

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la

Recherche Scientifique



École Nationale Polytechnique

Filière QHSE-GRI

Mémoire de projet de fin d'études

pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en QHSE-GRI

Etude de la défaillance d'un système de contrôle de sécurité et son impact sur
l'aspect financier

Cas du complexe gazier de Tiguentourine

M^f. MOHAMED EL AMINE SADALLAH

Sous la direction de M^f. ABDELMALEK CHERGUI Professeur ENP

Présenté et soutenu publiquement le (12/06/2016)

Composition du Jury :

Président	M ^f .HAMID YUCEFI	Professeur ENP
Rapporteur/ Promoteur	M ^f . ABDELMALEK CHERGUI	Professeur ENP
Examineur 1	M ^f .FARID LEGUEBEDJ	Maître-Assistant ENP
Examineur 2	M ^f MOHAMED BOUBAKEUR	Maître-Assistant ENP

ENP-2016-

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la

Recherche Scientifique



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
Ecole Nationale Polytechnique

École Nationale Polytechnique

Filière QHSE-GRI

Mémoire de projet de fin d'études

pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en QHSE-GRI

Etude de la défaillance d'un système de contrôle de sécurité et son impact sur
l'aspect financier

Cas du complexe gazier de Tiguentourine

M^f. MOHAMED EL AMINE SADALLAH

Sous la direction de M^f. ABDELMALEK CHERGUI Professeur ENP

Présenté et soutenu publiquement le (12/06/2016)

Composition du Jury :

Président	M ^f .HAMID YUCEFI	Professeur ENP
Rapporteur/ Promoteur	M ^f . ABDELMALEK CHERGUI	Professeur ENP
Examineur 1	M ^f .FARID LEGUEBEDJ	Maître-Assistant ENP
Examineur 2	M ^f MOHAMED BOUBAKEUR	Maître-Assistant ENP

ENP-2016-

REMERCIEMENTS

*Mes pensées vont tout d'abord à mon tuteur Monsieur **Abdelmalek CHERGUI** professeur à l'ENP. Je profite de ces quelques lignes pour vous dire à quel point je vous suis reconnaissant de la confiance et de l'attention que vous m'avez accordée. Malgré les embûches, les péripéties et les doutes, vous n'avez cessé d'être confiants sur l'issue de ce travail et vous m'avez accompagné et soutenu jusqu'au bout.*

*Merci à monsieur **Hamid YOUSFI** de m'avoir fait l'honneur et l'immense plaisir de présider mon jury de soutenance.*

*Je remercie vivement messieurs: **Mohamed BOUBAKEUR**, MAA à l'ENP et **Farid LEGUEBEDJ**, MAA à l'ENP d'avoir accepté d'examiner ce travail.*

*Un grand merci également à mes encadrants de In Aménas : **Chouab KINDE** qui a gardé un œil attentif et bienveillant sur le projet et **Samir SLIMANI** qui malgré la distance a suivi de près mon travail et l'a enrichi de son regard expérimenté. Merci pour votre extrême gentillesse et votre soutien.*

*Un petit mot également pour toutes les personnes de **l'équipe d'In Aménas** dont j'ai fait partie pendant un mois : ils ont été des collègues aux conseils avisés. Je n'oublie pas non plus leur accueil chaleureux, leurs sympathies, leurs disponibilité et pour leurs compétence, ainsi que leurs précieuse aide qu'ils m'ont apporté.*

*Je tiens ensuite à remercier chaleureusement la responsable de la filière Professeur **Saliha ZEBOU DJ**.*

*Je tiens également à exprimer toute ma reconnaissance à **mes professeurs de l'école nationale polytechnique**.*

Enfin, je tiens à m'adresser à ceux que je ne remercierai jamais assez d'être simplement présents à mes côtés :

*A mes **parents**, pour leurs encouragements et leur amour,*

*A ma **sœur** et mon **frère**, que j'affectionne tant et dont je suis fière,*

*A ma **meilleure amie**, pour ses conseils et ses attentions,*

*A tous mes **amis**.*

ملخص العمل

يهدف هذا العمل إلى دراسة فشل نظام المراقبة والسلامة (نظام المشعل) بعد إضافة وحدة ضغط جديدة إلى المجمع الغازي بعين أميناس.

أختير نظام المشعل بعد تطبيق طريقة (RPA) على المجمع الغازي لعين أميناس. الأمر الذي تطلب القيام بالتحليل الوظيفي وطريقة (POZAH) لنظام المشعل، لتحديد أسباب فشله ومن ثم معالجته. وقد لخصنا لأسباب في سببين رئيسيين هما:

الأول تم معالجته بالإستعانة بطريقة كمية (DDA)، أما السبب الثاني فقد قمنا بطريقة حساب التدفق بعد إدماج وحدة جديدة للضغط.

بعد ذلك قمنا بعملية محاكاة لحالة حقيقية بالإستعانة ببرنامج (TSAHP) لتحديد تأثير هذا الفشل على المجمع الغازي وعلى البيئة المحيطة به.

أخيرا قمنا بتقدير كلفة الضريبة الجديدة الناتجة عن حرق الغاز المنبعث من المشعل، وذلك طبقا لقانون المالية الجديد 2016.

الكلمات الدالة : APR ,HAZOP, ADD, PHAST , نظام المشعل, المجمع الغازي بعين أميناس.

Abstract

The present work aims to study the failure of a safety and control system following the addition of a new compression unit for In Amenas installation.

The flare system was selected after applying the APR method in In Amenas installation. After that a functional analysis and an application of the HAZOP method was needed for the determination of failure their causes.

The failure was defined as -extinction of the flare system, and two main causes:

The first was treated with the fault tree with a quantitative target. However we treated the second cause by a calculation of the design flow with the integration of a new compression unit.

Afterwards we made a simulation of a real case with the PHAST software to define the impact of this failure on the installation and its surrounding environment.

Finally we estimated using the 2016 Finance Act the amount of the new tax for gas flaring.

Key words: APR, HAZOP, ADD, PHAST, flare system, In Aménas installation.

Résumé de travail

Ce présent travail a pour objectif l'étude de la défaillance d'un système de contrôle de sécurité suite à l'ajout d'une nouvelle unité de compression à l'installation d'In Aménas.

Le système torche a été choisi après l'application de la méthode APR sur l'installation d'In Aménas. Une analyse fonctionnelle de ce système s'imposait puis l'application de la méthode HAZOP pour déterminer les défaillances à traiter par la suite ainsi que leurs causes.

La défaillance retenue est -extinction de la torche-, nous avons défini deux causes principales:

La première a été traitée avec l'arbre de défaillances ayant un objectif quantitatif. Cependant nous avons traité la deuxième cause par une méthode de calcul de débit en intégrant une nouvelle unité de compression. Par la suite nous avons fait une simulation d'un cas réel à l'aide du logiciel PHAST pour définir l'impact de la défaillance 'extinction' sur l'installation et son environnement voisin.

Enfin nous avons estimé à l'aide de la loi de finances 2016 le montant de la nouvelle taxe pour les gaz torchés.

Mots clés : APR, HAZOP, ADD, PHAST, système de torche, installation d'In Aménas.

