenir le niveau de sécurité requis pour ces systèmes, les éléments relatifs à la sécurité pour les systèmes de protection et de sécurité doivent fonctionner correctement et se comporter de manière à ce que le système reste dans un état de sécurité ou passe à un état de sécurité en cas de défaut. La réduction du risque requise est obtenue en combinant toutes les mesures de protection en Appliquant les différentes méthodes d'évaluation de risque pour que le risque résiduel ne doit pas excéder le risque tolérable. Au final, l'exploitant de l'installation doit assumer et accepter le risque résiduel. Une documentation quantitative est exigée pour les éventuels risques résiduels.

Ce chapitre présente des notions générales sur la gestion des risques, ses différentes étapes, les barrières de sécurité. Et plus précisément les systèmes instrumentés de sécurité et enfin le processus des méthodes utilisées dans notre cas d'étude

III.1. Démarche de La gestion des risques

III.1.1. La gestion des risques :

La démarche de management des risques est basée sur un processus continu et itératif qui vise successivement à identifier et analyser les risques encourus, à les évaluer et les hiérarchiser, à envisager les moyens de les maîtriser, à les suivre et les contrôler, et enfin à capitaliser le savoir-

faire. Les différentes étapes sont présentées dans la figure ci-dessous

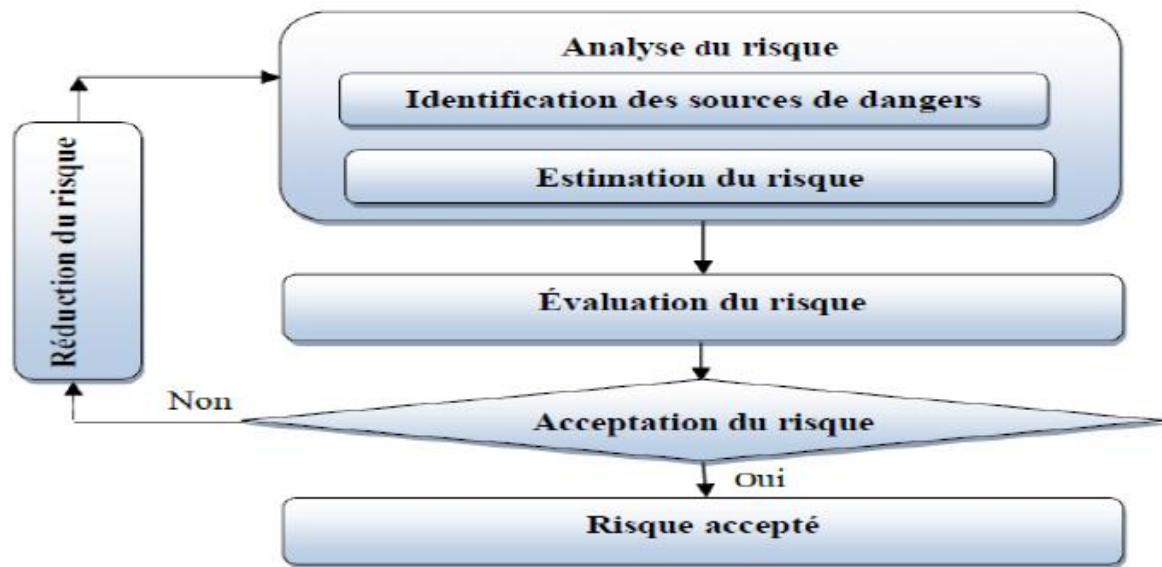


Figure III-1 Démarche de management des risques [ISO 31000, 2009]

III.1.1.1. Identification de dangers et analyse des risques :

L'identification de dangers et l'analyse des risques occupent une place centrale dans le processus de management des risques. Cette étape sert à définir le système ou l'installation à étudier en recueillant toutes les informations et données nécessaires. Dans ce volet, une description à trois niveaux, structurel, fonctionnel et temporel est indispensable afin de mener une analyse efficace et atteindre les objectifs voulus en matière de maîtrise des risques. Dans un premier temps, les principales sources de dangers et les scénarios d'accidents doivent être recensés et identifiés.

La complexité de certains systèmes étudiés requiert l'utilisation des outils d'analyse aidant à l'identification des dangers [INERIS DRA 35, 2003]. Citons par exemple HAZID (HAZard Identification), HAZOP (HAZard and OPerability Study), APR (Analyse Préliminaire des Risques) et d'autres. Ces outils d'analyse permettent aussi d'identifier les différentes barrières de sécurité existantes dans le système étudié.

Une fois cette identification réalisée, il convient ensuite d'analyser, de manière plus ou moins détaillée, leurs causes et leurs incidences potentielles, et de les caractériser (selon leur nature, leurs origines, leur impact, etc.) [COURTOT & ERMINE, 2002]. Mais il s'agit également d'examiner les interactions possibles et les combinaisons éventuelles, afin de déceler les risques qui peuvent en découler et compléter ainsi la liste de risques déjà identifiés.

III.1.1.2. Évaluation et hiérarchisation des risques :

Après avoir estimé le risque, on doit le comparer aux critères d'acceptabilité établis préalablement par l'entreprise ou l'organisation concernée. Cette évaluation permet de prendre une décision sur l'acceptabilité ou l'in acceptabilité de chaque risque, c'est-à-dire, déterminer s'il convient d'accepter le risque tel qu'il est ou bien de le réduire en rajoutant de nouvelles barrières de sécurité. Le management des risques s'appuie donc sur une analyse quantitative pour mieux appréhender et estimer leurs impacts sur la production et les installations donc sur les coûts. Cette analyse consiste à évaluer, dans la mesure du possible, la probabilité d'apparition de chaque risque détecté et à estimer la gravité de leurs conséquences directes et indirectes sur les objectifs de l'entreprise. L'évaluation des risques professionnels ne sert à rien si elle n'est pas suivie d'actions. Il ne s'agit que d'une étape dans un processus global [COURTOT & ERMINE, 2002].

Une fois que les risques sont évalués, il convient ensuite de les hiérarchiser, c'est-à-dire fournir un ordre de grandeur permettant d'apprécier l'impact de chacun d'entre eux et de déterminer globalement le niveau d'exploitation aux risques. La finalité de cette hiérarchisation est de pouvoir ainsi focaliser sur les risques prépondérants, de définir les actions à mener en priorité pour les maîtriser.

III.1.1.3. Maîtrise des risques :

Le management des risques consiste également à définir et mettre en œuvre les dispositions appropriées pour les ramener à un niveau acceptable. Cela nécessite donc de définir des réponses types et de mettre en œuvre, risque par risque, un certain nombre d'actions visant soit à supprimer ses causes, soit à réduire sa criticité (en diminuant sa probabilité ou en limitant la gravité de ses conséquences), soit à accepter le risque tout en le surveillant.

III.1.1.4 .Suivi et contrôle des risques :

L'objectif de cette étape, est de mettre à jour la liste initiale des risques identifiés, d'affiner les données caractéristiques des risques déjà encourus, de réévaluer leur criticité, de contrôler l'application des actions engagées pour les maîtriser et d'apprécier leur efficacité, et de surveiller le déclenchement des événements redoutés et leurs conséquences.

III.1.1.5. Capitalisation et documentation des risques :

Le management des risques nécessite enfin de capitaliser le savoir-faire et les expériences acquises et d'établir une documentation rigoureuse sur les risques. Cela doit permettre d'enrichir la connaissance des risques potentiels et dommageables, d'accroître la réactivité à chaque niveau d'intervention, de faciliter la prise de décision et d'améliorer l'efficacité des actions de maîtrise de risque. Cette capitalisation et cette documentation des risques doivent être effectuées de manière périodique afin de donner l'état global des risques encore encourus et d'apprécier l'état d'avancement des actions de maîtrise mise en œuvre.

III.1.2. Réduction de risque nécessaire :

Les applications industrielles présentent de nombreux systèmes et appareils avec un potentiel de danger variable. Plus le danger n'est important plus il est nécessaire de prendre des mesures pour minimiser le risque. Afin d'obtenir le niveau de sécurité requis pour ces systèmes, les éléments relatifs à la sécurité pour les systèmes de protection et de sécurité doivent fonctionner correctement et se comporter de manière à ce que le système reste dans un état de sécurité ou passe à un état de sécurité en cas de défaut. La réduction de risque nécessaire est celle qui doit être obtenue pour l'atteinte du risque tolérable d'une situation dangereuse. Le but de la détermination du risque tolérable d'un événement dangereux est d'indiquer ce qui est raisonnable par rapport à la fréquence de l'événement dangereux et ses conséquences. La réduction des risques passe généralement par de la prévention, dont le but est de minimiser la probabilité d'apparition d'une situation dangereuse, et par de la protection, dont le but est de limiter les conséquences dans le cas où la situation dangereuse n'aurait pu être évitée. Pour réduire la probabilité d'apparition d'une situation dangereuse, les industriels ont recours à différents types de barrières de sécurité parmi lesquels on retrouve les Systèmes Instrumentés de Sécurité (SIS). Une combinaison des moyens de protection et de prévention est possible offrant la possibilité de franchir la zone où le risque est inacceptable vers la zone d'acceptabilité. L'ampleur de cette réduction par le facteur de réduction de risque (RRF) l'intervention de ces barrières de sécurité suit la chronologie de l'accident ou certaines ont des fonctions de protection (système de surveillance et système d'arrêt d'urgence) et d'autres ont des facteurs de mitigation (atténuation) (système d'extinction automatique, cuvette de rétention, disque de rupture). La prévention des accidents se rapporte à l'amélioration de la sécurité des dispositifs de contrôle ou par l'implantation des moyens empêchant l'apparition

ou la propagation des dangers (SIS...). La protection vient après l'échec des moyens de prévention et se rapporte à

L'atténuation des conséquences d'un accident par des moyens limitant les dommages (systèmes de secours, procédures d'urgence). La figure 2 illustre le concept de réduction de risque à un niveau tolérable. Les niveaux de protection sont conçus pour réduire la fréquence de l'évènement dangereux et ses conséquences.

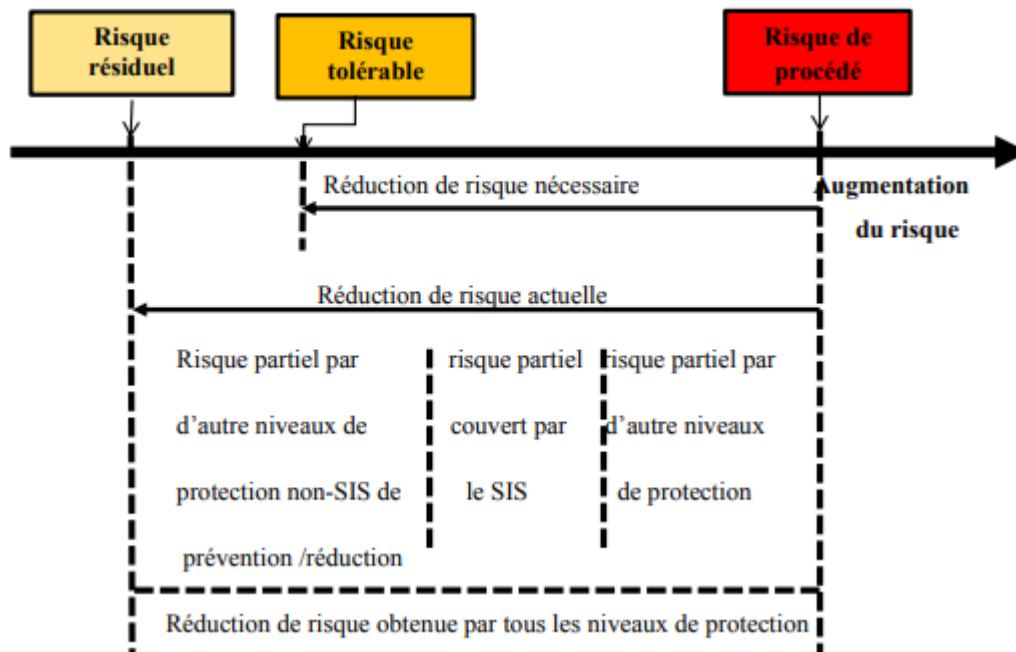


Figure III-2 Réduction de risque - concepts généraux

III.1.3. Niveaux de réduction des risques

Une installation qui présente des risques fait l'objet d'analyses permettant de statuer sur l'acceptabilité ou non de ces risques. Les risques pour lesquels l'exposition initiale (c'est à dire, le couple probabilité / niveau d'impact) est jugée inacceptable font l'objet de mesures de réduction, permettant d'amener leur exposition à un niveau cible jugé tolérable. Les fonctions instrumentées de sécurité électriques, électroniques et électroniques programmables (E/E/PE) viennent s'ajouter aux autres barrières de protection, pour amener le risque d'une exposition initiale inacceptable à un niveau cible tolérable : Norme NF EN 61508-réduction du risque.

Les différentes barrières de sécurité contribuant à la réduction du risque sont :

- Les Dispositifs : conception (confinement), soupapes, disques de rupture, ...
- Les Procédures : alarmes opérateurs, consignes et procédures de sécurité, procédures d'urgence, ...

- Les SIF : réalisées par des Systèmes Instrumentés de Sécurité (SIS). Une SIF est une action automatique.

III.2. Barrière de sécurité

III.2.1. Définition d'une Barrière de sécurité

Le terme barrière de sécurité définit la fonction ou l'objet capable d'éliminer ou de diminuer l'évolution d'un scénario d'accident non souhaitable. Les barrières de sécurité sont des moyens physiques et/ou non-physiques planifiées pour prévenir, contrôler ou réduire les événements indésirables ou les accidents. Ces barrières peuvent être des moyens techniques ou des actions humaines, nécessaires et suffisantes pour assurer une bonne réduction du risque.¹

III.2.2. Mode de fonctionnement de la barrière

Les barrières de sécurité peuvent avoir deux types de fonctionnement :

- **Mode de fonctionnement à la sollicitation** : La barrière change d'état pour mettre le système en sécurité. On s'intéresse dans ce cas au taux de défaillance à la sollicitation et à la probabilité de défaillance à la demande (PFD) (exemple : fermeture d'une vanne suite à une détection de fuite gaz)
- **Mode de fonctionnement continu** : On s'intéresse dans ce cas au taux de défaillance et à la probabilité de défaillance de la barrière rapportée à une unité de temps PFH (taux de défaillance/h ou probabilité/an)

III.2.3 Classification des barrières de sécurité

Selon l'INERIS Les barrières de sécurité sont de trois Types :

- **Les Barrières Techniques de Sécurité (BTS)** : l'ensemble d'éléments techniques nécessaires et suffisants pour assurer une fonction de sécurité.
- **Les Barrières Humaines (ou organisationnelle) de Sécurité (BHS)** : sont constituées d'une activité humaine (une ou plusieurs opérations) qui s'oppose à l'enchaînement d'évènements susceptibles d'aboutir à un accident.
- **Les Systèmes à Action Manuelle de Sécurité (SAMS)** : une combinaison des barrières techniques et humaines.

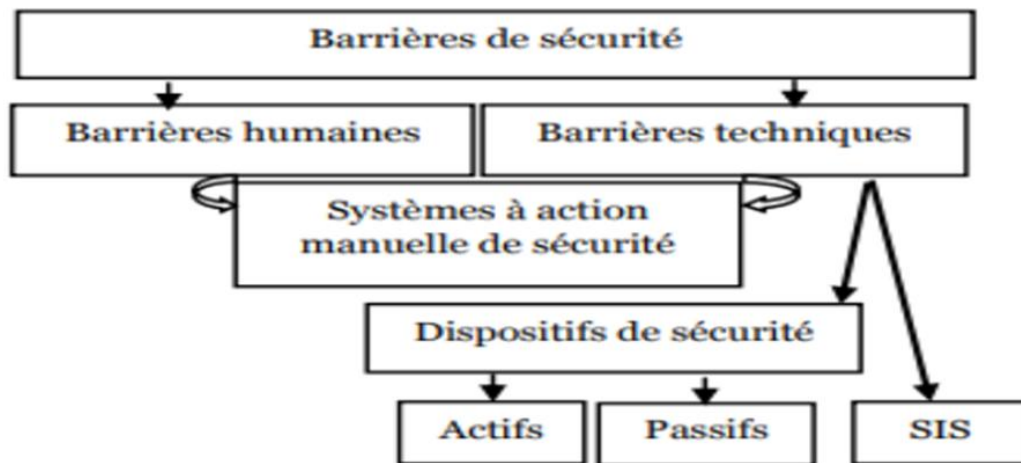


Figure III-3 Classification des barrières de sécurité

III.2.3.1. Barrières techniques de sécurité (BTS)

Les barrières techniques de sécurité sont représentées par l'ensemble d'éléments techniques nécessaires et suffisants pour assurer une fonction de sécurité. Ces barrières constituées d'un dispositif de sécurité ou d'un système Instrumenté de sécurité qui s'oppose à l'enchaînement d'événements susceptibles d'aboutir à un accident. Parmi ces barrières, il est possible de distinguer :

III.2.3.1.1. Les dispositifs de sécurité

Ce sont des éléments unitaires ayant pour objectif de remplir une fonction de sécurité, sans apport d'énergie extérieur au système dont il fait partie. Ces dispositifs peuvent être classés en deux catégories :

- dispositif passif : dispositifs qui ne mettent en jeu aucun système mécanique pour remplir leur fonction et qui ne nécessitent ni action humaine (hors intervention de type maintenance), ni action d'une mesure technique, ni source d'énergie externe pour remplir leur fonction.

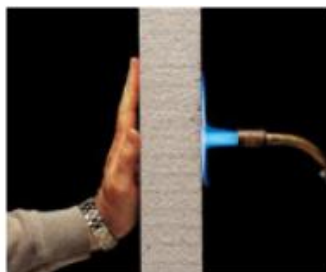


Figure III-4 Mur coupe-feu

- dispositif actif : dispositif qui mettent en jeu des dispositifs mécaniques (ressort, levier...) pour remplir leur fonction. Ils peuvent nécessiter une source d'énergie externe pour fonctionner.