Table des matières

Remerciements	
Résumé	
Liste des figures	
Liste des tableaux	
Table des abréviations	
1. INTRODUCTION.....	12
2. DESCRIPTION DU PROCESS DE TRAITEMENT DE GAZ DU COMPLEXE DE TIGUENTOURINE	13
2.1. Introduction	13
2.2. Description du process.....	14
2.2.1 Installations de réception du gaz	14
2.2.2 Unité de traitement du gaz du CPF	15
2.2.3 Unité de traitement de condensat	18
2.2.4 Fluides utilitaires	21
2.3. Conclusion	24
3. ANALYSE PRELIMINAIRE DES RISQUES « APR ».....	26
3.1 Introduction	26
3.2 Démarche de la méthode APR :	27
3.3 Application de l'APR sur l'installation de In Aménas	29
3.4 Conclusion	39
4. ANALYSE FONCTIONNELLE DU SYSTEMES DE TORCHES.....	40
4.1. Introduction	40
4.2. Collecteur de torche HP.....	40
4.3. Collecteur de torche froid HP	42
4.4. Collecteur d'évent MP	42
4.5. Ballon de torche HP 06-V-301	43
4.5.1. Description des équipements.....	43
4.5.2. Systèmes de contrôle du ballon torche	44
4.5.3. Systèmes de Protection du ballon de torche.....	44
4.6. Pompe de reprise du ballon de torche 06-P-341A/B	45
4.6.1. Description	45

4.6.2.	Systèmes de Contrôle	46
4.6.3.	Systèmes de Protection.....	46
4.7.	Cheminée de torche HP 06-ZF-341 et nez de torche HP 06-ZF-342	46
4.8.	Package d’allumage de la torche HP 06-ZF-343	47
4.9.	Package de la torche HP 06-X-341	47
4.9.1.	Description	47
4.9.2.	Systèmes de Contrôle	48
4.10.	Package de la fosse de brûlage 06-X-351	48
4.10.1.	Description.....	48
4.10.2.	Systèmes de Contrôle	49
4.11.	Torche BP	50
4.12.	Fosse de brûlage.....	50
4.13.	Arrêt d’urgence	51
4.14.	Purges des collecteurs de torche	51
4.15.	Système d’arrêt d’urgence ESD (emergency shut down)	52
4.15.1.	Level 1: CPF shutdown and abandonment: [10].	52
4.15.2.	Level 2A : Emergency production shutdown: [10].	52
4.15.3.	Level 2B : Fire zone shutdown [10].	53
4.15.4.	Level 3: Process system shutdown [10].:	53
4.15.5.	Level 4 : Equipment shutdown [10]	53
4.16.	Conclusion	53
5.	METHODES D’ANALYSE DES RISQUES APPLIQUEES A L’INSTALLATION DE AIN AMENAS	54
5.1.	Introduction	54
5.2.	Utilisation de la méthode HAZOP.....	56
5.2.1.	Introduction	56
5.2.2.	Application de la méthode HAZOP à un système donné.....	56
5.2.3.	Elaboration	57
5.2.4.	Avantages et limites de la méthode HAZOP :	58
5.3.	Application de la méthode HAZOP sur le système choisi –système torche-	59
5.3.1.	Torche Haute Pression – système de collecteurs	59
5.3.2.	Ballon de torche et la cheminée	63
5.3.3.	Conclusion.....	65
5.4.	Arbre de défaillances	66
5.4.1.	Introduction	66
5.4.2.	Description	66

5.4.3.	Elaboration de l'arbre Coupes minimales	69
5.4.4.	Calcul de probabilités	70
5.4.5.	Avantages et limites de l'arbre de défaillances	70
5.5.	Application de la méthode arbre de défaillances	71
5.5.1.	Elaboration de l'arbre des défaillances	71
5.5.2.	Traitement de l'arbre de défaillance.....	74
5.6.	Conclusion	77
6.	Etude des différents scénarios d'extinction de la torche	78
6.1	Introduction	78
6.2	Définition des paramètres utilisés.....	78
6.3	Les commentaires de chaque scénario.....	79
6.3.1.	Scénario 1 : Conditions de fonctionnement normales.....	79
6.4	Estimation des débits de torchage	79
6.5	Conclusion	82
7.	SIMULATION D'UNE EXPLOSION ACCIDENTELLE DE GAZ INFLAMMABLE A L'AIR LIBRE.....	83
7.1	Introduction	83
7.2	Définitions	83
7.2.1	Définition VCE	83
7.2.2	Définition de la modélisation	83
7.2.3	Définition du logiciel PHAST [30]	84
7.2.4	Choix du modèle TNT utilisé par le logiciel PHAST	85
7.3	Simulation du phénomène de dispersion	86
7.3.1	1 ^{er} cas : Quantité torché pendant 1 heure	87
7.3.2	2 ^{ème} cas : Quantité torché pendant ½ heure.....	91
7.3.3	3 ^{ème} cas de figure (quantité de gaz torché pendant ¼ heure)	94
7.4	Conclusion	97
8.	IMPACT DE LA TAXE DE TORCHAGE SUR L'ENTREPRISE	98
8.1	Introduction	98
8.2	Aspect législatif	98
8.2.1	Contenu de la loi de finance 2016 [31] :	98
8.2.2	Loi 05-07 du 28 avril 2005 [32]	98
8.3	Impact de la taxe de torchage sur l'entreprise	99
8.4	Recommandations	100
8.4.1	Les actions à court terme :	100
8.4.2	Les actions à moyen terme :	100

8.4.3	Les actions à long terme :.....	100
8.5	Conclusion.....	101
9.	CONCLUSION GENERALE.....	102
10.	REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES.....	103
Annexes.....		105

Liste des tableaux

Tableau 1: Etude APR appliquée à l'installation d'In Aménas.....	30
Tableau 2: Grille de sévérité	31
Tableau 3: Matrice de risques utilisée comme référence	36
Tableau 4: Positionnement des événements sur la matrice de risques.....	37
Tableau 5: Caractéristiques du ballon de torche haute pression 06-V-301	42
Tableau 6: Caractéristiques de la pompe de reprise du ballon de torche 06-P-341A/B.....	44
Tableau 7: Caractéristiques du package de la torche HP 06-X-341	46
Tableau 8: Caractéristiques du package de la fosse de brulage 06-X-351	48
Tableau 9: Définition des termes utilisés lors de notre étude.....	54
Tableau 10: Paramètres et mots-clés utilisés dans HAZOP	56
Tableau 11: Synthèse d'une analyse HAZOP de la torche haute pression – système de collecteur	58
Tableau 12: Synthèse d'une analyse HAZOP du ballon de torche et de la cheminée	62
Tableau 13: Fréquence d'occurrence des événements initiateurs et leurs influences sur la fréquence de l'événement redouté	74
Tableau 14: Paramètres utilisés, leurs unités et leurs conversion en unité SI.....	79
Tableau 15: Valeurs de référence relatives aux seuils d'effets de surpression sur les différentes structures [29].....	88
Tableau 16: Estimation du montant du système de récupération.....	100