Figure III-5 Soupape de sécurité

III.2.3.1.2. systèmes instrumentés de sécurité sis

Les systèmes instrumentés de sécurité sont des combinaisons de capteurs, d'unité de traitement et d'actionneurs (équipements de sécurité) ayant pour objectif de remplir une fonction ou sous-fonction de sécurité. Un SIS nécessite une énergie extérieure pour initier ses composants et mener à bien sa fonction de sécurité.

III.4. Systèmes instrumenté de sécurité sis

III.4.1. Définition

Les systèmes instrumentés de sécurité sont une composante essentielle des dispositifs de prévention des installations industrielles. La définition des fonctions de sécurité, la conception, la maintenance, et la modification des systèmes doivent assurer la disponibilité et la fiabilité de la fonction de sécurité en toute circonstance.

la norme CEI 61508 [IEC 615084, 2002] définit les SIS comme suit : « un système E/E/PE (électrique/électronique/électronique programmable) relatifs aux applications de sécurité comprend tous les éléments du système nécessaires pour remplir la fonction de sécurité ».

La norme IEC 61511 définit les systèmes instrumentés de sécurité de la façon suivante : système instrumenté utilisé pour mettre en œuvre une ou plusieurs fonctions instrumentées de sécurité (SIF). Un SIS se compose de n'importe quelle combinaison de capteur(s), d'unités logique(s) et d'élément (s) terminal (aux).

A noter qu'un système instrumenté de sécurité est aussi appelé une chaîne ou boucle instrumentée de sécurité.

III.4.2. Constituions systèmes instrumentés de sécurité sis

Un SIS est un système visant à mettre le procédé en un état stable lorsque le procédé s'engage dans une voie comportant un risque réel (explosion, feu, ...), [2].

Un SIS se compose de trois couches comme le montre la figure ci-dessous :

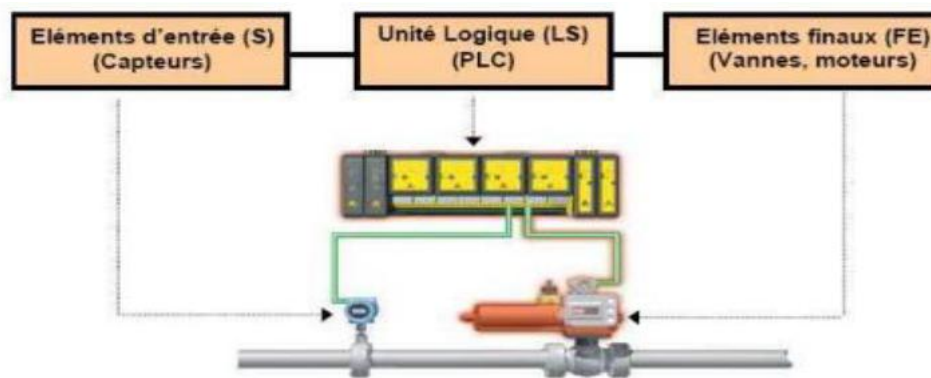


Figure III-6 structure d'un SIS [3]

- Une partie capteur (Sensor) : elle est constituée d'un ensemble d'éléments d'entrée (capteurs, détecteurs) qui surveillent l'évolution des paramètres physicochimiques représentatifs du comportement du procédé (température, pression, niveau . . .) ;
- Une partie unité logique LS (Logic Solver) : ce sous-ensemble d'éléments logiques réalise le processus de prise de décision qui s'achève par l'activation du troisième sous-système FE (Final Élément) [2]. Le sous-système LS peut être un automate programmable ou un micro-ordinateur doté de logiciels spécifiques ;
- Une partie actionneur FE : Elle agit directement (ex : vannes d'arrêt d'urgence) ou indirectement (ex : vannes solénoïdes) sur le procédé pour neutraliser sa dérive en mettant, en général, le système à l'arrêt (état sûr) au terme d'un délai qui doit être spécifié pour chaque fonction de sécurité [2].

Un des principaux objectifs de la norme IEC 61508 [4] est d'assurer la sécurité d'une installation lorsqu'elle s'engage dans une voie comportant un risque réel pour les personnes et l'environnement. Autrement dit, une analyse de risque correcte du comportement du SIS permet d'étudier son aptitude à répondre à une demande sécuritaire [2], [4].

III.4.3. Propriétés d'un SIS

Un certain nombre de propriétés caractérisent les systèmes instrumentés de sécurité :

- Les systèmes instrumentés de sécurité nécessitent une source d'énergie extérieure Pour remplir leur fonction de sécurité.
- On retrouve tout ou partie de ces différents éléments pour constituer des chaînes de sécurité.
 - Plusieurs capteurs ou actionneurs peuvent être reliés à une même unité de traitement.
- Les capteurs, l'unité de traitement, les éléments finaux sont des équipements de sécurité et réalisent des sous-fonctions de sécurité. L'ensemble des sous-fonctions réalise la fonction de sécurité. [4]

III .4.4. FONCTION INSTRUMENTEE DE SECURITE

Une SIF est définie pour obtenir un facteur de réduction du risque mise en œuvre pour un SIS. Lorsque le SIS est considéré comme un système réalisant une barrière de protection fonctionnelle, cette barrière est considérée comme une fonction de sécurité [5], [6].

Une fonction instrumentée de sécurité est spécifiée pour s'assurer que les risques sont maintenus à un niveau acceptable par rapport à un événement dangereux spécifique.

Une fonction instrumentée de sécurité est à réaliser par un système instrumenté de sécurité (ou par une combinaison des composantes de ce système), par un système relatif à la sécurité basé une autre technologie ou par un dispositif externe de réduction de risque. [5] Les autres fonctions instrumentées de sécurité exécutées dans cet exemple de SIS sont la protection du niveau et la protection du débit.

Une fonction instrumentée de sécurité (SIF, Safety Instrumented Function) est utilisée pour décrire les fonctions de sécurité implémentées par un système instrumenté de sécurité.

Une fonction instrumentée de sécurité peut être considérée comme une barrière de protection fonctionnelle lorsque le système instrumenté de sécurité est considéré comme un système réalisant cette barrière de sécurité.

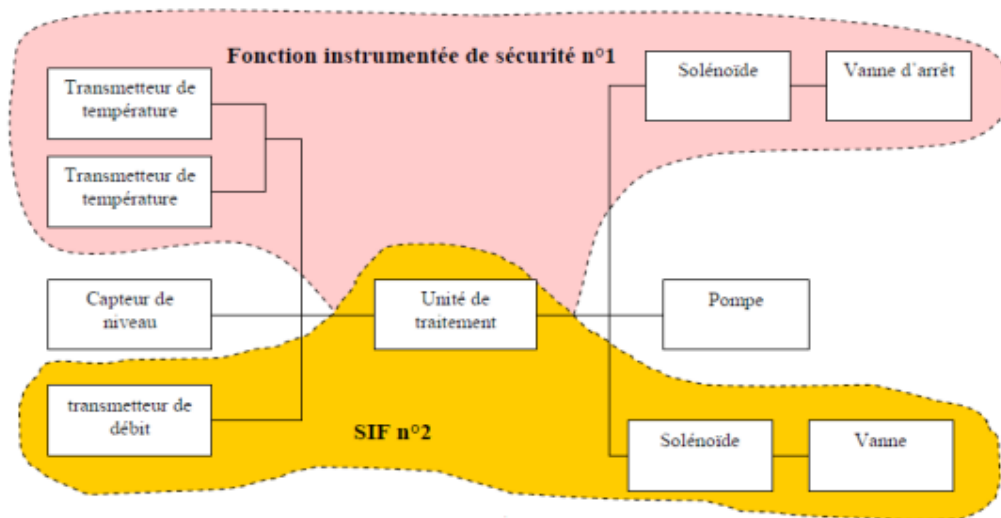


Figure III-7 fonction instrumentée de sécurité [9] [9] S. Sklet. Safety

III.4.5. Cycle de vie de sécurité d'un système

Afin de concevoir et exploiter un système instrumenté de sécurité, il est nécessaire que l'entreprise s'appuie sur une structure organisée, compétente, informée de la stratégie en termes de sécurité et disposant d'une planification des opérations de sécurité fonctionnelle documentée. Ceci implique que les fournisseurs doivent disposer d'un système de gestion de la qualité. L'équipe en charge de l'évaluation de la sécurité fonctionnelle s'appuiera sur l'analyse du cycle de vie de sécurité du système. Une forme typique de cycle de vie de sécurité est donnée Dans la figure III. ci-dessous :

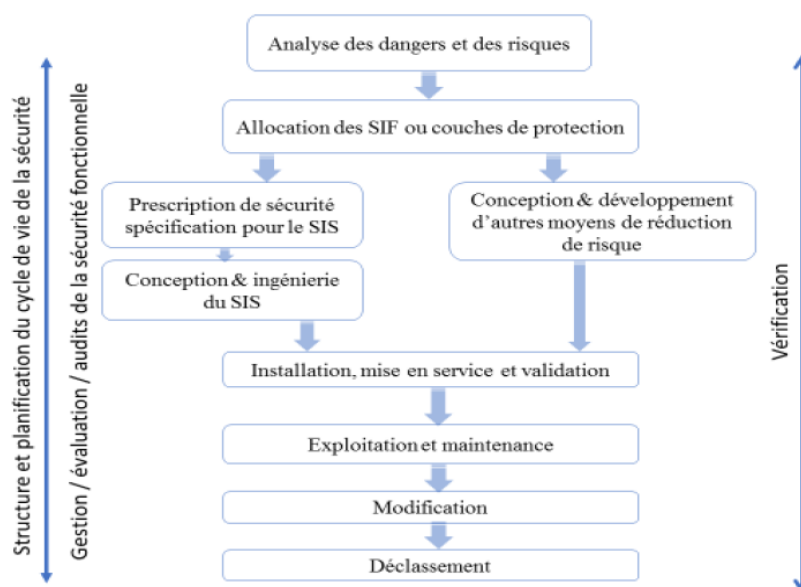


Figure III-8 Cycle de vie de sécurité d'un système

III.4.6. Norme relatives au système instrumenté de sécurité

III.4.6.1. Norme CEI 61508

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

La norme (IEC 61508, 1998) se compose de sept volets comme suit :

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

La complexité de la norme (IEC 61508, 1998) a conduit ses concepteurs à développer des normes relatives à des secteurs bien précis (ex : machines, processus industriels, ferroviaire, centrales nucléaires...). La figure III-9 montre la norme IEC 61508 générique ainsi que ses normes filles selon le secteur d'activité concerné. Elle influence le développement des systèmes E/E/EP et les produits concernés par la sécurité dans tous les secteurs (Sallak, 2008).

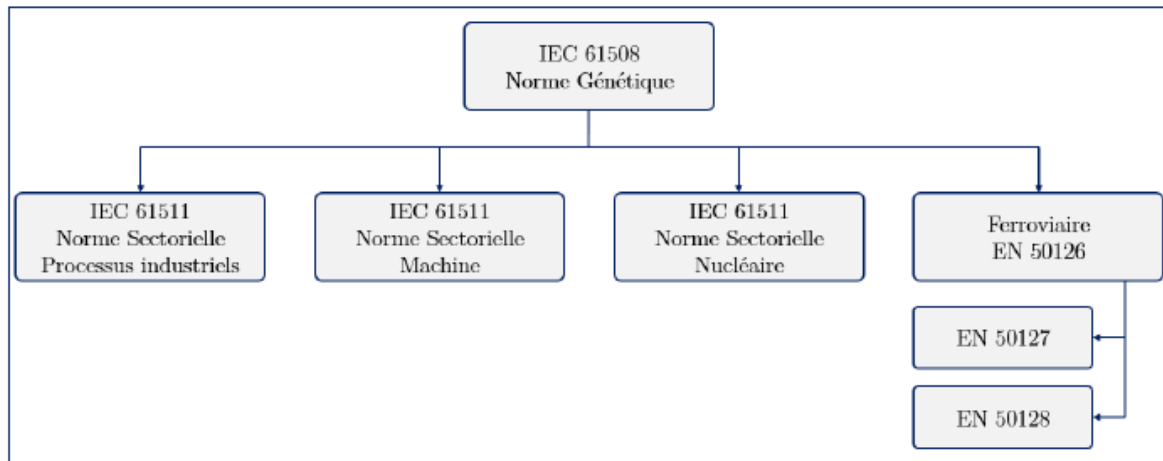


Figure III-9 Normes sectorielles de la (IEC 61508, 1998)

✓ Objectif de la CEI 61508

La norme internationale CEI 61508, Sécurité Fonctionnelle des systèmes E/E/EP concernés par la sécurité, a pour but de :

- Fournir le potentiel de technologie E/E/PE pour améliorer à la fois les performances économiques et la sécurité,
- Permettre des développements technologiques dans un cadre global de sécurité,
- Fournir une approche système, techniquement saine, suffisamment flexible pour le futur,
- Fournir une approche basée sur le risque pour déterminer les performances des systèmes concernés la sécurité,
- Fournir une norme générique pouvant être utilisée par l'industrie, mais qui peut également servir développer des normes sectorielles (par exemple : machines, usine chimiques, ferroviaire ou médical) ou des normes produit (par exemple : variateurs de vitesse),
- Assurer les moyens aux utilisateurs et aux autorités de réglementation d'acquiescer la confiance dans les technologies basées sur l'informatique.

III.4.6.2. NORME CEI 61511

La norme sectorielle CEI 61511 concerne les systèmes instrumentés de sécurité pour le secteur les processus industriels. Cette norme comprend trois parties :

1. Cadre, définitions, exigences pour le système, le matériel et le logiciel,
2. Lignes directrices pour l'application de la CEI 61511-1,
3. Conseils pour la détermination des niveaux exigés d'intégrité de sécurité.

Cette norme établit des prescriptions relatives au cycle de vie en sécurité comprenant la spécification, la conception, l'installation, la maintenance et le démantèlement d'un système instrumenté de sécurité, afin d'avoir toute confiance dans sa capacité à amener le procédé dans un état de sécurité.

La figure III-10 illustre la relation générale entre la CEI 61511 et sa norme mère CEI 61508 :

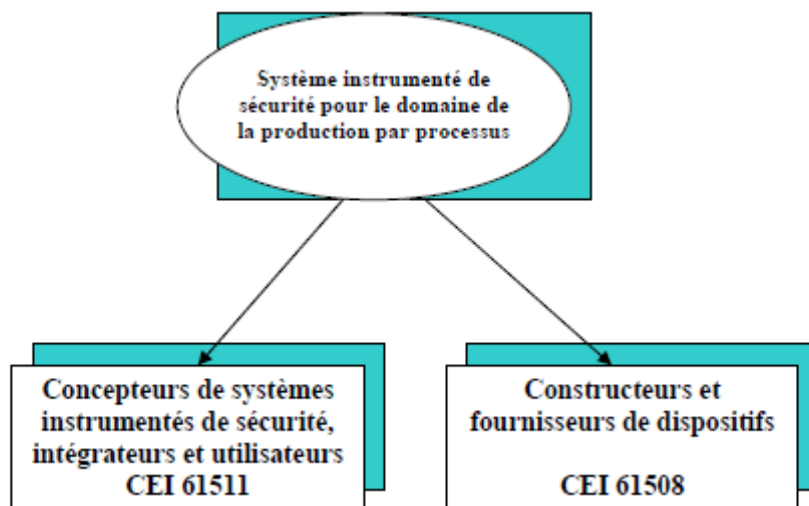


Figure III-10 Relation générale entre la CEI 61508 et la CEI 61511 [CEI 03]

La norme CEI 61511 restreint le périmètre aux systèmes pour des applications SIL 1 à 3 (les applications SIL 4 ne pouvant être traitées par un SIS seul). Les applications qui nécessitent l'utilisation d'une fonction instrumentée de sécurité de niveau d'intégrité de sécurité SIL 4 sont rares dans l'industrie de processus. Ces applications doivent être évitées en raison de la difficulté d'atteindre et de maintenir de tels niveaux élevés de performance tout au long du cycle de vie de sécurité [CEI 03].

La CEI 61511 a une volonté de simplification de la CEI 61508 en reprenant cette dernière mais en la limitant strictement aux éléments pertinents pour l'industrie des procédés continus.

La relation entre ces deux normes pour le matériel et le logiciel est illustrée par la figure III.111 [KOS 06] [CEI 03].