Liste des figures

Figure 2-1: localisation géographique de l'installation d'In Aménas [1]	13
Figure 2-2: vue prise de dessus du CPF In Aménas.....	14
Figure 2-3: l'unité de traitement du gaz.....	16
Figure 2-4: Schéma récapitulatif du process de traitement de gaz.....	25
Figure 3-1: processus de détermination de l'événement redouté avec la méthode APR.....	27
Figure 4-1: Système de torche du complexe de Tiguentourine.....	40
Figure 4-2: Fosse de brulage	50
Figure 4-3: Les purges hydrocarbures du ballon de drainage	51
Figure 5-1: Algorithme d'élaboration de la méthode HAZOP	57
Figure 5-2: Les symboles utilisés pour les différents types d'événements dans l'arbre de défaillances.....	67
Figure 5-3: Arbre de défaillances pour l'événement "passage du liquide vers la torche"	71
Figure 5-4: Suite de l'arbre de défaillances (événement sommet "atteindre et dépasser le niveau haut du ballon torche"	72
Figure 5-5: Arbre de défaillances pour l'événement redouté « passage du liquide vers la torche » avec l'ajout du générateur de tension électrique	75
Figure 7-1: Photo prise par satellite de la zone Tiguentourine	85
Figure 7-2: Résultat obtenu lors de la simulation PHAST du torchage pendant 01h	86
Figure 7-3: Les effets de surpression en fonction de la distance à la source 'torche'	87
Figure 7-4: Fours d'huile chaude et compresseur de gaz du complexe gazier de Tiguentourine	89
Figure 7-5: Résultat obtenu lors de la simulation PHAST du torchage pendant 30 min	91
Figure 7-6: les effets de surpression en fonction de la distance à la torche	91

Figure 7-7: Ballon de séparation Gaz/Liquide du système Torche	92
Figure 7-8: Résultat obtenu lors de la simulation PHAST du torchage pendant 15 min	94
Figure 7-9: Les effets de surpression en fonction de la distance à la torche.....	94

Table des abréviations

ALNAFT	Agence nationale pour la valorisation des ressources en hydrocarbure
aMDEA	méthyl-diéthanolamine activé
ANSI	<i>American National Standards Institute</i>
ASME	<i>American Society of Mechanical Engineers</i>
ATEX	Atmosphère explosive
barg	Bar gauge
BP	<i>British Petroleum</i>
Bp	Basse pression
CMS	Salle de commande
CPF	<i>Central Processing Facility</i>
DCS	<i>Distributed control system</i>
DZD	Dinar Algérien
ESDV	<i>Emergency shut down valve</i>
GPL	Gaz pétrole liquéfié
H1LL	<i>High level alarme 1</i>
H2LL	<i>High level alarme 2</i>
H3LL	<i>High level alarme 3</i>
HCV	<i>Hand Control Valve</i>
HP	Haut pression
IA	In Aménas
ICPE	Installations classées pour la protection de l'environnement
J-T	vanne Joule-Thomson
KO	<i>Knock out</i>

MMSCFD	<i>Million standard cubic feet per day</i>
MP	Moyenne pression
NGL	Hydrocarbures liquides récupérables
PCL	Panneau de contrôle local
PLF	Projet de Loi de Finance
ppm/volume	Partie par million /volume
PSC	<i>Production Sharing Contract</i>
USD	Dollar Américain
TVR	Tension de Vapeur Reid
VRU	<i>Vapor Recovery Unit</i>

1. INTRODUCTION

Suite à l'épuisement des pressions dans les gisements de gaz de l'installation d'In Aménas, un projet de compression d'admission a été proposé pour renforcer la capacité de compression existante, afin de maintenir le plateau de production dans le temps. La capacité du projet de compression d'admission permettra obligatoirement, au minimum, de maintenir la capacité totale du CPF au débit plateau de 29,86 millions de m³/jour d'alimentation en gaz humide à une pression d'admission au train de gaz de 72 barg avec une pression de réservoir en épuisement.

De ce fait, nous allons étudier la défaillance du système le plus vulnérable du CPF suite à l'ajout de cette installation de compression afin d'augmenter le débit d'entrée pour pouvoir proposer des solutions à cette problématique.

Après l'élaboration de la méthode d'analyse des risques « APR », le système torche a été retenu.

Nous avons ensuite établi une étude HAZOP pour le système torche. La défaillance s'avère être causé par deux événements non désirés : passage du liquide vers la torche et un problème de conception. Le premier va être traité à l'aide de l'arbre de défaillances, tandis que le deuxième va être traité avec une méthode de calcul des débits compressibles, nous avons ainsi retenu 3 scénarii.

Ensuite, nous allons faire une simulation d'un cas réel avec le logiciel PHAST pour avoir l'impact de cette défaillance sur l'installation et son environnement voisin.

Enfin nous avons estimé à l'aide de la loi des finances 2016 le montant de la nouvelle taxe pour les gaz torchés qui peut-être insupportable pour l'entreprise.

2. DESCRIPTION DU PROCESS DE TRAITEMENT DE GAZ DU COMPLEXE DE TIGUENTOURINE

2.1. Introduction

Le contrat d'association entre Sonatrach et BP a été établi en 1998, la production à commencer en juin 2006. En juin 2003 BP a vendu 50% de ces actions pour Statoil [1].

La zone du contrat de partage de production (Production Sharing Contract – PSC) d'In Amenas (IA) est située dans le sud-est de l'Algérie, dans le bassin d'Illizi, à environ 500 km de Hassi -Messaoud et à 40 (km) au sud-ouest de la ville d'In Amenas. La zone du contrat, telle qu'illustrée dans Figure 2.1, comprend les quatre champs suivants avec leurs découvertes d'hydrocarbures prouvées : Tiguentourine (~ 2 581 km²) ; Hassi Farida (~ 243 km²) ; Ouan Taredert (~ 149 km²) et Hassi Ouan Abecheu (~ 121 km²).



Figure 2-1: Localisation géographique de l'installation d'In Aménas [1]

2.2. Description du process

Le champ d'application du développement initial, qui fut achevé en 2006, comprend dix (10) puits de production, un système de collecte de la production, une installation centrale de traitement (Central Processing Facility - CPF), trois canalisations d'évacuation de produit et toutes les infrastructures de développement y afférentes [2].

Le système de collecte de la production consiste en un réseau de lignes d'écoulement de puits individuelles reliées par des manifolds de champ à cinq canalisations principales existantes, conçues pour transporter des fluides de puits à phases multiples vers l'installation centrale de traitement qui est située sur la falaise de Tiguentourine, au nord de la zone de développement.

La Figure 2.2 détaille le CPF d'IA existant et l'emplacement des installations de compression du champ gazier Tiguentourine.

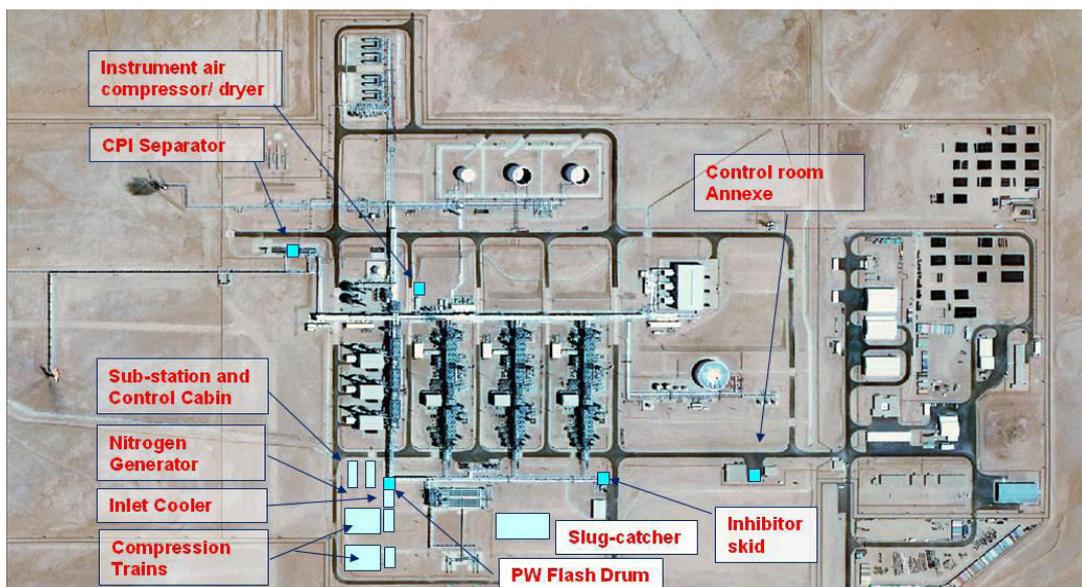


Figure 2-2: Vue prise de dessus du CPF In Aménas

Nous allons décrire les différentes étapes de production et de traitement de gaz d'In Aménas.