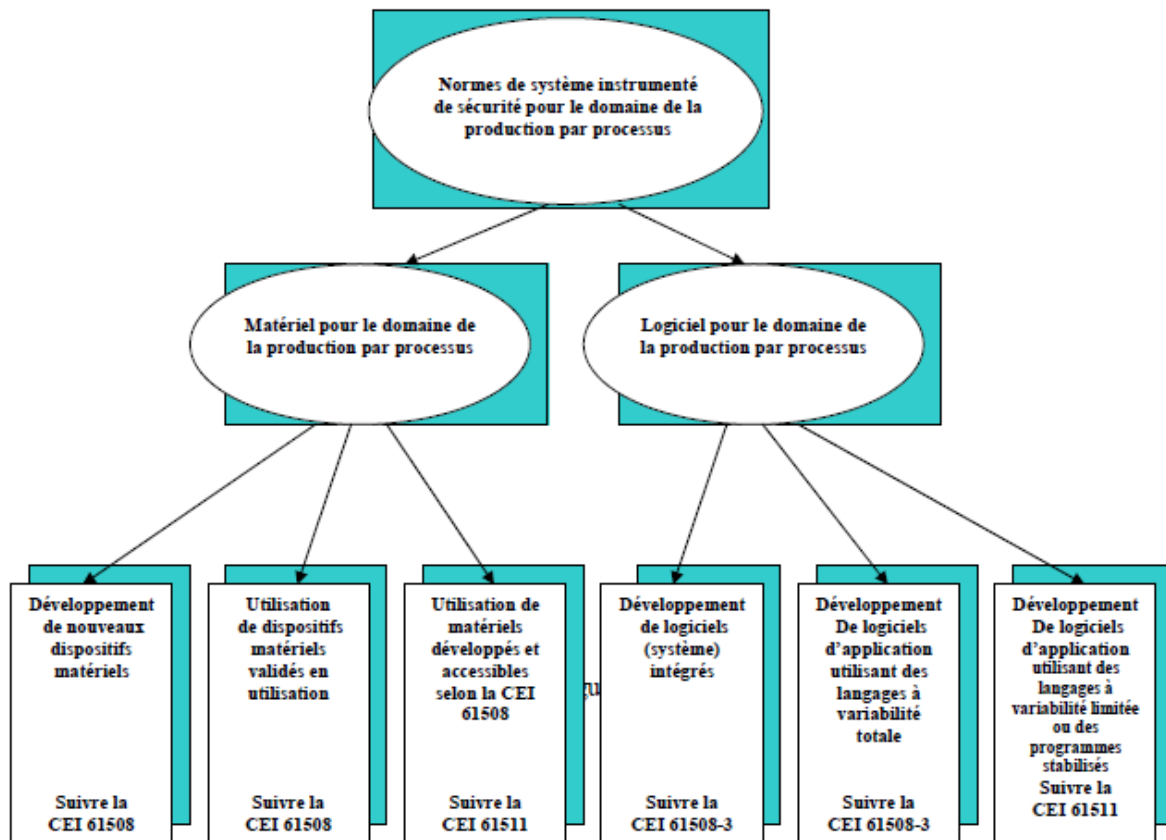


Figure III-11 Relation entre la norme CEI 61511 et la norme CEI 61508 pour le matériel et le logiciel [CEI 03]

✓ Objectif de la CEI 61511

Cette norme présente une approche relative aux activités liées au cycle de vie de sécurité, pour satisfaire à ces normes minimales. Cette approche a été adoptée afin de développer une politique technique rationnelle et cohérente. Dans la plupart des cas, la meilleure sécurité est obtenue par une conception de processus de sécurité intrinsèques, chaque fois que cela est possible, combinée, au besoin, avec d'autres systèmes de protection, fondés sur différentes technologies (chimique, mécanique, hydraulique, pneumatique, électrique, électronique, électronique programmable) et qui couvrent tous les risques résiduels identifiés. Pour faciliter cette approche, cette norme nécessite :

- De réaliser une évaluation des dangers et des risques pour identifier les exigences globales de sécurité ;
- D'effectuer une allocation des exigences de sécurité au(x) système(s) instrumenté(s) de sécurité ;

- D'être inscrite dans un cadre applicable à toutes les méthodes instrumentées qui permettent d'obtenir la sécurité fonctionnelle ; - De détailler l'utilisation de certaines activités, telles que la gestion de la sécurité, qui peuvent être applicables à toute méthode permettant d'obtenir la sécurité fonctionnelle.

III.5.Intégrité de sécurité

La référence IEC 61508 la définit comme suit : «probabilité pour qu'un système relatif à la sécurité (SRS) exécute de manière satisfaisante les fonctions de sécurité requises dans toutes les conditions spécifiées et pour une période de temps spécifiée».

Elle indique également que cette définition est centrée sur la fiabilité des SRS dans l'exécution de leurs fonctions de sécurité.

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

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

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

III.5.1. Evaluation du niveau d'intégrité de sécurité « sil »

Le niveau SIL est une caractéristique intrinsèque du système. Il est fixé par l'exploitant suite à une analyse de risque qui permettra de déterminer quelles barrières de sécurité doivent être mises en place, avec quel niveau de confiance. Ainsi, le niveau de SIL est une cible à laquelle l'équipement devra satisfaire, de manière durable.

La partie 3 de la norme CEI 61511 et la partie 5 de la norme CEI 61508 décrivent les méthodes de détermination de SIL.

III.5.1.1. Méthodes qualitatives

La norme CEI 61508 reconnaît qu'une approche quantitative pour déterminer le niveau d'intégrité de sécurité (SIL) d'une fonction instrumentée de sécurité (SIF) n'est pas toujours possible et qu'une approche alternative pourrait parfois être appropriée. Cette alternative consiste en un jugement qualitatif. Quand une méthode qualitative est adoptée, un certain nombre de paramètres de simplification doivent être introduits. Ils permettent de qualifier le phénomène dangereux (accident) en fonction des connaissances disponibles

- La méthode de type HAZOP est dédiée à l'analyse des risques des systèmes thermo hydrauliques pour lesquels il est primordial de maîtriser des paramètres comme la pression, la température, le débit...

L'HAZOP suit une procédure assez semblable à celle proposée par l'AMDE. L'HAZOP ne considère plus des modes de défaillances mais les dérives potentielles (ou déviations) des principaux paramètres liés à l'exploitation de l'installation.

III.5.1.2. Méthodes semi-quantitatives

- La Méthode LOPA : Analyse des couches de protection. Méthode qualitative permettant d'affecter des niveaux d'intégrité de sûreté à des barrières techniques en fonction des résultats de l'analyse de risque. [10].

III.5.1.3. Méthodes quantitatives

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

La mesure cible de sécurité (fréquence tolérable d'accident : F_t)

Les méthodes les plus répandues sont :

- Les équations simplifiées qui donnent le PFD_{avg} du SIS en fonction de l'architecture des composants (1oo1, 1oo2, etc.) et des paramètres de fiabilité utilisés (taux de défaillance des composants λ , taux de défaillance dangereuses détectées DC et le facteur β qui caractérise les défaillances de cause commune) ;

- Les arbres de défaillances ADd : Contrairement à l'analyse des modes de défaillances, l'arbre de défaillances est une méthode déductive (déductif : procédant d'un raisonnement logique rigoureux). Elle permet de savoir comment un système peut être indisponible. Il s'agit

de représenter les différents événements et leurs liaisons par des portes de logique (fonction ET ou fonction OU selon que la défaillance du matériel se produit lorsque les événements se réalisent ensemble ou séparément)

✓ **Méthodes d'analyse des risques utilisés pour l'évaluation d'un SIS**

Une analyse des risques a pour but d'identifier l'ensemble des phénomènes dangereux pouvant se produire sur un site et pouvant conduire à des accidents. La fréquence d'occurrence des différents événements initiateurs pouvant conduire aux phénomènes dangereux est estimée et l'ensemble des barrières de sécurité susceptibles de réduire les probabilités d'occurrence des phénomènes dangereux est listé. Pour être retenues dans l'évaluation des probabilités d'occurrence des phénomènes dangereux, les barrières de sécurité doivent avoir les performances en adéquation avec les scénarios étudiés (efficacité, temps de réponse).

L'application de méthodes d'analyse de risques permet donc de regrouper un certain nombre de données dans le but de maintenir à tout instant l'installation en sécurité que ce soit en fonctionnement normal ou en marche dégradé. Un organisme peut utiliser toute technique qu'il considère comme efficace, à condition qu'elle permette une description claire des fonctions de sécurité et du niveau objectif de défaillances associé. Il convient qu'une analyse de danger et de risque identifie et tienne compte des événements dangereux qui pourraient se produire dans toutes les circonstances raisonnablement prévisibles (y compris les états d'anomalie et un mauvais usage raisonnablement prévisible). Il convient de prendre en considération les incidents passés, y compris les causes, les défaillances systèmes et les leçons tirées pour éviter toute nouvelle occurrence.

Parmi les méthodes

III.6. La méthode LOPA (Layer of Protection Analysis)

La méthode LOPA (Layer of Protection Analysis), ou analyse des couches de protection, s'impose comme un outil de référence pour quantifier le risque résiduel d'un scénario dangereux et valider l'efficacité des barrières de sécurité mises en place.

Elle ne vise pas à identifier de nouveaux dangers, mais à évaluer de manière semi-quantitative si les mesures existantes ou prévues suffisent à ramener le risque à un niveau acceptable.

LOPA s'inscrit donc dans la continuité des démarches qualitatives comme HAZOP ou APR. Là où ces méthodes posent les bonnes questions, LOPA apporte un début de réponse chiffrée. Elle permet de passer du "plausible" au "probable", puis du "probable" à l'acceptable".

Utilisée dans les industries à haut risque (pétrochimie, pharmacie, nucléaire, gaz), LOPA s'appuie sur une modélisation simple mais rigoureuse :

Un événement déclencheur (fréquence),

Un événement redouté (gravité), des barrières indépendantes (avec leur performance quantifiée),

Un critère d'acceptabilité à atteindre

III.6.1.Principe de la méthode

Généralement le principe de cette méthode consiste en premier lieu à identifier les différents scénarios d'accidents majeurs d'une installation ou d'un système, cette identification se fait à base des outils d'analyse classiques (par exemple HAZOP) puis, d'en évaluer les conséquences de manière probabiliste en fonction de la fréquence de survenance des événements et aussi le degré de gravité des conséquences.

Il s'agit ensuite d'évaluer la robustesse des couches de protection mises en place selon une approche quantitative ou semi quantitative. Cette dernière permet d'évaluer la probabilité de défaillance à la demande (PFD) pour chaque couche de protection [CCPS, 2001]

Une fois les événements initiateurs sont identifiés et leurs fréquences d'occurrence sont ajustées, LOPA passe à la détermination des fréquences de réalisation des scénarios d'accidents par la multiplication de la fréquence d'occurrence de cet événement initiateur par le produit des PFDs des couches de protection existantes

Cette décision d'acceptabilité/ in acceptabilité sera prise à travers une évaluation de ce risque par rapport aux critères d'acceptabilité qui ont été établis préalablement par l'établissement concerné.

III.6.2. Étapes de la méthode l'OPA :

La méthode a pour vocation d'évaluer la fréquence annuelle résiduelle d'accident. Pour ce faire, il est alors nécessaire de pouvoir quantifier les fréquences d'occurrence des événements initiateurs et les probabilités de défaillances de chaque couche de protection.

➤ Les principales étapes de la méthode LOPA sont les suivantes :

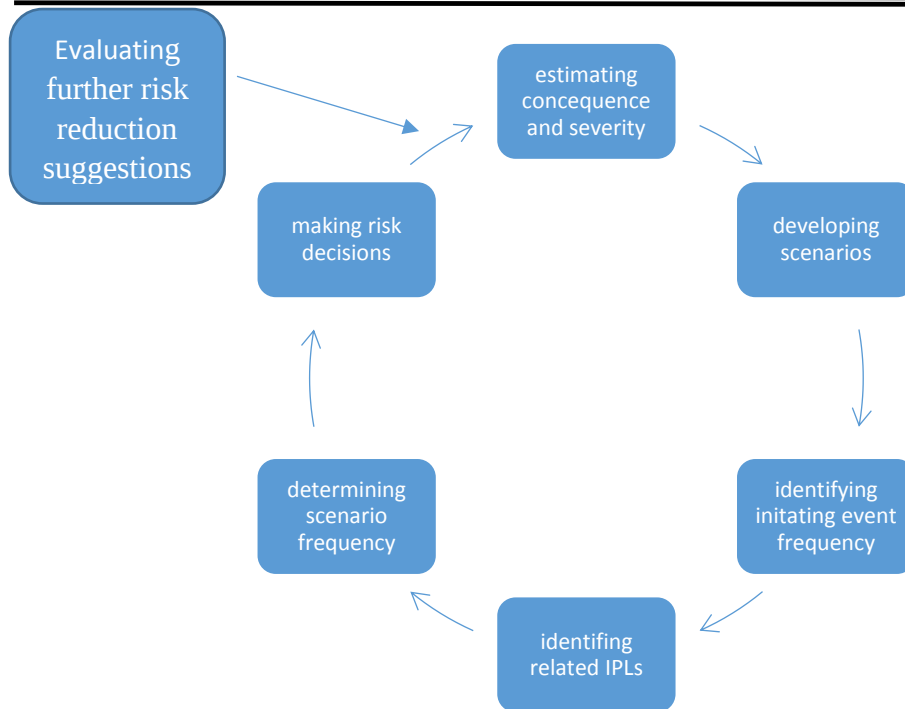
1. **Définition du scénario d'accident** : L'équipe d'analyse identifie un scénario d'accident potentiel, en tenant compte des dangers et des événements initiateurs (défaillances d'équipements, erreurs humaines, etc.).
2. **Identification des barrières de sécurité existantes** : Toutes les barrières de sécurité en place qui contribuent à prévenir ou à atténuer l'accident sont identifiées. Ces

barrières peuvent être techniques (alarmes, dispositifs de sécurité), organisationnelles (procédures de travail) ou humaines (compétences du personnel).

3. **Évaluation de l'efficacité de chaque barrière** : Pour chaque barrière identifiée, on évalue son taux de défaillance sur demande (PFD), qui représente la probabilité qu'elle ne parvienne pas à remplir sa fonction de sécurité lors d'un événement initiateur.
4. **Calcul du niveau de risque sans barrières** : On estime la fréquence attendue de l'événement initiateur et la gravité des conséquences potentielles de l'accident si aucune barrière n'était présente.
5. **Calcul du niveau de risque résiduel** : En tenant compte de l'efficacité des barrières (PFD), on calcule le niveau de risque résiduel, c'est-à-dire la fréquence attendue et la gravité des conséquences de l'accident après prise en compte des barrières de sécurité [7].

III.6.3. Processus général de la méthode :

L'application de la méthode LOPA dans le domaine de gestion des risques d'accidents majeurs est construite à la suite d'une première analyse des risques menée à l'aide des outils traditionnels et simplifiés qualitatifs comme HAZOP par exemple. La démarche généralement retenue pour réaliser une analyse par la méthode LOPA est la suivante



Déroulement de la méthode LOPA [CCPS, 2001]

Comme tout outil d'analyse des risques l'établissement des critères d'acceptabilité et de sélection des scénarios d'accidents à évaluer se révèle indispensable et préalable.

III.6.4. Objectif de lopa :

Comme beaucoup d'autres méthodes d'analyse des risques, l'objectif primordial de LOPA est de déterminer s'il existe suffisamment de couches de protection contre un scénario d'accident, car en réalité les couches de protection ne sont pas solides

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

- Juger de l'adéquation entre les IPLS de maîtrise du risque d'accident mises en œuvre et le niveau de risque visé pour un scénario donné ;
- Statuer sur le besoin de mise en œuvre de nouvelles barrières, Si le risque estimé d'un scénario n'est pas acceptable ;
- Déterminer le niveau de SIL à allouer aux SIF ;
- Définir les « exigences » minimales sur la probabilité de défaillance des barrières à mettre en place dans le cas où les barrières existantes ne permettraient pas de justifier d'un risque acceptable ;
- Evaluer la fréquence d'occurrence résiduelle d'un scénario d'accident.

III.6.5. Application de la méthode

La méthode LOPA trouve plusieurs applications :

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

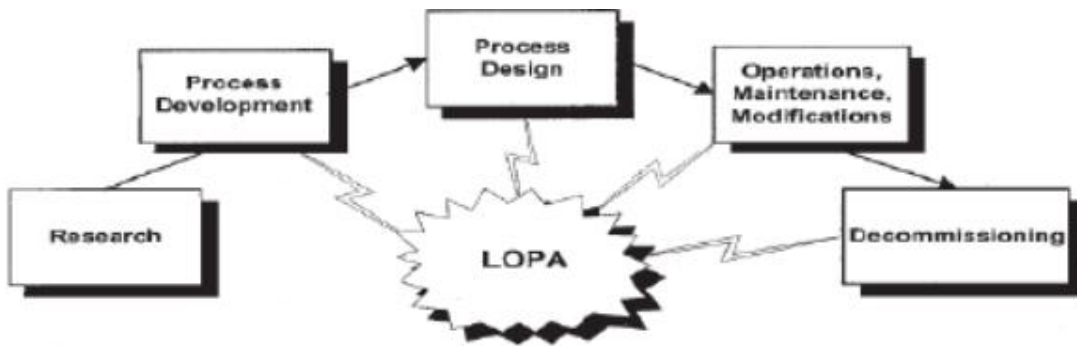
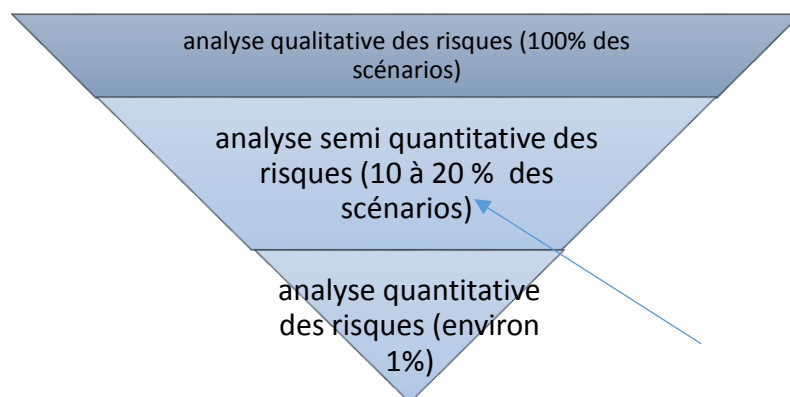


Figure III-12 application de LOPA dans le cycle de vie du processus [CCPS, 2001]

Aujourd'hui, le retour d'expérience montre que la méthode LOPA est principalement utilisée dans le cadre de l'application des normes SIL, elle peut aussi être utilisée comme une alternative à une analyse quantifiée en termes de fréquence d'occurrence et de gravité



Ex : lopa

Répartition des méthodes d'analyse de risques proposés par le CCPS

III.6.6. Les avantages, limites de la méthode LOPA

Les avantages

L'analyse LOPA présente des avantages significatifs pour la gestion des risques de procédé :

- Méthode simple et flexible : LOPA est une méthode relativement simple à mettre en œuvre et peut être adaptée à une large gamme de scénarios d'accident.
- Évaluation de l'efficacité des barrières : LOPA permet d'évaluer l'efficacité Individuelle et collective des barrières de sécurité existantes.
- Prise de décision éclairée : L'analyse LOPA aide à identifier les points faibles dans la stratégie de sécurité et à prendre des décisions éclairées pour améliorer la Protection contre les accidents.
- Optimisation des ressources : LOPA permet d'optimiser l'allocation ressources pour la sécurité en se concentrant sur les barrières qui présentent Plus grand impact sur la réduction du risque.

Limites

LOPA a également certaines limites à prendre en compte :

- Méthode semi-quantitative : L'analyse LOPA repose sur des estimations et des jugements d'experts, ce qui peut conduire à des variations dans les résultats.
- Dépendance de l'équipe d'analyse : La qualité des résultats de l'analyse LOPA dépend fortement de la compétence et de l'expérience de l'équipe d'analyse.
- Difficulté pour les systèmes complexes : L'analyse de scénarios d'accident impliquant des systèmes complexes peut être difficile et exige une attention particulière.

Conclusion

Nous avons consacré ce chapitre à la présentation des concepts de bases et à la typologie des barrières de sécurité servant à la réduction des risques, on en conclut qu'une étude des différents types des barrières de sécurité se révèle indispensable

Ce chapitre est consacré à décrire en détail la méthode LOPA, cet outil fera l'objet d'une étude d'application sur un système industriel

Dans Ce chapitre nous avons étudiés la constitution des SIS ainsi une description des normes utilisées dans la conception des SIS et à la fin, nous avons montrés les méthodes utilisées pour la détermination de la classe SIL qui correspond à chaque SIF.

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Introduction

La sécurité industrielle est l'ensemble des moyens humains, matériels et organisationnels, mise en œuvre pour que le travail se déroule sans risque. Les accidents liés au stockage du pétrole brut sont des accidents très destructeurs, entraînant souvent des sinistres graves faisant parfois des victimes et causant d'importants dégâts matériels et une atteinte à l'environnement.

Après la collecte des données d'entrées nécessaires dans le précédent chapitre, on a essayé malgré les difficultés rencontrées d'élaborer une étude de la performance de SIS au niveau du bac de stockage T-205 qui présente un niveau élevé de risque.

IV.1. La démarche d'évaluation des systèmes instrumentés de sécurité selon la norme CEI 61508

Selon la norme CEI 61508, l'évaluation de l'efficacité d'un système instrumenté de sécurité (SIS) se fait par trois étapes qui sont :

❖ L'analyse des risques et l'identification des événements dangereux

Cette étape consiste à l'utilisation des informations disponibles pour identifier les phénomènes dangereux (scénarios d'accident), estimer le risque (en termes de gravité et de probabilité) et le comparé avec l'objectif de sécurité (fréquence tolérable). Si cette criticité dépasse la valeur tolérable, il sera nécessaire de mettre en place des barrières de sécurité (SIS).

L'analyse des risques et l'identification des événements dangereux peuvent être identifiées en utilisant une des méthodes classiques telles que **l'AMDEC et HAZOP**.

❖ Allocation du niveau d'intégrité de sécurité (SIL requis)

La définition du SIL qui doit être atteint par la fonction de sécurité (SIF), on utilise des méthodes particulières telles que **LOPA et le graphe de risque**.

La figure suivante présente la démarche de la norme CEI 61508

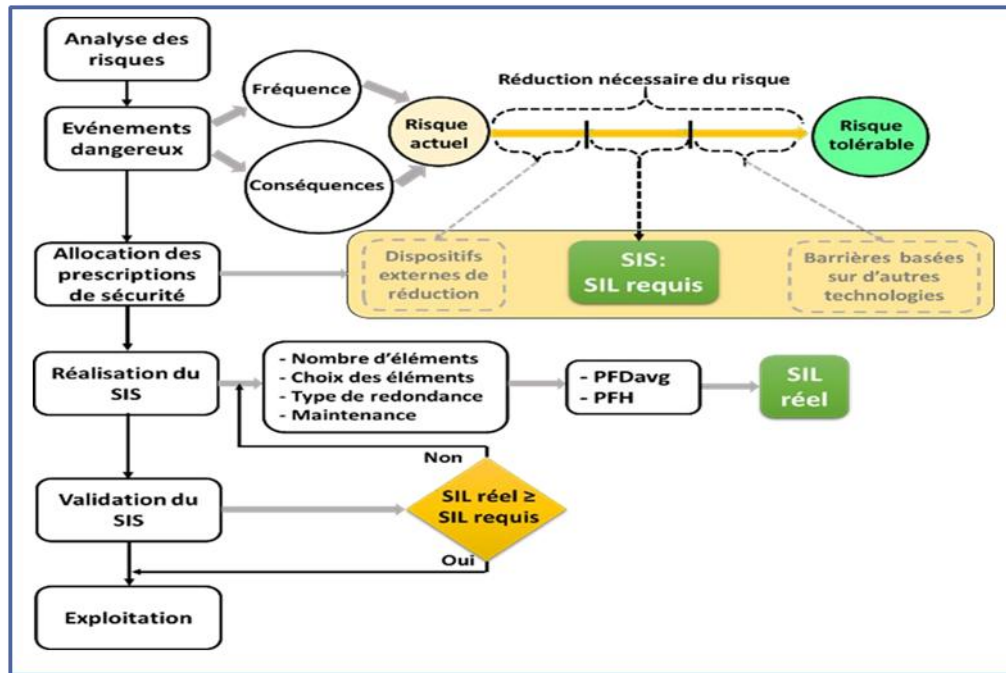


Figure IV-1 Démarche de la CEI 61508 : risque et niveau d'intégrité de sécurité

IV.2. Evaluation de la performance des SIS du bac de stockage du pétrole brut T-205

IV.2.1. Présentation du système étudié

IV.2 .1.1.Description du bac T-205

Le bac de stockage du PB on-spec T-205 est d'une capacité de 54000 bbl, a une pression et une température opératoires de 3 inH2O et 60°F. Le maintien de la pression est assuré par une alimentation en fuel gaz issu du système fuel gaz phase 0/1 et par une évacuation du gaz en excès vers la torche X-357. Le bac est isolable à l'entrée et à la sortie par des vannes SDV Le brut on-spec est injecté au par le haut du bac afin de maintenir un niveau de liquide dans la ligne d'alimentation. Il est ensuite dirigé vers les pompes d'expédition P- 208 A/B/C



Figure IV-2 Bac de stockage du pétrole brut

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Le tableau suivant présente les données techniques du système étudié

TAG	T-205
Description	Bac de stockage du pétrole brute on-spec
Type	Bac de stockage
Fournisseur / Fabricant	MONTAJES NERVION
Produit	Pétrole brut on-spec
Pression de calcul (inH ₂ O)	10
Pression de service (inH ₂ O)	3
Température de calcul (°F)	125
Température de service (°F)	60
Capacité (bbl)	54000
Diamètre (pieds)	90
Hauteur (pieds)	45
Matériaux	ASTM A283 Grade C (CS)
Surepaisseur de corrosion (in)	1/6
Epaisseur (mm)	7 à 17.1

Table 1 Données techniques du bac T-205

IV.2.1.2Circulation des fluides

a. Entrée du pétrole brute on-spec

Une ligne 8" de brut on-spec, issu des ballons flash V-105 et V-109, alimente le bac T-205.
Cette ligne dispose :

- Des pompes d'expédition P-103A/B pour V-105 et P-104A/B pour V-109
- Des pompes de transfert entre les bacs T-205 et T-206 en cas de baisse de niveau.

b. Sortie du pétrole brute on-spec

- *Le brut qui est de qualité suffisante pour être envoyé par le pipe-line est transféré depuis les bacs de stockage de brut (T-205 et T-206) jusqu'au pipe-line en utilisant les pompes d'expédition P-208 A/B/C.*
- *Le brut coule à travers un système de mesure du débit qui comprend deux compteurs disposés en parallèle, avant de traverser la vanne d'arrêt d'urgence (Emergency Shut Down, ESD), située en dehors de l'enceinte de l'usine, et de couler dans le pipe-line.*

Les gas générés dans le bac de stockage de brut T-205 sont recueillis et dirigés vers la torche X-357, située à l'Est de l'usine

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

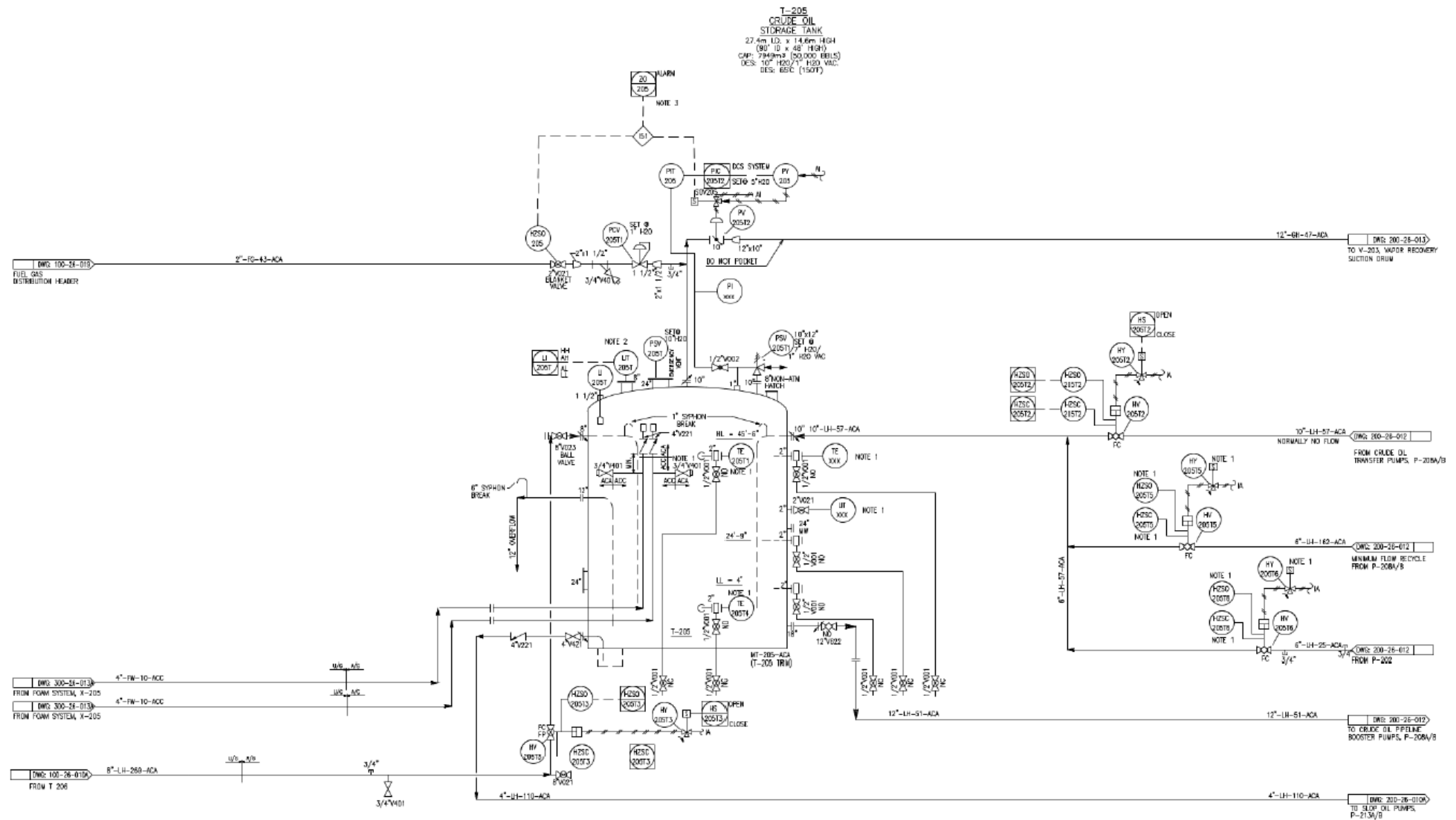


Figure IV-3 P&ID du bac de stockage du pétrole T-205

IV.2.1.3 Décomposition structurelle et fonctionnelle du bac T-205

Afin d'assurer le stockage et l'expédition du pétrole en toute sécurité, le bac T-205 est équipée de plusieurs sous-systèmes. La figure suivante présente l'ensemble du système suivi par la décomposition structurelle

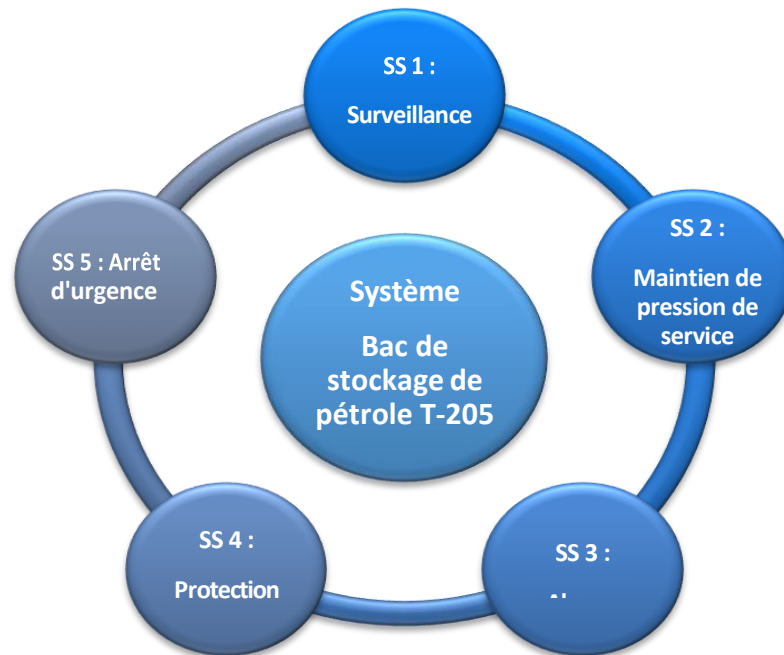


Figure IV-4 Les sous-systèmes du bac de stockage du brut

- **SS1 : Sous-système de surveillance [contrôle et régulation des paramètres de procédé].**

Le sous-système de surveillance a pour rôle de contrôler en permanence les paramètres de Fonctionnement du bac afin de détecter toute anomalie susceptible d'affecter la sécurité ou l'exploitation.

Il comprend généralement des instruments de mesure et des capteurs permettant de surveiller :

- Le niveau du liquide
- La pression interne du bac
- La température du produit stocké

Les informations collectées sont transmises vers le système de contrôle ou la salle de commande, permettant aux opérateurs de suivre l'état de fonctionnement de l'installation en

temps réel et d'intervenir rapidement en cas d'écart par rapport aux conditions normales d'exploitation.

1.1 : Surveillance de niveau [surveiller le niveau de pétrole dans la capacité].

- **1.1.1: Transmetteur de niveau LIT 205T** [mesure instantanément le niveau du pétrole et le transmet vers le DCS.
- **2.1.1: le DCS affiche le niveau du pétrole par l'indicateur LI 205T**

2.1 : Surveillance de Pression[surveiller la Pression du pétrole dans la capacité].

- **1.2.1 : transmetteur de pression PIT 205** [mesure instantanément la pression du pétrole dans le coté supérieure du bac et la transmet vers le DCS].
- **2.2.1: Le tableautiste** [vérifier régulièrement la Pression du pétrole dans le bac par l'indicateur PI205]

3.1 : Surveillance de Température [surveiller la Température du pétrole dans la capacité].

- **1.3.1: transmetteur de température partir inférieure TIT 205T** [mesure la température du pétrole dans la partie supérieure du bac et la transmet vers le DCS
- **3.3.1: L'opérateur** [vérifier régulièrement la Température du brute dans le bac par les indicateurs TI 205T]

➤ **SS2 : Sous-système d'alarme [alerter le tableautiste par un signe audio-visuel].**

Le sous-système d'alarme permet d'avertir les opérateurs lorsqu'un paramètre dépasse les limites admissibles définies pour l'installation. Son objectif principal est de signaler rapidement une situation anormale avant qu'elle ne devienne critique.

Les alarmes peuvent être :

- Visuelles (voyants lumineux, affichage sur écran)
- Sonores (sirènes, avertisseurs)

Le système d'alarme constitue ainsi une première barrière de sécurité permettant une réaction rapide des opérateurs.

1.2 : Alarme de niveau du pétrole [faire alerter les opérateurs en cas de bas ou Haut niveau].

- **1.1.2: LAHH 205T** [alerter les opérateurs en cas de haut niveau du pétrole dans le bac.

2.2 : Alarme de pression du pétrole [faire alerter les opérateurs en cas de basse ou Haute pression].

- **1.2.2: PAH 205T** [alerter les opérateurs en cas de haute pression du pétrole dans le bac.

3.2 : Alarme de présence de gaz [faire alerter les opérateurs en cas de fuite possible].

- **1.3.2: Détecteurs de gaz GDIR 61/62/36** [détecter la présence de gaz inflammable dans l'air autour du bac et alerter les opérateur en cas de fuite].

➤ **SS3 : Sous-système de maintien de pression de service**

Le sous-système de maintien de la pression de service assure la stabilité de la pression interne du bac afin de garantir des conditions d'exploitation sûres et conformes aux exigences de conception.

Dans les bacs de stockage de pétrole, les variations de température ou les opérations de remplissage et de vidange peuvent provoquer des variations de pression. Ce sous-système permet donc :

- D'éviter les surpressions
- D'éviter les dépressions pouvant endommager le bac
- De maintenir l'intégrité mécanique de l'équipement
- De limiter les pertes de vapeurs d'hydrocarbures

Ce maintien de pression est généralement assuré par :

- Des soupapes de pression
- Des événements de respiration
- Des régulateurs de pression

Ainsi, ce sous-système contribue à la sécurité du stockage, à la protection de l'environnement et au bon fonctionnement global de l'installation.

1.3 : Boucle de régulation de pression [contrôle et régulation de la pression dans le bac].

- **1.1.3 : PT 205** : Transmission la pression au DCS et **PIC 205 T2**
- **2.1.3 : PIC 205 T2** : Contrôleur de la boucle [Contrôle l'ouverture et la fermeture de **PV 205 T2** selon le SET-POINT].
- **3.1.3 : PV 205 T2** : Vanne de régulation de pression [évacuation d'excès de gaz vers torche / pressurisation par fuel gaz].

➤ **SS4 : Sous-système de protection [intervient pour minimiser les conséquences au cas où un accident survient].**

Le sous-système de protection regroupe l'ensemble des dispositifs destinés à protéger le bac et l'installation contre les risques mécaniques, thermiques ou opérationnels.

Il comprend notamment :

- Les soupapes de sécurité contre les surpressions
- Les événements de respiration
- Les systèmes anti-débordement
- Les dispositifs de protection incendie (mousse, sprinklers, réseaux incendie)
- Les systèmes de mise à la terre contre l'électricité statique

Ces équipements permettent de limiter les conséquences des défaillances et de réduire les risques d'explosion/ implosion, d'incendie ou de rupture des équipements.

1.4 : Protection contre la surpression

[intervenir en cas d'une surpression].