2.2.1 Installations de réception du gaz

Les fluides provenant des puits entrent dans le slug-catcher (00-V-051) à travers le collecteur d'admission, où ils sont séparés en gaz, hydrocarbures liquides et eau. Le slug-catcher sert également de stockage temporaire des liquides et permet la stabilisation des débits transitoires d'eau et des hydrocarbures liquides accumulés dans les canalisations des systèmes de collecte.

Le gaz provenant du slug catcher est envoyé vers les trois trains de traitement sous contrôle de pression. Ceci permet une rétention des liquides en ligne pour une exploitation stable du système de collecte. L'excès de débit peut être envoyé vers le système de torche à haute pression via trois vannes de régulation de pression en amont des vannes ESDV d'admission des trains durant le démarrage, les perturbations et le déclenchement des trains.

Le débit des hydrocarbures liquides alimentant le séparateur de pré-flash d'entrée de chaque train (01/02/03-V-211) est contrôlé par une boucle de régulation en cascade avec le niveau du slug-catcher (00-V-051). L'eau produite est évacuée vers chacun des ballons de dégazage des trois trains (01/02/03-V-281).

2.2.2 Unité de traitement du gaz du CPF

La figure 2-3 nous montre l'unité de traitement de gaz.

2.2.2.1. Refroidissement et séparation du gaz d'entrée

Nous allons décrire l'exploitation des Trains 1, 2 et 3. Ces trois trains sont identiques et chaque train est identifié par son Tag (Train1:01, Train2 :02 et Train3 :03).

La pression du gaz sortant du slug catcher (00-V-051) à destination du train de traitement de gaz est normalement contrôlée à 71,3 bars. Durant les mois d'été, la température du gaz peut atteindre 82°C ; il est refroidi à une température de 56°C dans l'aéroréfrigérant d'entrée (01-E-101). En hiver avec une température ambiante aussi basse que -5°C, la température du gaz peut descendre jusqu'à 25°C et l'aéroréfrigérant d'entrée (01-E-101) est contourné pour éviter la formation d'hydrate. Le gaz sortant de l'aéroréfrigérant (01-E-101) est combiné avec le gaz provenant de l'aéroréfrigérant (01-E-262) de l'unité de récupération des vapeurs d'hydrocarbures (VRU) et entre dans le séparateur d'entrée (01-V-101). Le ballon sépare les hydrocarbures liquides et l'eau et les dirige respectivement vers le séparateur pré-flash d'entrée d'hydrocarbures liquides (01-V-211) et le séparateur de l'eau produite (01-V-281).

Les gaz à partir des compresseurs de gaz de vente (00-C-161 A/B/C) sont recyclés à l'entrée du ballon séparateur (01-V-101), ce qui permet d'exploiter le train en recyclage pendant les phases de démarrage et durant les perturbations.

2.2.2.2. Séparation du gaz d'entrée du traitement

Les teneurs en Sulfure d'hydrogène (H₂S), en mercure et en CO₂ dans le gaz brut peuvent atteindre respectivement, 5 ppm/volume, 200 ng/SM³ et 4% mol. Environ 75% du gaz sortant du séparateur d'entrée (01-V-101) est dirigé vers l'absorbeur de H₂S (01-V-1110) et 25% vers l'absorbeur de mercure (01-V-1112). L'absorbeur de H₂S (01-V-1110) contient le catalyseur

PURASPEC 1038 qui élimine l'H₂S et le mercure. L'absorbeur de mercure (01-V-1112) contient le catalyseur PURASPEC 1156 qui élimine seulement le mercure. Le gaz provenant de chacun des absorbeurs est recombéné et entre dans une batterie de filtre (01-V-111 A/B) où les liquides et les particules du catalyseur entraînés sont éliminés.

La teneur en H₂S du gaz est ramenée à moins de 2 ppm/Volume afin de satisfaire les spécifications du gaz de vente.

La partie du gaz traitée dans l'unité de décarbonation est mélangée au gaz non traité et au gaz de régénération des deshydrateurs. Le flux du gaz passe à travers deux échangeurs de chaleur parallèles : l'échangeur gaz d'admission/gaz de vente (01-E-102) et l'échangeur de gaz d'admission/ alimentation du dééthaniseur (01-E-103 A/B), où il est refroidi. Une partie du débit de gaz d'entrée passe à travers l'échangeur 01-E-103 A/B pour régler et contrôler la température d'alimentation du plateau du dééthaniseur (01-V-151) à environ 52 °C (gaz d'entrée haute température), le reste passent à travers l'échangeur 01-E-102.



Figure 2-3: Unité de traitement du gaz

2.2.2.3. Déshydratation du gaz

Le gaz sortant du séparateur-filtre d'alimentation de l'unité de déshydratation (01-V-103) entre dans les deshydrateurs de gaz (01-V-121 A/B/C) où l'eau est éliminée du gaz humide

pour éviter la formation d'hydrate dans la section froide de l'installation. Les trois ballons parallèles de déshydratation de gaz contiennent un adsorbant de type tamis moléculaire. Durant le cycle d'adsorption, le gaz circule de haut en bas et en sens inverse durant le cycle de régénération. Durant l'exploitation normale, deux deshydrateurs sont en service alors que le troisième est en régénération. Chaque deshydrateurs dispose d'un cycle de séchage de 16 heures et d'un un cycle de régénération de 8 heures.

La teneur en eau du gaz sortant des deshydrateurs (01-V-121 A/B/C) devra être inférieure à 0,1 ppm. Le gaz utilisé pour la régénération des deshydrateurs (01-V-121 A/B/C) est du gaz sec pris à la sortie des deshydrateurs en aval des filtres anti-poussière (01-V-124 A/B). Le gaz de régénération est disponible à partir du refoulement des compresseurs de gaz export (00-C-161-A/B/C). Un débit d'environ 12 % du gaz alimentant les deshydrateurs est comprimé à 72,5 barg par les compresseurs de gaz de régénération (01-C-121 A/B) ce qui permet de faire circuler le gaz dans la boucle de régénération en le renvoyant à l'entrée des échangeurs E-102/E-103 A/B.

Pendant le cycle de chauffage, le gaz passe à travers le réchauffeur de gaz (01-E-121) où il est chauffé à une température de 260°C avec de l'huile chaude. Le gaz sortant du deshydrateurs (01-V-121 A/B/C) passe à travers les filtres anti-poussière (01-V-124 A/B) pour l'élimination des débris du support et de l'adsorbant. Les filtres retiennent 99 % des particules pour éviter le risque d'encrassement des équipements en aval.

2.2.2.4. Boite froide et Séparation du gaz sec

Le gaz sec est refroidi à une température d'environ 12,5 °C dans l'échangeur 01-E-141 (Boite froide) par les gaz provenant de tête du dééthaniseur et du ballon d'alimentation du turbo-expandeur (01-V-141).

2.2.2.5. Turbo-Expandeur

Environ 26% du gaz sortant du séparateur (01-V-141) passe à travers la boite froide (01-E-141) où il est condensé et sous-refroidi par les gaz du dééthaniseur. Le liquide sous-refroidi est ensuite détendu à travers une vanne de régulation jusqu'à la pression de service (de 65.5barg à 17.3barg) du dééthaniseur (01-V-151).

Le reste de gaz (environ 74%) est détendu dans le turbo-expandeur (C-141) jusqu'à environ 17,8 barg, il alimente ensuite le 15iem plateau du dé-éthaniseur (01-V-151).

2.2.2.6. Dééthaniseur

Le dééthaniseur (01-V-151) est conçu pour séparer l'éthane et les composants plus légers du propane et des composants lourds. L'éthane sort en tête de la colonne tandis que les produits lourds sortent du fond de la colonne pour alimenter le débutaniseur (01-V-231).

2.2.2.7. Compression et expédition du gaz de vente

Les gaz sortant du dééthaniseur (01-V-151) passe à travers les échangeurs (01-E-141) et (01-E-102) avant d'entrer dans le compresseur du Turbo-Expandeur (01-C-141). Ils sont comprimés comme gaz de vente grâce à l'énergie extraite de l'expandeur. Ce gaz de vente sera refroidi dans l'aéroréfrigérant (01-E-142) avant d'être mélangés avec les gaz de vente des deux autres trains dans le manifold d'aspiration des compresseurs d'expédition (00-C-161 A/B/C). Le fuel gaz est pris à partir du collecteur d'aspiration commun des compresseurs de gaz de vente.

Le gaz sortant du collecteur d'aspiration commun alimente les trois trains de compression (33% par compresseur) et le système de gaz combustible (Fuel gaz). Le gaz comprimé est ensuite refroidi par les aéroréfrigérants de gaz de vente (00-E-161 A/B/C). Les gaz provenant de chacun des trois compresseurs sont mélangés dans le collecteur d'expédition. Les piquages de recyclage vers l'entrée de chacun des trains et la ligne de gaz de régénération des déshydrateurs (secours et démarrage initial) sont tous pris de la ligne du collecteur de refoulement.

Après compression et refroidissement, le gaz de vente est analysé, comptabilisé fiscalement et est évacué vers le pipe d'expédition 36". La pression de design d'expédition est environ de 85.5 barg et une pression d'arrivée à Ohanet de 70 barg.

2.2.3 Unité de traitement de condensat

2.2.3.1. Stabilisation du condensât

Les hydrocarbures liquides provenant du slug-catcher (00-V-051), du séparateur de gaz (01-V-101), des filtres des absorbeurs H₂S (01-V-1111 A/B), du séparateur d'entrée de la déshydratation (01-V-102) et du séparateur filtre (01-V-103) alimentent le séparateur pré-flash des hydrocarbures liquides (01-V-211). Dans ce séparateur, les hydrocarbures liquides et l'eau sont séparés des gaz légers (en particulier l'azote, le méthane et l'éthane), qui sont envoyés vers le ballon d'aspiration (01-V-262) du 2^{ème} étage du compresseur VRU (Vapor Recovery Unit)

Les hydrocarbures liquides provenant du séparateur (01-V-211) sont envoyés sous le contrôle de niveau vers le filtre d'admission des hydrocarbures liquide (01-X-212). Ce filtre (01-X-212) est une unité de filtration auto-nettoyante qui élimine 99% de particules de plus de 25 µm. Le liquide passe ensuite dans les coalesceurs (01-V-213 A/B) qui éliminent toute eau libre restante. Ces hydrocarbures alimentent le stabiliseur de condensât (01-V-221).

Le stabiliseur de condensât (01-V-221) est conçu pour séparer l'éthane et les composants plus légers du propane et des composants plus lourds. Les gaz alimentent le ballon d'aspiration du 1^{er} étage du compresseur VRU (01-V-261). Les hydrocarbures lourds provenant du fond du stabiliseur (01-V-221) alimentent le débutaniseur (01-V-231).

2.2.3.2. Unité de récupération des vapeurs (VRU)

La récupération des liquides NGL (Hydrocarbures liquides récupérables) est augmentée (environ 1, 5%) par la récupération et le recyclage du gaz provenant du stabiliseur de condensât (01-V-221). Le gaz provenant du (01-V-221) alimente sous le contrôle de la pression le ballon d'aspiration (01-V-261) du 1^{er} étage du compresseur. Les liquides piégés dans le 01-V-261 sont évacués sous le contrôle de niveau vers le système de drainage des hydrocarbures.

2.2.3.3. Système de séparation des produits (Débutaniseur)

Le système de séparation des produits (01-V-231) est conçu pour séparer le butane et les composants plus légers du pentane et des composants plus lourds. La teneur en éthane et produits plus léger ne doit pas dépasser 3% mole, celle du pentane et des produits plus lourds ne doit pas dépasser 0,4 % mole. Le GPL ne doit pas contenir de l'eau libre. Les produits lourds (condensât) quittent le fond de colonne sous contrôle de niveau.

2.2.3.4. Adoucissement, Stockage et Expédition du NGL

En exploitation normale, les GPL sont mélangés et envoyés vers l'un des Absorbants H₂S de GPL (05-V-241 A/B). Le GPL On-Spec produit est envoyé vers l'une des deux paires des cigares de stockage de GPL On-Spec ((05-V-411 A/B ou 05-V-411 C/D). En exploitation normale, une paire de cigare est utilisée (Le GPL est stocké dans les cigares) et l'autre paire est en stand-by (isolée). Ces quatre réservoirs ont une autonomie de stockage total d'environ 2,5 heures de production nominale. Le GPL produit est transféré par les pompes nourricières (05-P-413 A/B) vers les pompes principales d'expédition (05-P-411 A/B) qui l'évacuent vers le pipe d'expédition

Le GPL Off-Spec produit durant des conditions de perturbation d'exploitation est dirigé vers l'un des Absorbants H₂S de GPL (05-V-241A ou 05-V-241B) dans lequel il passe de bas en

haut pour éliminer les traces de H₂S et il est envoyé aux cigares de stockage de GPL Off-Spec (05-V-412/A/B/C/D). Le GPL Off-Spec peut être alors renvoyé pour traitement ultérieur dans l'un des dééthaniseurs (01/02/03-V-151).

2.2.3.5. Stockage de condensât et Système d'expédition

Le condensât produit sort des débutaniseurs (01,02 et 03-V-231) à partir des trois trains est alors combiné et envoyé dans les bacs de stockage de condensât (05-T-431 A/B). Ces bacs à toit flottant sont utilisés pour stocker un condensât.

Le condensât est transféré par les pompes nourricières (booster) (05-P-434 A/B) vers les pompes principales d'expédition (05-P-431 A/B) qui l'évacuent vers le pipe d'expédition 12'' sous le contrôle de débit à travers le système de comptage fiscal. Pendant ce temps, le nombre d'étages des pompes principales d'expédition de condensât sera réduit pour obtenir une pression de service plus basse.