- **2.1.4: La soupape de sécurité PSV 205 T1** [évacuer le gaz en cas de surpression vers Torche] 21 bar

2.4 : Protection contre les effets domino

- **1.2.4: Systeme de déluge(réseau anti- incendie) ou par la mousse.**

➤ ***SS5 : Sous-système d'arrêt d'urgence [assurer l'arrêt de circulation du pétrole par la fermeture totale de la vanne d'export].***

Le sous-système d'arrêt d'urgence, appelé également ESD (*Emergency Shutdown System*), a pour fonction de mettre automatiquement ou manuellement l'installation dans un état sûr lorsqu'une situation dangereuse est détectée.

En cas d'incident majeur, ce système peut :

- Arrêter les pompes de transfert
- Fermer automatiquement la vanne d'export
- Interrompre les opérations de chargement ou de déchargement
- Isoler certaines parties de l'installation afin d'éviter la propagation du danger

L'arrêt d'urgence est généralement déclenché dans des situations critiques telles que :

- Un débordement du bac
- Une surpression importante
- Un incendie ;
- Une fuite majeure d'hydrocarbures

Ce sous-système joue un rôle fondamental dans la protection des personnes, des équipements et de l'environnement.

**1.4 : Arrêt du transfert
du pétrole des
séparateurs**

- **1.1.4 : LSHH 205 T** [sécurité de très haut niveau du pétrole]
- **2.1.4 : LSL 205 T** [sécurité de très bas niveau du pétrole]

**2.4 : Fermeture de la
vanne d'export cet des
pompes d'expédition**

- **1.2.4 : GDIR 61/62/36** [détection de fuite de gaz]

IV.3. Analyse des risques et identification des événements dangereux

a. Établissement des critères d'acceptabilité et de sélection scénarios d'accidents

Pour l'évaluation des risques, une matrice de risques a été appliquée, dans laquelle l'impact des conséquences (sur la santé et la sécurité, la stratégie et la planification, les opérations et les infrastructures, l'environnement, la réputation et la gouvernance d'entreprise, ainsi que les aspects financiers) ainsi que la probabilité de survenue du scénario ont été évalués. Cette évaluation a été réalisée avant et après la mise en place des mesures de protection.

Les tableaux suivants résument la matrice des risques et définissent chacun de ses éléments

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

DESCRIPTION ET CATÉGORIES DES CONSÉQUENCES						
ÉVALUATION QUALITATIVE						
Niveau de Conséquences	Financier	Stratégie et Planification	Opérationnel et Infrastructure	Santé et Sécurité	Environnemental	Réputation et Gouvernance d'Entreprise
Très élevé 5	Effet très important sur le chiffre d'affaires, le budget ou le financement de l'entreprise. La solvabilité des parties impliquées n'est pas acceptable. Projets : les contraintes Capex nécessitent un financement de projet supplémentaire.	Modifie substantiellement le positionnement stratégique. Projets : viabilité / achèvement du projet menacé.	Affecte la continuité des activités. Compromet les relations et/ou les engagements envers des tiers (partenaires, clients, fournisseurs, investisseurs...).	Victimes multiples (≥ 10). Maladie grave ou exposition chronique entraînant plus de 10 victimes.	Pollution catastrophique et généralisée avec des conséquences environnementales irréversibles. (Dommages observables ou mesurables permanents sur les habitats, espèces ou perte de services éco systémiques et/ou mesures de remédiation importantes et compensations significatives).	Impact élevé sur toutes les parties prenantes (médias nationaux et internationaux, réseaux sociaux, employés et leurs familles, résidents, associations ou gouvernements locaux, nationaux et internationaux). Non-respect de la réglementation externe. Amendes, pénalités, sanctions pénales et effet matériel sur la notation, les marchés et le financement de l'entreprise.

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Élevé 4	Effet important sur le chiffre d'affaires et/ou le budget.	Compromet la stratégie de l'entité / de l'entreprise.	Interruption importante de l'activité ou du processus.	Plusieurs victimes (2-9) ou plusieurs cas de	Pollution majeure s'étendant au-delà du site et de ses environs, causant des dommages environnementaux très graves et durables sur les habitats, espèces ou services éco systémiques.	Impact significatif sur certaines parties prenantes (autorités locales, médias régionaux ou nationaux, réseaux sociaux, employés, résidents, associations).
	La solvabilité des parties impliquées nécessite des mesures de neutralisation des risques.	Projets : écart important sur les coûts et/ou le calendrier.	Affecte fortement les relations et/ou les engagements envers des tiers (partenaires, clients, fournisseurs, investisseurs...).	journées de travail perdues avec blessures permanentes. Maladie grave ou exposition chronique entraînant plus d'une victime.	(Dans les grandes zones, dépasse les niveaux de référence pour la qualité environnementale ; l'entreprise est tenue de prendre des mesures de remédiation importantes ; forte probabilité de dommages résiduels permanents mesurables).	Non-respect de la réglementation externe. Amendes, pénalités, sanctions compromettant l'activité de l'entité/projet.
	Projets : les contraintes Capex pourraient nécessiter une révision du financement.					Capacité du conseil à respecter les normes internes ou externes compromise par l'activité de l'entité/projet.

Table 2 Gravité des conséquences sans mesures d'atténuation

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Niveau de Conséquences	Financier	Stratégie et Planification	Opérationnel et Infrastructure	Santé et Sécurité	Environnemental	Réputation et Gouvernance d'Entreprise
Moyen 3	Effet significatif sur le chiffre d'affaires et/ou le budget. La solvabilité des parties impliquées est remise en question.	Empêche l'atteinte des objectifs. Projets : écart significatif sur les coûts et/ou le calendrier du projet ; date de fin et/ou coût estimé seulement réalisables par une reprogrammation majeure.	Affecte les relations avec des tiers (partenaires, clients, fournisseurs, agences...).	Une seule victime, une seule journée de travail perdue avec blessures permanentes, ou plusieurs journées de travail perdues. Cas graves. Maladie grave ou effet néfaste sur la santé nécessitant un niveau élevé de traitement médical avec blessures permanentes entraînant une victime.	Pollution grave affectant les environs du site ou des tiers causant des dommages importants observables ou mesurables sur les habitats, espèces ou services écosystémiques. (Dans certaines zones, les niveaux de référence pour la qualité environnementale sont dépassés. L'entreprise est tenue de prendre des mesures de remédiation et/ou de compensation).	Impact modéré sur certaines parties prenantes (médias locaux, régionaux ou nationaux, réseaux sociaux, employés, résidents, associations ou autorités locales). Non-respect de la réglementation externe. Amendes, pénalités, sanctions avec effet significatif sans répercussions pénales. Absence de politiques & règles internes ou non-respect des règles internes avec effet significatif.

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Moyen-bas 2	Pertes limitées.	Affecte l'atteinte des objectifs de l'entité. Projets : légère déviation sur les coûts et/ou le calendrier du projet ; date de fin et/ou coût estimé seulement réalisables par une légère reprogrammation.	Légère interruption des processus internes et externes.	Une seule journée de travail perdue sans invalidité, cas de travail restreint, ou cas de traitement médical. Maladie grave ou effet néfaste sur la santé nécessitant un traitement médical sans effets permanents.	Déversement/rejet modéré de polluants, dans les limites du site ou à proximité immédiate, causant des dégradations observables à court terme et réversibles sur les habitats, espèces ou services écosystémiques.	Impact limité sur certaines parties prenantes (médias locaux, régionaux ou nationaux, réseaux sociaux, employés, résidents, associations ou autorités locales). Non-respect de la réglementation externe. Amendes, pénalités, sanctions avec pertes limitées ou dossiers sans sanctions économiques. Absence de procédure générale / spécifique ou non-respect des règles internes avec pertes limitées.
-------------	------------------	---	---	--	---	---

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Bas 1	Pertes non significatives pour l'entreprise.	Effet léger sur l'accomplissement des objectifs de l'entité. Projets : nécessite une attention. Retards non critiques et/ou surcoûts.	Nécessite une attention. Perturbation non critique des processus internes.	Pourrait nécessiter des premiers secours. Légère maladie ou effets sur la santé.	Aucun ou léger déversement/rejet de polluants sans dommages observables ou mesurables sur les habitats, espèces ou services écosystémiques.	Aucune diffusion. Non-respect des meilleures pratiques.
--------------	--	---	---	---	---	--

Table 3 Gravité des conséquences sans mesures d'atténuation (suite)

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

La probabilité des scénarios peut prendre les valeurs suivantes

Probabilité	Niveau	Description
1	Rare	Faible probabilité d'occurrence. Événement très rare résultant d'une combinaison de facteurs.
2	Possible	Peut se produire moins d'une fois durant la durée de vie de l'installation/projet ou durant la période considérée. Combinaison rare de facteurs.
3	Probable	Susceptible de se produire au cours de la durée de vie de l'installation/projet ou pendant la période considérée.
4	Très probable	Susceptible de se produire plusieurs fois au cours de la durée de vie de l'installation/projet ou pendant la période considérée.
5	Quasi certain	Se produit une fois ou plus par an durant la durée de vie de l'installation/projet ou pendant la période considérée.

Table 4 Probabilité d'occurrence

La grille de criticité suivante nous permettra de classer les scénarios à évaluer par rapport aux exigences adoptée par la société concernée.

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Table 5 Matrice d'évaluation de risques adoptée par RKF/CEPSA

Niveau des conséquences / Impact		Probabilité				
		Rare (P1)	Probable (P2)	Possible (P3)	Très probable (P4)	Quasi certain (P5)
	Très élevé (5)	ME	ME	E	E	E
	Élevé (4)	MF	M	ME	E	E
	Moyen (3)	F	MF	M	ME	E
	Moyennement faible (2)	F	F	MF	M	ME
	Faible (1)	F	F	F	MF	M
F - Faible MF - Moyennement faible M - Moyen ME - Moyennement élevé E – Elevé						

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Classification de risqué	Description
	Acceptable
	ALARP-améliorable
	Inacceptable

Table 6 Tableau du niveau de risque.

b. Développement des scénarios d'accidents

Les études HAZOP des installations seront réalisées afin d'identifier toutes les déviations par rapport aux conditions de conception pouvant conduire à des accidents ou constituer de graves problèmes opérationnels, avec une attention particulière portée aux déviations susceptibles de provoquer des accidents aux conséquences majeures.

La méthodologie HAZOP consiste en une analyse détaillée des déviations possibles par rapport aux conditions normales de fonctionnement des lignes et des équipements appartenant à une unité de procédé spécifique.

L'étude HAZOP suit une structure analytique à l'aide d'un ensemble de mots-guides (« NON », « PLUS », « MOINS ») afin d'examiner les déviations par rapport aux conditions normales du procédé aux points clés (appelés NÉUDS) de l'unité. Ces mots-guides sont appliqués aux paramètres les plus pertinents (débit, pression, température, niveau) afin d'identifier les causes possibles générant cette situation, les conséquences des écarts de ces paramètres par rapport aux valeurs attendues, ainsi que les barrières de sécurité mises en place pour les éviter.

Enfin, l'identification des conséquences non désirées conduit à des recommandations visant à améliorer l'opérabilité et la sécurité de l'installation.

Des recommandations d'amélioration sont formulées afin de réduire ou prévenir les causes initiatrices et de limiter les conséquences des déviations détectées. À cet égard, les modifications ou améliorations proposées peuvent concerner les systèmes de contrôle, de signalisation ou d'urgence, les conditions de conception des lignes et des équipements, ou encore les procédures écrites et la documentation, et peuvent conduire à la recommandation d'études détaillées spécifiques.

Le résultat de l'application de la méthodologie décrite est présenté sous forme de tableau, indiquant :

- Paramètre ;

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

- Déviation par rapport aux conditions de conception :
 - Mot-guide + Paramètre ;
- Causes initiatrices de la déviation ;
- Conséquences attendues ;
- Barrières technologiques et signaux disponibles ;
- Recommandations d'amélioration / Commentaires

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Site : SONATRACH/ CEPESA

Nœud : Bacs de stockage T-205/T-206. Comprenant les pompes d'expédition de pétrole brut P-208 A/B/C

Paramètre : Débit

Mot-guide	Déviati on	Causes	Conséquences	Prévention	Action	Action par
Non	1. Pas de débit	1.1. Absence de débit en amont (arrêt des pompes P-103/104 A/B lorsque seule une ligne de séparation est en production ou fermeture des ESDV).	1.1.1. Absence d'alimentation en huile produite des séparateurs. Problème opérationnel. Pas de conséquence significative sur ce nœud.			
		1.2. Arrêt des pompes P-208 A/B/C pendant l'export.	1.2.1. Retard opérationnel de l'export. Pas de conséquence significative si le retard est inférieur à 3–5 jours. 1.2.2. Baisse de la production si le retard dépasse 3–5 jours.	1. Trois pompes P-208 A/B/C sont installées, conformément aux exigences d'export. 2. Présence permanente du personnel de maintenance sur site (24 h/24, 7 j/7). 3. Possibilité de stockage du brut dans les réservoirs T-205/206/207.	Vérifier la disponibilité des pièces de rechange critiques pour les pompes P-208 A/B.	Maintenan ce électrique Maintenan ce mécanique
		1.3. Fermeture intempestive d'une vanne située entre les bacs T-205/206 et les pompes P-208 A/B/C.	1.3.1. Diminution de la pression à l'aspiration des pompes P-208 A/B/C. Dommages mécaniques possibles dus à la cavitation. Risque de fuite. Risque d'incendie/explosion.	1. Inter verrouillage logique PSL-208 A/B/P(C) qui provoque l'arrêt des pompes P-208 A/B/C en cas de faible pression d'aspiration.	Vérifier que l'inter verrouillage PSL-208 A/B/P(C) provoquant l'arrêt des pompes P-208 A/B/C en cas de	Instrument ation

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Mot-guide	Déviati on	Causes	Conséquences	Prévention	Action	Action par
Plus			21.1.3.2. Retards opérationnels dans les opérations d'export. Pas de conséquence significative si le retard est inférieur à 3–5 jours.		faible pression d'aspiration est de niveau SIL 1.	
		1.4. Fermeture intempestive de toute vanne sur la ligne d'export en aval des pompes P-208 A/B/C	1.4.1. Augmentation de la pression au refoulement des pompes P-208 A/B/C. Dommages mécaniques possibles. Fuite possible. Risque d'incendie/explosion.	1. Ouverture de la vanne FV-208P par le régulateur FIC-208P.	Étudier la possibilité de configurer une alarme de basse pression sur la ligne d'export en aval des pompes P-208 A/B/C.	DCS / Instrumentation
	2. Débit élevé	2.1. Aucune cause identifiée.				
Moins	3. Débit faible	3.1. Diminution du débit en provenance de l'amont (arrêt de l'une des pompes P-103/104 A/B).	3.1.1. Diminution du débit d'huile produite provenant des séparateurs. Problèmes opérationnels. Aucune conséquence significative sur ce nœud.			
		3.2. Colmatage de la ligne d'export.	3.2.1. Augmentation de la pression au refoulement des pompes P-208 A/B/C. Dommages mécaniques possibles. Fuite possible. Risque d'incendie/explosion.	1. Ouverture de la vanne FV-208P par le régulateur FIC-208P. 2. Procédure de lancement du racleur (pig) sur la ligne d'export.	Étudier la possibilité de configurer une alarme de basse pression sur la ligne d'export en aval des pompes P-208 A/B/C.	

Table 7 Analyse des risques par HAZOP (Débit)

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Site : SONATRACH/ CEP SA

Nœud : Bacs de stockage T-205/T-206. Comprenant les pompes d'expédition de pétrole brut P-208 A/B/C

Paramètre : Niveau

Mot-guide	Déviati on	Causes	Conséquences	Mesures de protection	Actions	Action par
Plus	1. Niveau élevé	1.1. Défaillance du transmetteur de niveau LT-205T1/206T1 indiquant un niveau inférieur au niveau réel.	1.1.1. Augmentation potentielle non détectée du niveau dans les bacs de stockage de pétrole brut T-205/206 avec risque de débordement et envoi de pétrole brut vers l'unité de récupération des vapeurs, ainsi qu'une augmentation potentielle de pression. Problèmes opérationnels.	1. Vérification du niveau à l'aide d'un instrument portable indépendant (4 fois par jour). 2. Indicateur local de niveau LI-205T/206T. 3. Alarme niveau haut LAH-205/206. 4. Inter verrouillage LSHH-205T1/206T1 provoquant la fermeture des vannes HV-205T3/206T3 en cas de niveau très haut dans les bacs T-205/206. 5. Ligne de trop-plein. 6. Soupape de sûreté PSV-205T1/206T1.	Vérifier que le transmetteur initiateur de l'inter verrouillage LSHH-205T1/206T1 provoquant la fermeture des vannes HV-205T3/206T3 en cas de niveau très haut dans les bacs de stockage de pétrole brut T-205/206 est indépendant du transmetteur de niveau utilisé pour la régulation.	DCS / Instrumentation

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Mot-guide	Déviation	Causes	Conséquences	Mesures de protection	Actions	Action par
				7. Événement d'urgence.		
		1.2. Erreur opératoire : ouverture de la vanne de recyclage depuis P-208 A/B/C vers un mauvais bac (bac en service).	1.2.1. Augmentation potentielle du niveau dans les bacs de stockage de pétrole brut T-205/206 (bac en service), avec risque de débordement et envoi de pétrole brut vers l'unité de récupération des vapeurs, ainsi qu'une augmentation potentielle de pression. Problèmes opérationnels.	1. Vérification du niveau à l'aide d'un instrument portable indépendant (4 fois par jour). 2. Indicateur local de niveau LI-205T/206T. 3. Alarme niveau haut LAH-205T1/206T1T. 4. Inter verrouillage LSHH-205T1/206T1 provoquant la fermeture des vannes HV-205T3/206T3 en cas de niveau très haut dans les bacs T-205/206.		

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Mot-guide	Déviation	Causes	Conséquences	Mesures de protection	Actions	Action par
				5. Ligne de trop-plein. 6. Soupape de sûreté PSV-205T1/206T1. 7. Événement d'urgence.		

Table 8 Analyse des risques par HAZOP (Niveau)

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Mot-guide	Déviaton	Causes	Conséquences	Mesures de protection	Actions	Action par
Moins	2. Niveau bas	2.1 Défaillance du transmetteur de niveau LT-205T1/206T1 indiquant un niveau supérieur au niveau réel	2.1.1 Diminution non détectée du niveau dans les bacs de stockage de pétrole brut T-205/206 avec risque de vidange complète et dommages mécaniques possibles aux pompes P-208 A/B/C dus au fonctionnement à vide. Fuite possible. Risque d'incendie/explosion.	1. Vérification du niveau à l'aide d'un instrument portable indépendant (4 fois/jour). 2. Indicateur local de niveau LI-205T/206T. 3. Alarme bas niveau LAL-205T1/T206T1/T. 4. Interverrouillage PSL-208 AP/BP/CP arrêtant les pompes P-208 A/B/C en cas de faible pression d'aspiration.	Étudier la possibilité de configurer une alarme basse pression sur la ligne d'exportation en aval des pompes P-208 A/B/C. Vérifier l'existence d'un interverrouillage arrêtant les pompes P-208 A/B/C ou fermant la vanne SDV en cas de niveau bas dans les bacs T-205/206.	DCS
		2.2 Erreur opérateur lors de l'arrêt de l'opération d'exportation lorsque requis	2.2.1 Diminution du niveau dans les bacs T-205/206 avec risque de vidange complète et dommages mécaniques aux pompes P-208 A/B/C dus au	1. Vérification du niveau à l'aide d'un instrument portable indépendant (4 fois/jour). 2. Indicateur local de niveau LI-205T/206T. 3. Alarme bas niveau LAL/LALL-205T1/T206T1/T.	Étudier la possibilité de configurer une alarme basse pression sur la ligne d'exportation en aval des pompes P-208 A/B/C. Vérifier l'existence d'un interverrouillage arrêtant les pompes P-208 A/B/C ou fermant la vanne SDV en cas de niveau bas dans les bacs T-205/206. Vérifier l'existence de deux alarmes indépendantes de niveau bas dans les bacs T-205/206 (LAL-205T1/T206T1/T).	DCS / Instrumentation

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Mot-guide	Déviation	Causes	Conséquences	Mesures de protection	Actions	Action par
			fonctionnement à vide. Fuite possible. Risque d'incendie/explosion.	4. Inter verrouillage PSL-208 AP/BP/CP arrêtant les pompes P-208 A/B/C en cas de faible pression d'aspiration.		

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Mot-guide	Déviation	Causes	Conséquences	Mesures de protection	Actions	Action par
		2.3 Erreur opérateur : alignement simultané de la vanne entre les bacs T-205/206 et les pompes P-208 A/B/C alors que cela n'est pas requis (production et export simultanés)	2.3.1 Diminution du niveau dans les bacs T-205/206 (production du réservoir) avec risque de vidange complète et dommages mécaniques aux pompes P-208 A/B/C dus au fonctionnement à vide. Fuite possible. Risque d'incendie/explosion.	1. Vérification du niveau à l'aide d'un instrument portable indépendant (4 fois/jour). 2. Indicateur local de niveau LI-205T/206T. 3. Indication de position des vannes SDV depuis la salle de contrôle. 4. Alarme LAL/LALL-205T1/T206T1/T. 5. Inter verrouillage PSL-208 AP/BP/CP arrêtant les pompes P-208 A/B/C en cas de faible pression d'aspiration.	Étudier la possibilité de configurer une alarme basse pression sur la ligne d'exportation en aval des pompes P-208 A/B/C. Vérifier l'existence d'un inter verrouillage arrêtant les pompes P-208 A/B/C ou fermant la vanne SDV en cas de niveau bas dans les bacs T-205/206. Vérifier l'existence de deux alarmes indépendantes de niveau bas dans les bacs T-205/206 (LAL-205T1/T206T1/T).	DCS / Instrumentation

Table 9 Analyse des risques par HAZOP (Niveau)suite

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Site : SONATRACH/ CEPSE

Nœud : Bacs de stockage T-205/T-206. Comprenant les pompes d'expédition de pétrole brut P-208 A/B/C

Paramètre : Température

Mot-guide	Déviaton	Causes	Conséquences	Mesures de protection	Actions	Action par
Plus	1. Haute Température	1.1. No causes identified.	/	/	/	/
Moins	2. Basse Température	2.1. No causes identified.	/	/	/	/

Table 10 Analyse des risques par HAZOP (Température)

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Site : SONATRACH/ CEPESA

Nœud : Bacs de stockage T-205/T-206. Comprenant les pompes d'expédition de pétrole brut P-208 A/B/C

Paramètre : Pression

Mot-guide	Déviations	Causes	Conséquences	Prévention	Action	Action par
Plus	1. Pression élevée	1.1 Défaillance de la boucle de régulation ou ouverture de la vanne PIC-205T2/206T2 (PV-205T2/206T2) lorsqu'elle est requise.	1.1.1 Augmentation de la pression dans les réservoirs de stockage de pétrole brut T-205/206 avec risque possible de dommages. Risque d'incendie/explosion.	1. PSV-205T1/206T1 2. Événement d'urgence	Aucune action requise.	
		1.2 Défaillance de la vanne PCV-205T1/206T1 s'ouvrant davantage que nécessaire.	1.2.1 Augmentation de la pression dans les réservoirs de stockage de pétrole brut T-205/206 avec actionnement du PIC-205T2/206T2 envoyant le gaz vers la torchère.			
		1.3 Déclenchement des soufflantes C-202A/B (ou dysfonctionnement du système de récupération des vapeurs).	1.3.1 Augmentation de la pression dans les réservoirs de stockage de pétrole brut T-205/206 avec risque possible de dommages. Risque d'incendie/explosion.	1. PSV-205T1/206T1 2. Événement d'urgence	Aucune action requise.	

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Mot-guide	Déviation	Causes	Conséquences	Prévention	Action	Action par
		1.4 Incendie externe au niveau des réservoirs de stockage de pétrole brut T-205/206.	1.4.1 Augmentation de la pression et de la température dans les réservoirs T-205/206 avec possibles dommages mécaniques et rejet d'huile et/ou de gaz. Risque d'explosion.	1. PSV-205T1/206T1 et évent d'urgence. 2. Système de détection incendie et gaz (F&G). 3. Système d'extinction activé depuis la salle de contrôle.	Aucune action requise.	
Moins	2. Basse pression	2.1 Absence d'alimentation en gaz combustible depuis le collecteur.	2.1.1 Diminution potentielle de la pression dans les réservoirs T-205/206 avec risque de dommages mécaniques dus au vide et rejet d'huile et/ou de gaz. Risque d'incendie/explosion.	1. PAL-205T/206T 2. Interverrouillage PSSL-205/206 arrêtant les pompes P-208A/B/C, P-213 A/B et les soufflantes C-202A/B en cas de très basse pression dans les réservoirs T-205/206. 3. PSV-205T1/206T1	Aucune action requise.	
		2.2 Défaillance de la boucle de régulation PIC-205T2/206T2 et ouverture de la vanne PV-205T2/206T2 alors qu'elle ne devrait pas être ouverte.	2.2.1 Diminution de la pression dans les réservoirs de stockage de pétrole brut T-205/206 avec possibles dommages mécaniques dus au vide et rejet d'huile et/ou de gaz. Risque d'incendie/explosion.	2. PSV-205T1/206T1	Aucune action requise.	

Table 11 Analyse des risques par HAZOP (Pression)

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de HAZOP

Mot-guide	Déviaton	Causes	Conséquences	Prévention	Action	Action par
Moins (suite)	2. Basse pression (suite)	2.3 Défaillance de la vanne PCV-205T1/206T1 s'ouvrant moins que nécessaire.	2.3.1 Diminution potentielle de la pression dans les réservoirs de stockage de pétrole brut T-205/206 avec possibles dommages mécaniques dus au vide et rejet d'huile et/ou de gaz. Risque d'incendie/explosion.	1. PAL-205T/206T 2. Interverrouillage PSL-205/206 arrêtant les pompes P-208A/B/C, P-213 A/B et les soufflantes C-202A/B en cas de très basse pression dans les réservoirs T-205/206. 3. PSV-205T1/206T1	Aucune action requise	
		2.4 Erreur opérationnelle : ouverture involontaire de la vanne manuelle située en amont de la PCV-205T1/206T1 après vérification manuelle du niveau.	2.4.1 Diminution de la pression dans les réservoirs de stockage de pétrole brut T-205/206 avec possibles dommages mécaniques dus au vide et rejet d'huile et/ou de gaz. Risque d'incendie/explosion.	1. Procédure opératoire pour la vérification manuelle du niveau des réservoirs T-205/206. 2. PAL-205T/206T. 3. Interverrouillage PSL-205/206 arrêtant les pompes P-208A/B/C, P-213 A/B et les soufflantes C-202A/B en cas de très basse pression dans les réservoirs T-205/206. 4. PSV-205T1/206T1.	Réviser et approuver la procédure opérationnelle de vérification manuelle du niveau des réservoirs T-205/206.	Superviseur exploitation

Table 12 Analyse des risques par HAZOP (Pression) suite

Conclusion

En conclusion de ce chapitre, l'application de la méthode HAZOP au bac de stockage T-205 a permis d'identifier de manière systématique les risques potentiels susceptibles d'affecter la sécurité des personnes, l'intégrité des équipements ainsi que l'environnement. Cette analyse a mis en évidence les principales déviations par rapport aux conditions normales de fonctionnement, leurs causes possibles et les conséquences qui pourraient en découler.

L'étude a également permis d'évaluer l'efficacité des barrières de sécurité existantes et de mettre en lumière certaines situations nécessitant des mesures préventives ou correctives supplémentaires afin de réduire le niveau de risque à un seuil acceptable. Grâce à son approche structurée et multidisciplinaire, la méthode HAZOP s'est révélée être un outil pertinent pour l'identification des dangers et l'amélioration continue de la sécurité opérationnelle du bac T-205.

Les résultats obtenus constituent une base essentielle pour la mise en place de recommandations visant à renforcer la fiabilité de l'installation, à optimiser les conditions d'exploitation et à prévenir la survenue d'incidents ou d'accidents. Ces recommandations feront l'objet du chapitre suivant, consacré à l'évaluation des risques identifiés par la méthode LOPA.

***Chapitre IV : Analyse des
risques liés au bac de stockage
du pétrole brut par la méthode
de LOPA***

Introduction

Ce chapitre est consacré, dans un premier temps, à l'évaluation des SIL requis des différents SIS associés au bac de stockage du pétrole à l'aide de la méthode LOPA.

Cet atelier LOPA a été réalisé afin d'évaluer l'adéquation des couches de protection indépendantes (IPL – Independent Protection Layers) existantes et proposées un SIL équivalent au risque au niveau du CPF.

L'atelier HAZOP a permis d'identifier les scénarios critiques devant être évalués conformément à la procédure LOPA du GRKF.

V.1. Méthodologie du LOPA

La méthode LOPA évalue la réduction du risque en analysant la contribution des différentes couches. Elle est utilisée pour déterminer quel SIL est assigné à chaque FIS et elle permet de déterminer combien de couches de protection sont nécessaires pour ramener le risque à un niveau tolérable. L'objectif est de calculer le risque résiduel exprimé en fréquence d'accident par an, en quantifiant les fréquences d'occurrence des événements initiateurs et les probabilités (moyennes) de défaillance sur demande de chaque couche.

La probabilité intermédiaire d'occurrence d'un événement (fréquence de l'événement redouté) s'obtient en multipliant la fréquence de l'événement initiateur et les probabilités moyennes de défaillance à la demande (PFD_{avg}) de chaque couche de protection s'opposant à ce même événement.

Où :

f^C : Fréquence de réalisation de la conséquence C (*toutes les barrières sont défaillantes*), f^{IE} : Fréquence de l'événement initiateur,

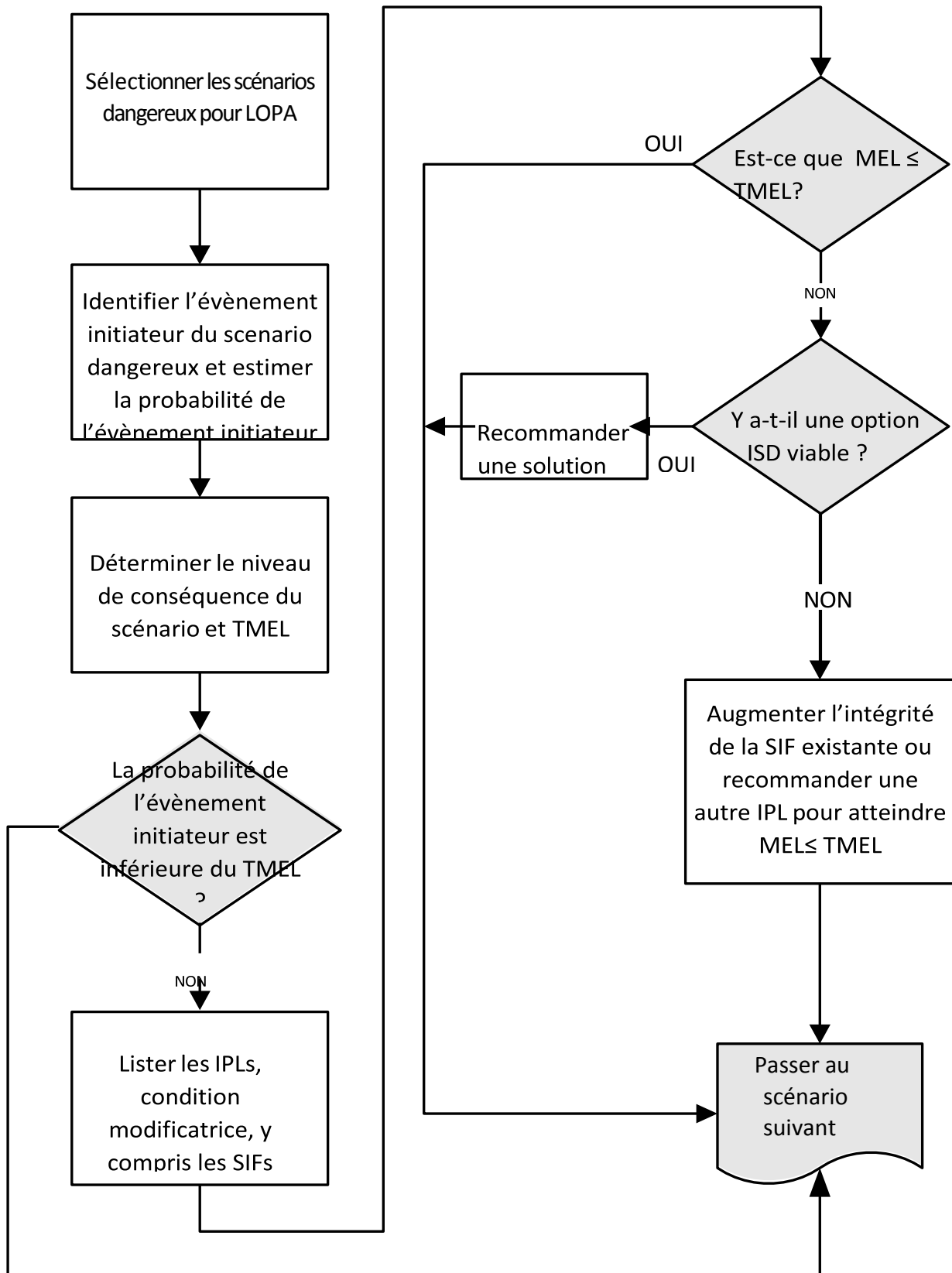
L'analyse LOPA doit prendre en compte les IPL (Independent Protection Layers – couches de protection indépendantes) proposées dans chacun des scénarios, quantifier les facteurs de

réduction du risque de chaque couche de protection considérée comme satisfaisant — ou capable de satisfaire — les exigences essentielles des IPL, puis calculer la fréquence de l'événement indésirable afin de vérifier si elle respecte les critères de l'entreprise, généralement exprimés de manière simplifiée dans des matrices de risques.

La méthodologie consiste en la réalisation des actions suivantes :

- Détermination de la fréquence de chaque événement initiateur. Les événements conditionnels et les modificateurs conditionnels seront quantifiés de manière probabiliste selon leur nature.
- Établir la liste des couches de protection conçues ou existantes (contrôle de procédé, alarmes, SIS, soupapes de sécurité).
- Déterminer la probabilité de défaillance à la demande (PFD) de chaque couche de protection.

V.2. Processus du LOPA



Étape (a)

Identifier les scénarios dangereux entraînant des niveaux de conséquences nécessitant une LOPA.

Il existe une étape de sélection des scénarios au cours de laquelle certains types d'événements sont exclus du processus LOPA.

Les informations suivantes sont directement extraites du rapport HAZOP :

- Description du scénario (y compris la description des conséquences).
- Gravité ou classement des conséquences.
- Liste des causes initiatrices.
- Liste des barrières de protection à considérer comme IPL (Independent Protection Layers) pour chacun des scénarios sélectionnés.

Étape (b)

Identifier les causes initiatrices du scénario dangereux et déterminer la fréquence de défaillance des causes initiatrices.

Les facteurs correctifs de fréquence, tels que la probabilité d'inflammation, la présence du personnel ou le temps d'exposition au risque, sont également pris en compte dans la détermination de la probabilité des scénarios.

Étape (c)

Déterminer ou vérifier le niveau des conséquences des causes initiatrices et des conséquences dangereuses en termes de santé, sécurité et environnement.

Déterminer la probabilité cible de l'événement atténué (TMEL) pour le scénario dangereux.

Étape (d)

Décider si la fréquence de l'événement initiateur (IEL) est inférieure ou égale au TMEL. Si oui, passer au scénario suivant. Sinon, passer à l'étape suivante.

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

Étape (e)

Lister les couches de protection indépendantes (IPL) capables d'atténuer les causes initiatrices.

Évaluer le type et l'intégrité de chaque IPL ainsi que son applicabilité.

Étape (f)

Décider si la probabilité de l'événement atténué (MEL) est inférieure ou égale au TMEL. Si oui, passer au scénario suivant. Sinon, passer à l'étape suivante.