Le condensât Off-Spec, produit durant les conditions de perturbations ou de conditions anormales d'exploitation, est dirigé vers le ballon de dégazage de condensât (05-V-431) et il est envoyé au bac de stockage de condensât Off-Spec (05-T-432) de type toit fixe. Ce bac a une autonomie de stockage total d'environ 9.8 heures de production nominale. Le ballon de dégazage de condensât (05-V-431), qui est utilisé pour réduire les vapeurs de gaz dans le bac de stockage.

2.2.3.6. Unité de décarbonatation

L'unité de décarbonatation est basée sur le Procédé aMDEA. L'unité traite une partie du gaz brut (environ 60%) provenant des filtres. La quantité de gaz passant à travers l'unité est contrôlée par un régulateur de débit et est réglée de façon que la concentration du CO₂ dans le gaz export soit maintenue à moins de 2,0 % moles.

L'absorbeur de CO₂ (01-V-112) est conçu pour éliminer le dioxyde de carbone par une absorption chimique. La solution d'amine riche quitte le fond de la colonne de l'absorbeur CO₂ (01-V-112) sous le contrôle de niveau pour alimenter la colonne de vaporisation BP (01-V-116).

Les pompes d'amine riche en CO₂ (01-P-117 A/B) refoulent l'amine sous le contrôle de débit en cascade avec le niveau du fond de la colonne de vaporisation BP (01-V-116) vers le haut du régénérateur d'amine (01-V-113). Le régénérateur d'amine (01-V-113) est conçu pour stripper le dioxyde de carbone de l'amine riche. Il produit une solution d'amine pauvre qui est renvoyée vers l'absorbeur de CO₂ (01-V-112) et le gaz riche en CO₂ est envoyé vers la

colonne de vaporisation BP (01-V-116). L'apport de chaleur nécessaire provient du rebouilleur (01-E-115) utilisant l'huile chaude.

2.2.4 Fluides utilitaires

Cette section décrit les systèmes de gaz combustible, torche, drainage fermé, huile chaude, injection de méthanol et inhibiteur de corrosion associés à la CPF d'IA.

2.2.4.1. Système de gaz combustible

L'objectif du système de gaz combustible permet de :

- Traiter le gaz d'alimentation brut conçu afin de répondre aux exigences de qualité du combustible pour les turbines à gaz.
- Distribuer le gaz traité aux utilisateurs de combustible haute pression (HP).
- Distribuer le gaz traité aux utilisateurs de combustible basse pression (BP).

En exploitation normale, le système de gaz combustible reçoit du gaz depuis le collecteur d'aspiration du compresseur de gaz résiduel. En cas de redémarrage à froid ou en situation d'urgence, le gaz combustible pourrait aussi être fourni depuis la canalisation d'évacuation du gaz résiduel en aval de la plate-forme de comptage du gaz. Autrement, le gaz combustible pourrait être pris depuis la conduite de vapeur en aval.

Les équipements du système de gaz combustible sont situés dans la zone de feu 150B1 du plan d'implantation, à côté des équipements de traitement du système d'huile chaude [3].

2.2.4.2. Systèmes de torche

Les torches sont des systèmes critiques pour la sécurité car elles fournissent un moyen d'évacuation sans danger des gaz d'hydrocarbure en cas de perturbation dans le process ou en cas d'urgence. Il y a deux systèmes de torche principaux : la torche HP et la torche BP. L'importance des systèmes de torche est de :

- Recueillir les gaz de torche dégagés, libérés ou purgés hors des systèmes de traitement fonctionnant sous pression.
- Séparer et retenir les liquides qui pourraient être entraînés dans les gaz refoulés vers le système de torche.
- Brûler en toute sécurité les gaz entrant dans le système de torche avant dégagement dans l'atmosphère.

- Pomper les liquides séparés dans le système de traitement aux fins de récupération ou vers la fosse de brûlage aux fins d'élimination.

❖ Torche HP

Le système de torche HP reçoit les fluides de traitement, essentiellement des gaz, libérés, dégagés ou purgés hors des zones de traitement fonctionnant sous pression. Le système de collecte de la torche HP est divisé en trois systèmes de collecteurs distincts. Chaque système de collecteur consiste en un collecteur principal et un réseau de sous-collecteurs desservant les trains de traitement individuels et d'autres zones d'exploitation. Les collecteurs principaux délivrent les gaz torchés à la cuve tampon de la torche HP [3]. La cuve tampon de la torche HP et les pompes sont situés dans la zone de feu 160A du plan d'implantation.

❖ Torche BP

Le système de torche BP recueille les vapeurs dégagées depuis la cuve de dégazage du condensat, le réservoir de drainage du condensat et du système d'aération du réservoir de stockage du condensat hors spécification. Le réservoir de condensat hors spécification dispose d'un système de couverture de gaz combustible qui maintient l'espace vapeur du réservoir entre 12 mbarg et 22 mbarg ; les vapeurs sont dégagées vers la torche BP si la pression monte au-delà de 22 mbarg.

Pour éviter de créer une contre-pression inacceptable au réservoir de condensat hors spécification, la torche BP est conçue pour ne fonctionner qu'à quelques millibars au-dessus de la pression atmosphérique, même dans le cas où les gaz torchés sont importants [3].

2.2.4.3. Fosse de brûlage

La fosse de brûlage permet l'élimination sans danger des liquides d'hydrocarbure vaporisés depuis les filtres d'admission du liquide au cours du lavage à contre-courant, la cuve tampon de la torche HP et la cuve de drainage fermé. Le liquide drainé pourrait aussi être dirigé vers la fosse de brûlage pour son élimination [4].

2.2.4.4. Système de drainage fermé

Le système de drainage fermé recueille les liquides d'hydrocarbures drainés hors des équipements et des tuyauteries dans les zones de traitement.

Le drainage provenant des équipements et qui pourrait contenir du liquide à des températures inférieures à zéro est acheminé vers le collecteur de drainage alors que le drainage provenant des autres équipements, y compris celui qui pourrait contenir de l'eau, est acheminé vers le

collecteur de drainage fermé contenant de l'eau. Les liquides froids sont tenus séparés des liquides contenant de l'eau pour éviter la possibilité de formation de glace et l'obstruction éventuelle des collecteurs de drainage. Le collecteur de drainage fermé contenant de l'eau et le collecteur de drainage fermé froid transfèrent les liquides drainés vers le réservoir de drainage fermé des hydrocarbures d'où les liquides sont normalement pompés vers la cuve de dégazage du condensat [3]. Le réservoir de drainage fermé des hydrocarbures est situé dans la zone de feu 150A de l'usine, à côté de la cuve tampon de la torche haute pression

2.2.4.5. Système d'huile chaude

L'objectif du système huile chaude permet de fournir une source de chaleur pour les services de chauffage des systèmes de traitement et de fluides utilitaires tel que [3]:

- Rebouilleur du stabilisateur 01/02/03-E-221A/B
- Rebouilleur de la colonne de séparation du produit 01/02/03-E-231
- Réchauffeur du gaz de régénération 01/02/03-E-121
- Rebouilleur du dééthaniseur 01/02/03-E-151
- Rebouilleur du régénérateur d'amine 01/02/03-E-115
- Surchauffeur du gaz combustible de l'huile chaude 06 -E-301

Le système huile chaude est un système de stockage et de circulation de l'huile chaude. L'huile chaude elle-même est réchauffée en récupérant l'énergie thermique des gaz d'échappement des turbines à gaz. De plus, deux réchauffeurs directs fonctionnant au gaz, 06-H-321A/B, fournissent un réchauffement supplémentaire en cas de besoin. L'huile chaude est fournie à la majorité des utilisateurs à une température de 288°C et elle revient vers la cuve de détente à environ 187°C [3].