Niveau de gravité	Conséquence typique	TMEL (par an)
Mineur (M)	Blessure mineure, impact environnemental limité, dommages matériels limités	1×10^{-3}
Sérieux (S)	Décès isolé, invalidité permanente, impact environnemental ou financier significatif	1×10^{-4}
Catastrophique (C)	Multiples décès, dommages environnementaux majeurs, pertes importantes d'actifs	1×10^{-5}

Étape (g)

Évaluer s'il existe une option de conception intrinsèquement plus sûre (SIFD) (ISD). Si oui, la recommander. Sinon, passer à l'étape suivante.

Étape (h)

Pour tout SIS existant, si le cycle de vie du SIS a été géré et documenté conformément aux directives de l'entreprise, alors la probabilité réelle de défaillance à la demande (PFD) peut être calculée et utilisée dans la LOPA.

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

Si le MEL reste supérieur à la cible (TMEL), recommander des couches de protection supplémentaires

Pour obtenir

$MEL < TMEL$.

Le niveau SIL requis est alors déterminé en fonction du facteur de réduction du risque nécessaire.

Le facteur de réduction du risque (RRF – *Risk Reduction Factor*) est défini par :

$$RRF = \frac{1}{PFD}$$

RRF 0 to ≤ 1 , No special integrity requirements



RRF >1 to ≤ 10 , No special integrity requirements



RRF >10 to ≤ 100 , SIL 1 équivalence



RRF >100 SIL 2 équivalence

RRF >1000 SIL 3 équivalence



RRF >10000 SIL 3 équivalence

Le tableau compare ensuite :

SIL	PFD
SIL 4	10^{-5} à 10^{-4}
SIL 3	10^{-4} à 10^{-3}
SIL 2	10^{-3} à 10^{-2}
SIL 1	10^{-2} à 10^{-1}

Étape (i)

L'analyse est répétée pour l'ensemble des scénarios dangereux jusqu'à validation complète du système étudié.

Cette démarche permet d'assurer que les systèmes de protection mis en place sur le bac de stockage T-205 garantissent un niveau de sécurité conforme aux exigences réglementaires et industrielles.

V.3. Sélection de scénarios du LOPA

Tous les scénarios HAZOP classés avec une gravité moyenne ou supérieure (en termes de sécurité, d'environnement et d'actifs) ont été retenus pour une analyse LOPA, sous réserve d'une étape de sélection préalable.

Il existe un ensemble de clauses d'exclusion permettant d'écarter les scénarios qui ne sont pas adaptés à une analyse LOPA. Ces clauses d'exclusion sont les suivantes :

1. Les événements d'escalade (par exemple : incendie externe, effets domino provenant d'autres unités ou installations adjacentes).
2. Les incendies généraux non associés à une déviation spécifique d'un paramètre de procédé.
3. Les activités régies par les procédures de contrôle du travail (*Control of Work*), telles que
 - a. Consignation / déconsignation (*lock out/tag out*)
 - b. Entrée en espace confiné
 - c. Opérations de levage par grue
 - d. Impacts de véhicules

L'étude HAZOP a néanmoins pris en compte l'ouverture ou la fermeture de certaines vannes verrouillées comme causes initiatrices, cependant, ces scénarios ont été exclus de l'étude LOPA.

4. Les dangers liés à l'hygiène industrielle et à la sécurité au travail, tels que :
 - a. Glissades

- b. Trébuchements
 - c. Chutes
 - d. Points de pincement
 - e. Problèmes ergonomiques
 - f. Difficultés d'accès
 - g. Surfaces chaudes
5. Les erreurs de conception (par exemple : mauvais dimensionnement, mauvais choix de matériaux, instrumentation inadaptée, etc.) comme causes initiatrices. Toutefois, la LOPA peut être utilisée afin d'identifier des mesures temporaires de réduction du risque pendant la correction de la conception.
6. La corrosion générale, l'érosion, les défauts de maintenance, d'inspection ou tout autre problème lié à la gestion de l'intégrité des équipements.
7. Les phénomènes naturels tels que :
- a. Inondations
 - b. Séismes
 - c. Tornade
 - d. Tempêtes,
 - e. Foudre
8. Les actes de terrorisme et de sabotage.

Les points suivants ont été soulevés et enregistrés afin de fournir des orientations nécessaires à l'analyse LOPA.

V.3.1. Présence du personnel (Occupancy)

Les estimations de gravité issues de l'étude HAZOP incluait une évaluation de l'ampleur possible d'un événement dangereux, pouvant correspondre à :

- Un feu torche
- Un feu éclair
- Une explosion

Les conséquences sur la sécurité ne se produisent que si du personnel se trouve dans la zone affectée par le danger.

Pour les événements les moins sévères (par exemple : fuite de gaz inflammable au niveau d'un joint) pouvant entraîner 1 ou 2 décès, il a été supposé que la probabilité de présence du personnel dans cette zone est de 10 %.

De même, pour les événements de plus grande ampleur (par exemple : rupture de confinement) ayant une zone d'impact plus importante, la probabilité de présence du personnel a également été estimée à 10 %, bien que le nombre potentiel de personnes exposées soit plus élevé.

Pour tous les événements, une hypothèse de présence aléatoire du personnel dans l'installation a été retenue sur la base d'un jugement d'expert. Cette présence est supposée être moyennée sur l'année durant les opérations normales, sans inclure les activités d'arrêt d'unité.

V.3.2. Probabilité d'inflammation (Probabilité d'ignition)

Pour tous les événements impliquant une inflammation (feu torche, feu de nappe, feu éclair ou explosion), la probabilité d'inflammation est utilisée comme modificateur conditionnel.

V.3.3. Indépendance de l'opérateur

Lorsque l'erreur humaine est identifiée comme cause d'un scénario LOPA, il n'est pas possible de considérer la réponse d'un opérateur à cette erreur comme une IPL, sauf si l'indépendance peut être garantie.

V.3.4. Indépendance des instruments et des boucles de contrôle

Dans l'étude LOPA, certaines boucles instrumentées sélectionnées comme IPL ont parfois été identifiées comme liées à la cause initiatrice, compromettant ainsi leur indépendance.

Cependant, l'utilisation d'alarmes de déviation a permis de démontrer une indépendance suffisante parce qu'elles détectent une dérive avant que le danger arrive

V.3.5. Systèmes de protection incendie

Les systèmes de détection de flamme et gaz ainsi que les systèmes de lutte contre l'incendie ne sont pas considérés comme des IPL, car ils interviennent après l'événement et ne permettent pas d'empêcher l'apparition de l'événement inflammable.

Ils peuvent toutefois :

- Limiter l'ampleur de l'événement
- Réduire sa durée
- Limiter l'escalade
- Diminuer les dommages matériel

Table 13 Evaluation des risques développée par LOPA

Noeud 07 - Scénario 01 – Haut niveau dans le bac T-205			
CAT :	B	E	S
TMEL :			1,00E-05
MEL:			9,00E-05
LOPA RATIO:			1,11E-01
RRF:			9,00E+00

Evènement initiateur	Fréquence	Conséquence	CAT	S	T M EL	IPL	Indépendante	Audit able	Eff ect ive	PF D	Fréquence Modificatrice	Proba bilité	MEL	LOPA Ratio	RRF	LOPA Recommandation s	LOPA comme ntaire
1. Grand débit du nœud précédent (ballon flash)	0.1	Niveau élevé dans la cuve entraînant un risque de débordement, de perte de confinement (LOPC), d’incendie ou d’explosion avec un potentiel de multiples décès.	S	T	H	LAH-205T/206T avec alarme haut niveau et alarme très haut niveau	Oui	Oui	O ui	0. 1	Présence humaine	0.3	9,00 E-05	1,11E-01	9,00 E+00	Envisager la fermeture automatique de HV-205T3/206T3 en cas de niveau très élevé dans la cuve	
											Condition facilitante	0.3					
											Inflammation retardée (source sur site)	1,00E-01					

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

Table 14 Evaluation des risques développée par LOPA (suite)

Noeud 07 - Scénario 02 – Haute pression dans les pompes de transfert du pétrole			
CAT :	B	E	S
TMEL :	1,00 E-03		
MEL:	3,00 E-03		
LOPA RATIO:	3,03 E-01		
RRF:	3,30 E+00		

Evènement initiateur	Fréquence	Conséquence	CAT	TMEL	IPL	Indépendante	Auditable	Effective	PF D	Fréquence Modificatrice	Probabilité	MEL	LOPA Ratio	RRF	LOPA Recommandations	LOPA commentaire
1. Vanne manuelle en aval des pompes est fermée.	0.01	Surpression en aval de la pompe entraînant une rupture ou un endommagement de la pompe.	B	1,00 E-03	FV-208P pour recycler vers le bac afin de protéger la pompe	Oui	Oui	Oui	0.1	Condition facilitante	0.3	3,00 E-04	3,33 E+00	3,00 E-01		
2. ROV-201L (20" vanne d'export) fermée	0.1	Surpression en aval de la pompe entraînant une rupture ou un endommagement de la pompe.	B	1,00 E-03	FV-208P pour recycler vers le bac afin de protéger la pompe	Oui	Oui	Oui	0.1	Condition facilitante	0.3	3,00 E-03	3,33 E-01	3,00 E+00	Envisager l'ajout d'une alarme indépendante de haute pression en aval des pompes de transfert de pétrole brut	

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

Table 15 Evaluation des risques développée par LOPA (suite)

Noeud 07 - Scénario 03 – Basse pression dans le bac de stockage du pétrole			
CAT :	B	E	S
TMEL :	1,00E-04		
MEL:	1,29E-03		
LOPA RATIO	7,14E-02		
RRF:	1,29E+01		

Evènement initiateur	Fréquence	Conséquence	CAT	S	TME L	IPL	Indépendante	Auditable	Efficace	PFD	Fréquence Modificatrice	Probabilité	MEL	LOPA Ratio	RRF	LOPA Recommandations	LOPA commentaire
1. Transfert depuis un ballon flash vide dû à une erreur humaine	0.1	Basse pression dans le bac entraînant un risque potentiel d’effondrement (collapse).	B	H	1,00E-04	LAL-205T avec une alarme de bas niveau et une alarme de très bas niveau.	Oui	Oui	Oui	0.1			1,00E-05	1,00E+01	1,00E-01		
						PCV-205T1 & PV-205T2 set @1" H2O	Oui	Oui	Oui	0.1							
						PSV-205T1 set @-1" H2O à +7" H2O	Oui	Oui	Oui	0.01							

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

2. Vanne manuelle 2"V-021 en amont de la PCV-205T1 fermée	0.1	Isolement du gaz de blanketing. Basse pression dans le bac entraînant un risque potentiel d'effondrement (collapse).	B	H	1,00E-04	La vanne manuelle 2"V-021 est équipée d'un limit switch en cas de fermeture.	Oui	Oui	Oui	0.1			1,00E-04	1,00E+00	1,00E+00		
						PSV-205T1 set @-1" H2O à +7" H2O	Oui	Oui	Oui	0.01							
3. Absence de FG (gaz de blanketing) pendant l'exportation.	0.43	Perte du gaz de blanketing vers le bac de stockage, gaz de purge envoyé vers la torche PROVOQUANT UN EFFONDREMENT	B	H	1,00E-04	PSV-205T1 et @-1" H2O à +7" H2O	Oui	Oui	Oui	0.01	Mode d'exploitation (fréquence d'exportation)	0.3	1,29E-03	7,75E-02	1,29E+01	Envisager l'ajout d'une alarme de basse pression sur le réseau de gaz de blanketing (FG)	La fréquence de l'événement initiateur (0,43) a été prise de la LOPA du FG (gaz de blanketing)
																Envisager l'arrêt (trip) de la pompe d'export en cas de basse pression dans la cuve.	

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

Table 16 Evaluation des risques développée par LOPA (suite)

Noeud 07 - Scénario 04 - Haute pression dans le bac de stockage du pétrole			
CAT :	B	E	S
TMEL :			1,00E-05
MEL:			9,00E-08
LOPA RATIO			0,11E+03
RRF:			9,00E-03

Evènement initiateur	Fréquence	Conséquence	CAT	S	TMEL	IPL	Indépendante	Auditable	Effective	PF D	Fréquence Modificatrice	Probabilité	MEL	LOPA Ratio	RRF	LOPA Recommandations	LOPA commentaire
1. Mal fonctionnement de la PCV-205T1 (ouverte)	0.1	Haute pression dans le bac entraînant un risque de rupture, de perte de confinement (LOPC), d'incendie ou d'explosion avec	S	TH	1,00E-05	PV-205T2 ouverte vers la torche	Oui	Oui	Oui	0.1	Inflammation retardée (source sur site)	3,00E-01	9,00E-08	1,11E+02	9,00E-03		
						PSV-205T1 set @-1" H2O à +7" H2O	Oui	Oui	Oui	0.01	Présence humaine	0.3					

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

		un potentiel de multiples décès.				PSV-205T (trappe de sécurité) ouverte vers atmosphère	Oui	Oui	Oui	0.01						
2. PV-205T2 fermée complètement	0.1	Haute pression dans le bac entraînant un risque de rupture, de perte de confinement (LOPC), d'incendie ou d'explosion avec un potentiel de multiples décès.	S	TH	1,00 E-05	PCV-205T1 se ferme pour maintenir 1" H2O	Oui	Oui	Oui	0.1	Présence humaine	0.3	9,00 E-08	1,11E+02	9,00 E-03	
						PSV-205T1 set @-1" H2O à +7" H2O	Oui	Oui	Oui	0.01	Inflammation retardée (source sur site)	3,00 E-01				
						PSV-205T (trappe de sécurité) ouverte vers atmosphère	Oui	Oui	Oui	0.01						
3. pétrole avec TVR élevée	0.1	Haute pression dans le bac entraînant un risque de rupture, de perte de confinement (LOPC), d'incendie ou d'explosion avec un potentiel de multiples décès.	S	TH	1,00 E-05	PV-205T2 ouverte vers la torche	Oui	Oui	Oui	0.1	Présence humaine	0.3	9,00 E-08	1,11E+02	9,00 E-03	
						PSV-205T1 set @-1" H2O à +7" H2O	Oui	Oui	Oui	0.01	Inflammation retardée (source sur site)	3,00 E-01				
						PSV-205T (trappe de sécurité) ouverte vers atmosphère	Oui	Oui	Oui	0.01						

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

4. SOUFFLANTS C-202A/B stop	0.1	Haute pression dans le bac entraînant un risque de rupture, de perte de confinement (LOPC), d'incendie ou d'explosion avec un potentiel de multiples décès.	S	TH	1,00 E-05	PV-205T2 ouverte vers la torche	Oui	Oui	Oui	0.1	Présence humaine	0.3	9,00 E-08	1,11E+02	9,00 E-03		
						PSV-205T1 set @-1" H2O à +7" H2O	Oui	Oui	Oui	0.01	Inflammation retardée (source sur site)	3,00 E-01					
						PSV-205T (trappe de sécurité) ouverte vers atmosphère	Oui	Oui	Oui	0.01							

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

Table 17 Evaluation de risque développée par LOPA (suite)

Noeud 07 - Scénario 05 – Retour de flamme au bac de stockage du pétrole			
CAT :	B	E	S
TMEL :			1,00E-04
MEL:			3,00E-06
LOPA RATIO			3,33E+01
RRF:			3,00E-02

Evènement initiateur	Fréquence	Conséquence	CAT	S	TME L	IPL	Indépendante	Auditable	Efficative	PFD	Fréquence Modificatrice	Probabilité	MEL	LOPA Ratio	RR F	LOPA Recommandations	LOPA commentaire
1. Vanne manuelle 2"V-021 en amont PCV-205T1 fermée	0.1	Retour de flamme de la torche vers le bac	S	H	1,00E-04	Une pare-flamme installée sur la ligne de la torche	Oui	Oui	Oui	0.01	Présence humaine	0.3	3,00E-06	3,33E+01	3,00E-02		
						Des soufflantes installées sur la ligne de la torche	Oui	Oui	Oui	0.1							
						PCV-205T1 se ferme pour maintenir 1" H2O	Oui	Oui	Oui	0.1							

V.4. Méthode de calcul

Un exemple d'analyse LOPA (Layers of Protection Analysis) pour expliquer chaque colonne puis refaire les calculs avec les valeurs du tableau au-dessus

Il sert à vérifier si les couches de protection existantes sont suffisantes pour réduire le risque d'un scénario dangereux jusqu'au niveau acceptable défini par l'entreprise.

V.4.1. Explication des colonnes

Colonne	Signification
CAT	Catégorie de conséquence
S	Gravité (Severity)
TMEL	Target Mitigated Event Likelihood = fréquence cible acceptable
IPL	Couche de protection indépendante
Indépendante / Auditable / Effective	Vérification qu'une barrière peut être considérée comme une vraie IPL
PPD	Probabilité de défaillance à la demande de l'IPL
FrEquence modificatrice	Facteur conditionnel (ex : présence d'inflammation, présence du personnel...)
LOPA RR	Reduction du risque requis
MEL	Mitigated Event Likelihood = fréquence finale après protections
LOPA Ratio	Rapport entre TMEL et MEL
RRF	Risk Reduction Factor = facteur de réduction de risque

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

En LOPA :

$$MEL = IEF \times \prod (PFD.IPL) \times \prod (CM)$$

- IEF = Fréquence de l'événement initiateur (événements par an)
- PFD_IPL = Probabilité de défaillance sur demande de chaque barrière de protection indépendante (IPL) prise en compte
- CM = Modificateurs conditionnels approuvés (probabilité d'inflammation et/ou probabilité d'occupation uniquement)

V.4.2. Calcul de la première ligne

Scénario 1

Événement initiateur

Fermeture manuelle de la vanne en aval des pompes

Données

Paramètre	Valeur
Fréquence	0.01
Probabilité	0.3
PFD	0.1

V.4.3. Calcul du MEL

$$MEL = 0.01 \text{ \textbackslash fois } * 0.3 \text{ \textbackslash fois } * 0.1$$

Résultat:

$$MEL = 3.0 \text{ \textbackslash fois } 10^{-4} = 3,00E-04$$

V.4.4. Calcul du LOPA Ratio

$$\text{Ratio du LOPA} = \frac{\{TMEL\}}{\{MEL\}}$$

Avec :

Valeur

$$TMEL \quad 1 \times 10^{-3}$$

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

Valeur

$$\text{MEL} = 3 \times 10^{-4}$$

Donc :

$$\text{Ratio du LOPA} = \frac{1.0 \times 10^{-3}}{3.0 \times 10^{-4}}$$

Résultat :

$$\text{Ratio du LOPA} = 3.33 = \mathbf{3,33E+00}$$

V.4.5. Interprétation du résultat

Puisque :

$$\text{MEL} < \text{TMEL}$$

Alors : Le risque est acceptable et les protections existantes suffisent.

V.4.6. Deuxième ligne

Données

Paramètre	Valeur
Fréquence	0.1
Probabilité	0.3
PFD	0.1

Calcul du MEL

$$\text{MEL} = 0.1 \times 0.3 \times 0.1$$

Résultat :

$$\text{MEL} = 3.0 \times 10^{-3} = \mathbf{3,00E-03}$$

V.4.7. Comparaison avec le TMEL

$$\text{TMEL} = 1 \times 10^{-3}$$

Mais :

$$3.0 \times 10^{-3} > 1.0 \times 10^{-3}$$

Donc : Le risque n'est pas acceptable

Parce que la fréquence finale après protections reste trop élevée.

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

On recommande donc de :

Ajouter une alarme indépendante de haute pression en aval des pompes de transfert de brut.

Cette nouvelle barrière réduira encore la fréquence du scénario.

V.4.8. Explication du RRF

Le RRF = Risk Réduction Factor est lié au PFD :

$$\text{RRF} = \frac{1}{\text{PFD}}$$

Ici :

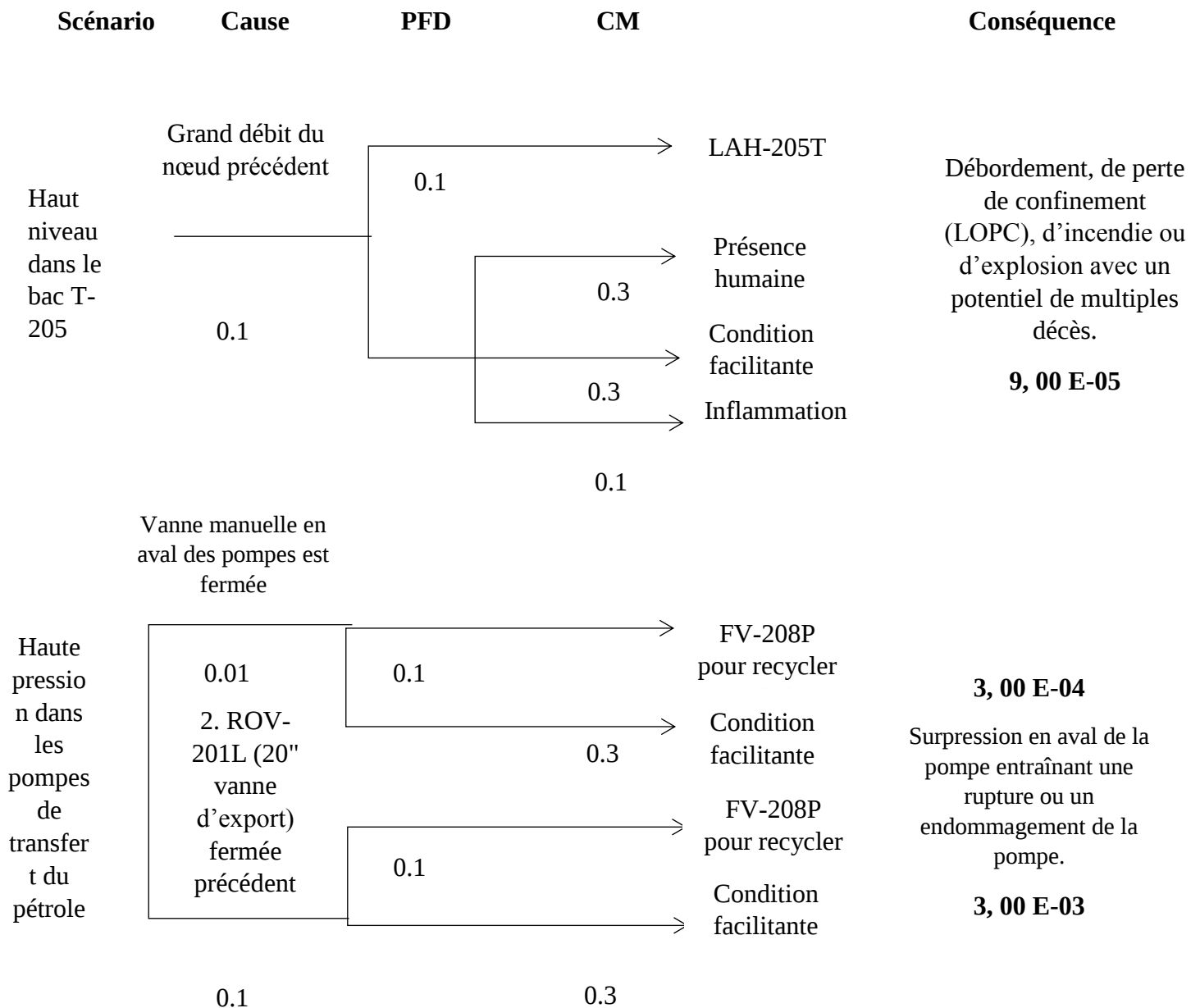
$$\text{RRF} = \frac{1}{0.1} = 10$$

Chaque IPL réduit donc le risque par un facteur 10.

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

V.5. Arbre d'évènement

Les scénarios d'accidents issus de LOPA sont représentés par des Arbres d'Événements (AdE). Le choix de ce modèle nous permet de représenter clairement l'enchaînement des événements, en précisant leurs fréquences et par conséquent la fréquence des scénarios correspondants.



Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

Scénario	Cause	PFD	CM	Conséquence
Basse pression dans le bac de stockage du pétrole	Transfert depuis un ballon flash vide dû à une erreur humaine			
	0.1 Vanne manuelle 2"V-021 en amont de la PCV-205T1 fermée	0.1	LAL-205T	1, 00 E-05
		0.1	PCV-205T1 / PV-205T2	
		0.01	PSV-205T1	
	0.1	0.1	La vanne manuelle 2"V-021 est équipée d'un limit switch en cas de fermeture.	Risque potentiel d'effondrement en cas de fermeture.
	Absence de FG (gaz de blanketing) pendant l'exportation.	0.01	PSV-205T1	1, 00 E-04
			PSV-205T1	1, 29 E-03
		0.43	0.01	
Retour de flamme au bac de stockage du pétrole	Vanne manuelle 2"V-021 en amont PCV-205T1 fermée.	0.01	Une pare-flamme installée sur la ligne de la torche	Retour de flamme de la torche vers le bac
		0.1	Des soufflantes installées sur la ligne de la torche	
		0.1	PSV-205T1	
	0.1	0.3	Présence humaine	3, 00 E-06

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

Scénario	Cause	PFD	CM	Conséquence
Haute pression dans le bac de stockage du pétrole	Mal fonctionnement de la PCV-205T1 (ouverte)	0.1	PV-205T2 ouverte	9, 00 E-08
			PSV-205T1	
			PSV-205T trappe	
			Inflammation	
			Présence humaine	
	PV-205T2 fermée complètement	0.1	PCV-205T1 se ferme	9, 00 E-08
			PSV-205T1	
			PSV-205T trappe	
			Présence humaine	
			Inflammation	
	Pétrole avec TVR élevée	0.1	PV-205T2 ouverte	9, 00 E-08
			PSV-205T1	
			PSV-205T trappe	
			Présence humaine	
			Inflammation	
	Soufflantes C-202A/B s'arrêtent	0.1	PV-205T2 ouverte	9, 00 E-08
			PSV-205T1	
			PSV-205T trappe	
			Présence humaine	
			Inflammation	

Un risque de rupture, de perte de confinement (LOPC), d'incendie ou d'explosion avec un potentiel de multiples décès.

Conclusions

Bilan global

Sur les 5 scénarios analysés (11 configurations), 3 présentent un risque résiduel non acceptable ($MEL > TMEL$), nécessitant des mesures correctives. Les 7 autres configurations sont acceptables avec les protections existantes.

Catégorie	Nombre	Proportion
Scénarios ACCEPTABLES ($MEL \leq TMEL$)	8	73 %
Scénarios NON ACCEPTABLES ($MEL > TMEL$)	3	27 %

Scénarios critiques identifiés et actions requises

- Scénario 01 (Haut niveau – $MEL/TMEL = 9$) : La seule alarme LAH existante est insuffisante pour le niveau de risque TH. Une SIF de niveau SIL 1 doit être implémentée pour déclencher la fermeture automatique de HV-205T3/206T3 en cas de niveau très haut.
- Scénario 02 (Cause ROV-201L – $MEL/TMEL = 3$) : La fréquence élevée de la cause initiatrice (0,1/an) nécessite l'ajout d'une alarme indépendante de haute pression en aval des pompes, en complément de la FV-208P existante.
- Scénario 03 (Absence FG pendant exportation – $MEL/TMEL = 12,9$) : C'est le scénario le plus dégradé de l'analyse. La PSV-207T1 seule est très insuffisante face à une fréquence initiatrice de 0,43/an. Deux nouvelles mesures s'imposent : une alarme de basse pression sur le réseau FG et un trip automatique de la pompe d'export en cas de basse pression.

Scénarios bien maîtrisés

- Scénario 04 (Haute pression bac) : Excellente maîtrise du risque grâce à la triple IPL (PV-205T2 + PSV-205T1 + trappe de sécurité). LOPA Ratio de 100 à 111 pour toutes les causes. Aucune action requise.
- Scénario 05 (Retour de flamme) : Les protections anti-retour (pare-flamme + soufflantes + PCV) sont efficaces. LOPA Ratio de 10 à 33. Aucune action requise, mais maintien en bon état impératif.
- Scénario 03 – Causes 1 & 2 : Le cumul de 2 à 3 IPL (alarme LAL + vannes de pression + PSV) assure une protection adéquate pour les causes ballon flash vide et vanne V-021.

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

Implications sur les SIL

L'analyse LOPA détermine les RRF requis pour les scénarios déficitaires, ce qui se traduit en niveaux SIL selon IEC 61511 :

Scénario	RRF requis (supplémentaire)	SIL requis	Type de mesure
01 – Haut niveau	≥ 10 (RRF actuel = 9)	SIL 1	SIF – Fermeture automatique HV
02 – Haute pression pompes (ROV-201L)	≥ 3 (RRF actuel = 3)	Non-SIS	Alarme HP indépendante
03 – Basse pression (absence FG)	≥ 13 (RRF actuel = 12,9)	SIL 1	SIF – Trip pompe + Alarme FG

Les scénarios 01 et 03 requièrent des SIF de niveau SIL 1 (RRF entre 10 et 100). Le scénario 02 peut être traité par une IPL non-SIS (alarme instrumentée), sous réserve que celle-ci réponde aux critères d'indépendance, d'auditabilité et d'efficacité.

Recommandations finales

Actions correctives prioritaires (court terme)

- Implémenter une SIF SIL 1 pour la fermeture automatique HV-205T3/206T3 sur haut niveau très élevé (LSHH) dans le bac T-205 – Scénario 01.
- Ajouter une alarme de basse pression indépendante sur le réseau de gaz de blanketing (FG) avec déclenchement du trip de la pompe d'export – Scénario 03.
- Installer une alarme de haute pression indépendante en aval des pompes de transfert de brut – Scénario 02.

Actions de maintien et de surveillance (moyen terme)

- Maintenir et tester périodiquement toutes les IPL existantes selon les fréquences de test définies conformément à la IEC 61511.
- Surveiller attentivement le limit switch de la vanne V-021 et l'état de la PSV-207T1 (Scénario 03 – cause 2, à la limite exacte du TMEL).
- Maintenir le pare-flamme et les soufflantes de la ligne torche en bon état opérationnel pour garantir la protection contre le retour de flamme (Scénario 05).

Chapitre IV : Analyse des risques liés au bac de stockage du pétrole brut par la méthode de LOPA

- Vérifier régulièrement la FV-208P (recyclage pompe) pour préserver son efficacité dans le Scénario 02 – cause 1.

Recommandations générales

- Documenter et valider le cycle de vie des SIS existants et futurs conformément aux exigences IEC 61511 (phase de conception, installation, mise en service, exploitation et tests périodiques).
- Réaliser une analyse d'architecture pour les nouvelles SIF SIL 1 afin de définir la redondance requise (1oo1, 1oo2, 2oo3) et les fréquences de test.
- Intégrer les résultats de cette LOPA dans le dossier de sécurité du CPF et mettre à jour la matrice de risques HAZOP en conséquence.

Conclusion générale

Conclusion générale :

La maîtrise des risques industriels représente aujourd'hui un enjeu stratégique dans les installations pétrolières, où la présence de grandes quantités d'hydrocarbures expose les équipements, les personnes et l'environnement à des risques majeurs. Dans ce contexte, la mise en œuvre de méthodes d'analyse rigoureuses constitue un outil indispensable pour identifier les situations dangereuses, évaluer leur criticité et définir les mesures de prévention et de protection les plus adaptées.

L'objectif principal de ce mémoire était d'évaluer les risques liés au bac de stockage de pétrole brut T-205 du champ RKF, en s'appuyant sur les méthodologies HAZOP et LOPA, largement reconnues dans le domaine de la sécurité des procédés. Après une présentation du site d'étude et des principaux risques associés au stockage des hydrocarbures, nous avons développé les notions relatives à la gestion des risques, aux systèmes instrumentés de sécurité (SIS) ainsi qu'aux exigences des normes IEC 61508 et IEC 61511.

L'application de la méthode HAZOP a permis d'identifier les déviations susceptibles d'affecter le fonctionnement normal du bac T-205, d'en déterminer les causes, les conséquences potentielles ainsi que les mesures de protection existantes. Cette analyse a servi de base à la sélection des scénarios les plus critiques nécessitant une évaluation semi-quantitative par la méthode LOPA.

L'étude LOPA a permis d'évaluer le risque résiduel de chaque scénario, de vérifier l'efficacité des couches de protection indépendantes (IPL) et de déterminer le niveau d'intégrité de sécurité (SIL) requis pour les fonctions instrumentées de sécurité concernées. Les résultats obtenus montrent que les systèmes de protection existants contribuent de manière significative à la réduction des risques. Toutefois, certains scénarios nécessitent le maintien d'une surveillance rigoureuse ainsi que le respect des programmes de maintenance, d'inspection périodique et de tests fonctionnels afin de garantir durablement les performances des barrières de sécurité.

Ce travail met également en évidence l'intérêt de l'association des méthodes HAZOP et LOPA, qui offre une approche cohérente et complémentaire pour la gestion des risques industriels. Alors que la méthode HAZOP permet une identification systématique des dangers, la méthode LOPA apporte une évaluation plus objective de l'efficacité des mesures de protection et facilite la prise de décision concernant les exigences en matière de sécurité fonctionnelle.

Au-delà des résultats obtenus, cette étude nous a permis de renforcer nos connaissances théoriques et pratiques dans les domaines de la sécurité industrielle, des systèmes instrumentés de sécurité et de l'analyse des risques. Elle nous a également permis de mieux comprendre les contraintes liées à

Conclusion Générale

l'exploitation des installations pétrolières et l'importance du respect des normes internationales afin d'assurer un niveau de sécurité élevé.

Enfin, comme perspectives, il serait intéressant d'étendre cette étude par une évaluation quantitative de la fiabilité des fonctions instrumentées de sécurité à travers le calcul détaillé du PFD_{avg} , d'utiliser des logiciels spécialisés pour la modélisation des analyses HAZOP et LOPA, ainsi que d'intégrer les aspects liés à la cybersécurité des systèmes industriels, devenue aujourd'hui un élément essentiel de la sécurité fonctionnelle des installations modernes.

Bibliographie

BIBLIOGRAPHIE

- [1] cours_barrieres_de_securite-m2_h2st-2020-2021 (1)
- [2] Innal, F. (2008). Contribution à la modélisation des systèmes instrumentés de sécurité et à l'évaluation de leurs performances Analyse critique de la norme CEI 61508. PhD thesis, Université Bordeaux I, France.
- [3] M. A. Lundteigen. Assessment of hardware safety integrity requirements. proceedings of the 30th edreda seminar. June 2006.
- [4] Lamy, P. (2002). Probabilité de défaillance dangereuse d' un système : explications et exemple de calcul. Note Scientifique et Thechnique 225, Institut national de recherche et s'sécurité (INRS).revention in the process industries, vol 19 :pp 494_506, 2005.
- IEC61508. Functional safety of electrical/electronic/programmable electronic (e/e/pe) safety related systems. International Electrotechnical Commission (IEC), 1998.
- [5] Mkhida, A, Contribution à l'évaluation de la sûreté de fonctionnement des Systèmes Instrumentés de Sécurité intégrant de l'Intelligence. PhD thesis, Nancy Université, Institut National Polytechnique de Lorraine, France, 2008.
- [6] Charpentier, P. (2002). Artchitecture d'automatisme en sécurité des machines : Etude des conditions de conception liées aux défaillances de mode commun. PhD thesis, Nancy Université, Institut National Polytechnique de Lorraine, France.
- [7] OUDIHAT Kaouter, « EVALUATION DES BARRIERES DE SECURITE D'UN PROCEDE INDUSTRIEL Application de la méthode LOPA sur un four de rebouillage H-201 – MPP1 - SONATRACH/DP/HRM », Projet de fin d'étude, ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE, 10 ,Avenue des frères Ouadek. Hassen Badi. BP A82, 16200. Alger, ALGERIE, 2015. [En ligne]. Disponible sur:<http://repository.enp.edu.dz/jspui/handle/123456789/10307>
- [8] Charpentier, P. (2002). Artchitecture d'automatisme en sécurité des machines : Etude des conditions de conception liées aux défaillances de mode commun. PhD thesis, Nancy Université, Institut National Polytechnique de Lorraine, France.
- [9] S. Sklet. Safety barriers : De_nitions. classi_cation and performance. Journal of Loss
- [10] Norme CEI 61511, Sécurité fonctionnelle - Systèmes instrumentés de sécurité pour le domaine de la production pour processus – Parties 1 à 3, janvier 2003-juillet 2003. Commission Electrotechnique Internationale, Genève, Suisse.