Les équipements du système huile chaude sont situés dans la zone de feu 150B du plan d'implantation, à côté du réservoir de drainage des hydrocarbures

2.2.4.6. Système d'injection du méthanol

L'injection de méthanol se fait dans certaines conditions (par exemple, conditions hors spécification, démarrage) ou à chaque fois qu'une formation d'hydrate se produit dans le système [3].

Le méthanol est livré à la CPF par camion-citerne et est transféré vers la cuve de stockage du méthanol par la pompe de déchargement du méthanol. Le méthanol dans la cuve de stockage est transféré vers les divers utilisateurs en utilisant des pompes d'injection du méthanol 06-P-372A/B [3].

2.2.4.7. Système d'inhibiteur de corrosion

L'injection d'un inhibiteur de corrosion est nécessaire pour réduire ou prévenir la corrosion des conduites en acier carbone dans les systèmes traitant du gaz humide contenant du dioxyde de carbone. L'inhibiteur de corrosion doit être injecté en continu pour assurer l'obtention d'une protection efficace. L'efficacité de l'inhibition de la corrosion est déterminée par l'inspection des dispositifs de surveillance de la corrosion et des reconnaissances régulières de l'épaisseur des parois [3].

Le schéma récapitulatif du process de traitement de gaz est donné par la figure 2-4.

2.3. Conclusion

In Amenas (IA) est le plus grand développement de champ de gaz humide en Algérie, conçu pour produire une moyenne annuelle de 28,2 millions de m³ standard/jour de gaz brut avec une capacité totale du CPF de 29,86 millions de m³/jour d'alimentation en gaz humide à une pression d'admission de gaz au train de 72 barg.

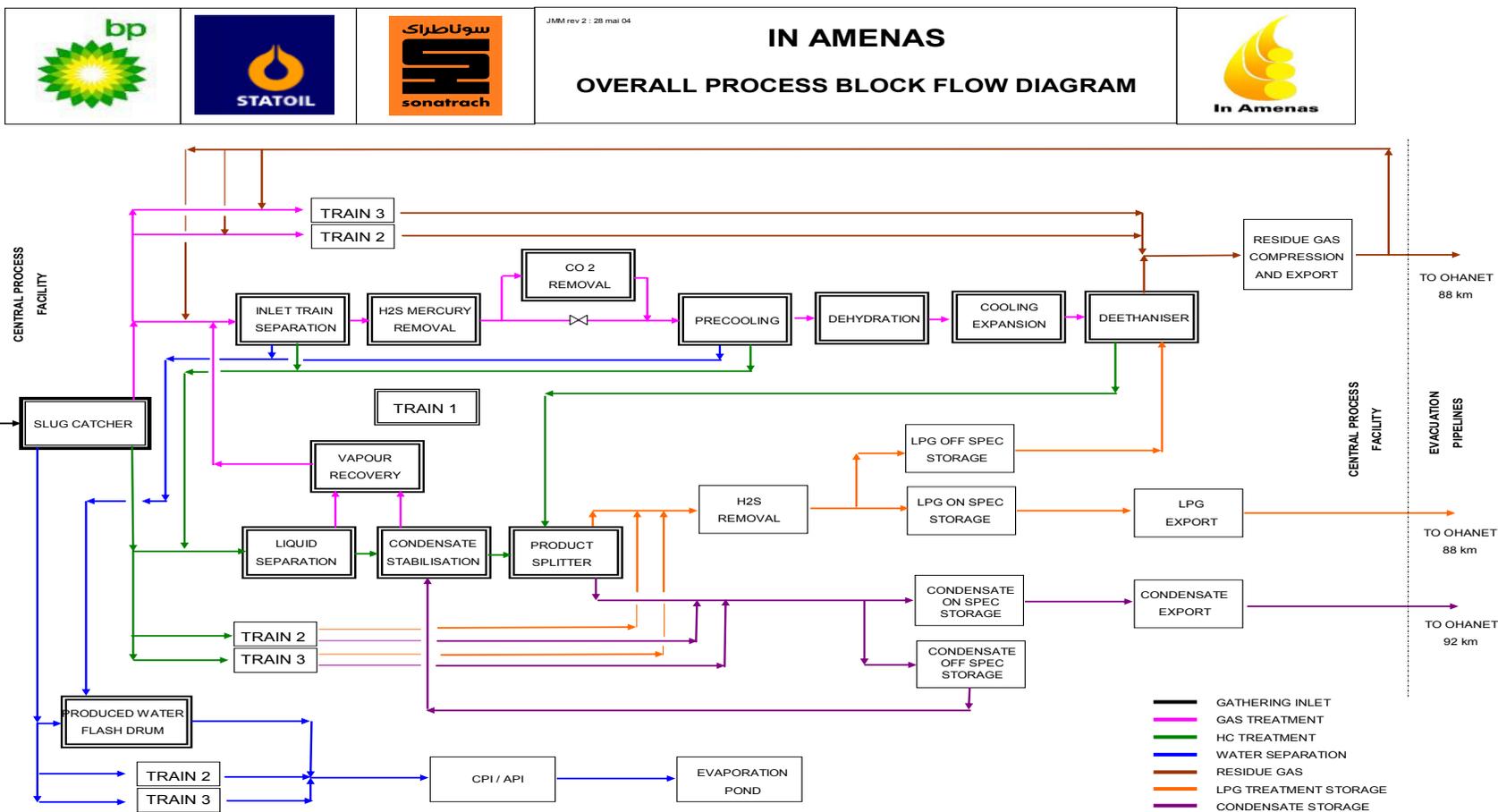


Figure 2-4: Schéma récapitulatif du process de traitement de gaz

3. ANALYSE PRELIMINAIRE DES RISQUES « APR »

3.1 Introduction

L'analyse préliminaire des risques (dangers) a été développée au début des années 1960 dans les domaines aéronautiques et militaires [5]. Elle est très utilisée dans les domaines où les préoccupations de sécurité sont les plus présentes comme le transport, la chimie et la pétrochimie [6].

L'objectif général d'une démarche APR est d'évaluer les problèmes à résoudre en matière de maîtrise des risques.

Une APR doit permettre :

- de se rendre compte si le projet pourrait devoir être abandonné parce que certains risques inacceptables se révéleraient irréductibles ;
- de dimensionner a priori les efforts d'études et de réduction de risques ;
- de localiser les domaines du système qui demanderont le plus d'efforts et de compétence en matière de maîtrise des risques.

La démarche APR permet aussi d'anticiper sur la nature des faiblesses en sûreté de fonctionnement et les limites des performances sûreté de fonctionnement qu'il est raisonnable de vouloir atteindre.

La démarche APR peut prendre des formes extrêmement diverses. Néanmoins, sous des apparences variées, on retrouve systématiquement trois phases qui sont aussi trois objectifs :

- identification des dangers, des événements redoutés à prendre en compte ;
- évaluation et classement des risques associés ;
- propositions des mesures de couverture des risques.

La méthode APR peut être utilisée soit :

- Dans la phase de conception d'une installation comme étant une première analyse de sécurité pour définir les consignes d'exploitation.
- Dans un projet, pour permettre de définir les situations dangereuses sur lesquelles nous allons appliquer en aval d'autres méthodes d'analyse des risques plus détaillées [5].

Dans le cadre de notre travail nous allons faire une analyse préliminaire des risques pour pouvoir enfin appliquer la méthode HAZOP sur le système retenu par la méthode.

3.2 Démarche de la méthode APR :

Les phases de la démarche APR peuvent être décrites comme suit :

- Identification des événements redoutés :

Cette phase consiste à identifier quels accidents peuvent arriver et comment. Dans cette étape, il faut identifier tous les dangers, les situations dangereuses, les modes de défaillances des composants des systèmes et le potentiel d'énergie des composants du système. A partir de ces informations on essaye de trouver les scénarios d'accidents qui peuvent se développer pour arriver à lister tous les événements redoutés.

La figure 3-1 illustre le processus de détermination des événements redoutés.

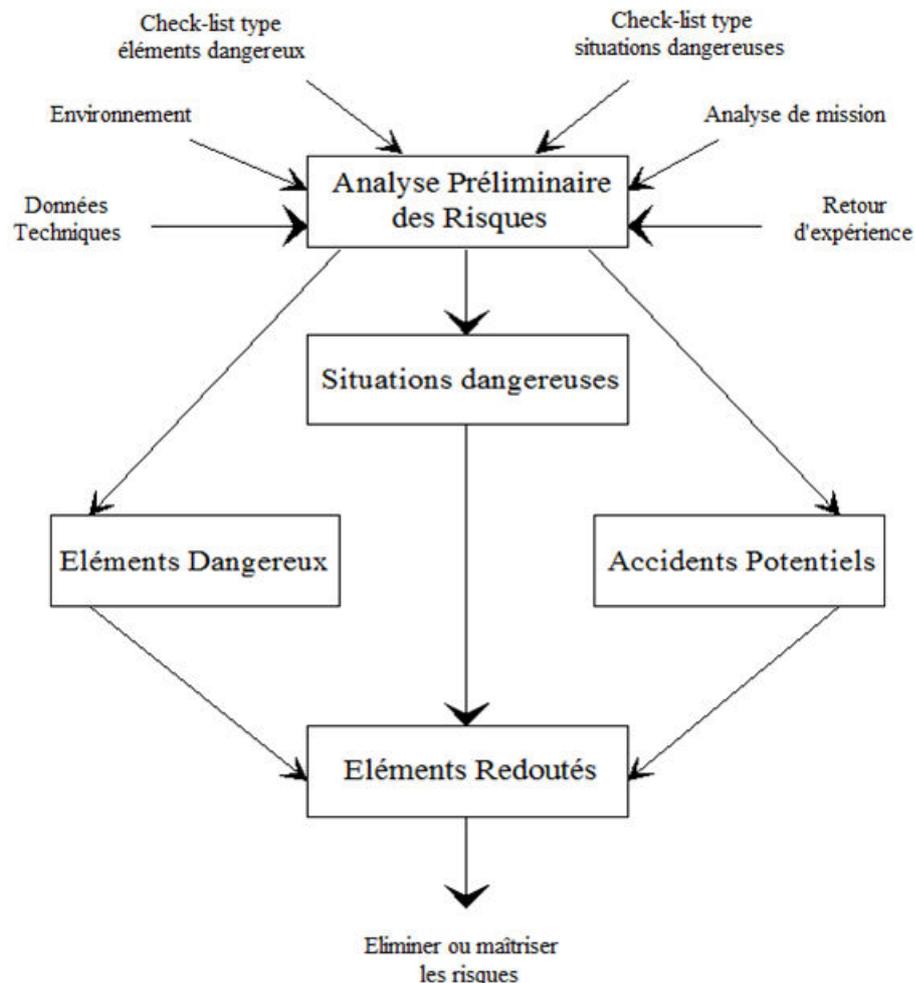


Figure 3-1: Processus de détermination de l'événement redouté avec la méthode APR

La définition du système étudié déterminera totalement la maîtrise des risques qui en résultera. Elle porte sur :

La définition du système porte sur :

- les éléments constitutifs du système (techniques, humains et organisationnels) et leurs interactions ;
- les conditions entourant le système dans les différentes phases de son cycle de vie (environnement, agressions...) ;
- les conditions de son utilisation, de son exploitation, de sa maintenance, voire de son retrait du service...

- Détermination de la gravité des conséquences (et éventuellement de la probabilité) :

Dans cette phase nous devons associer à chacun des événements recensés à l'étape précédente une gravité et une fréquence puis définir une grille de gravité et une autre de fréquence pour évaluer les événements retenus dans une matrice d'analyse des risques.

Ensuite, il faut confronter ces évaluations aux objectifs découlant de la politique de sécurité pour classer les risques en fonction du besoin de réduction (acceptable en l'état, à réduire dans une certaine proportion, inacceptable à éliminer) [6].

- Synthèse des APR et définition des mesures de réduction des risques

Pour les risques nécessitant une action, il s'agit de déterminer la ou les actions sur lesquelles on mise pour atteindre les objectifs et de préciser, pour chacune de ces actions, l'objectif propre qu'elle doit atteindre.

Les actions peuvent être des actions de prévention, de protection (voire d'élimination ou de transfert).

Le choix entre prévention et protection est avant tout un choix d'efficacité. Les mesures qui réduisent le plus le risque au meilleur prix sont toujours les meilleures.

En général, dans les industries « à risques » (chimie, pétrochimie, nucléaire, transport...) la prévention joue un rôle prépondérant et la protection plutôt un rôle complémentaire. [6]

Les industriels, les exploitants tentent d'obtenir par la seule prévention un niveau de sécurité suffisant. Des mesures de protection complémentaires permettent de réduire encore le niveau de risque [5].

À chaque niveau, la démarche APR doit permettre de repérer les mesures qu'il faudra prendre afin de maintenir les exigences de sûreté de fonctionnement. Elle permet donc aussi de repérer les exigences pour lesquelles on ne peut trouver de mesure raisonnable dans son périmètre. L'acteur qui se trouve dans cette situation doit signaler la difficulté et indiquer quelles

modifications dépendant d'autres acteurs lui permettraient de prendre des mesures efficaces pour atteindre ses objectifs.

3.3 Application de l'APR sur l'installation de In Aménas

Nous avons élaboré une analyse préliminaire des risques du site d'In Aménas, à l'aide de la grille de probabilité et celle de sévérité utilisées par BP. Le tableau 1 résume les scénarii retenus : dans le cas de l'installation de In Aménas

Tableau 1: Etude APR appliquée à l'installation d'In Aménas

Dangers majeurs	Probabilité	Sévérité Impact HSE	Sévérité Impact économique	Estimation des coûts (\$ USA)	Estimation des coûts (DA)
E1- Explosion de vapeurs – torche	4	6	5	375	40875
E2- BLEVE – Stockage de GPL	3	5	5	500	54500
E3- Augmentation de la pression - Équipement industriel-	4	5	5	150	16350
E4- Feu torche et feu de nappe – torche et zones de traitement	4	4	4	75	8175
E5- Feu de nappe non confiné – Zone d’huile chaude	5	4	4	40	4360
E6- Feu de nappe – Citerne de stockage de condensat	4	4	5	290	31610
E7- Incendie dans l’enceinte de turbine à gaz	4	4	4	45	855
E8- Incendie de bâtiment	5	3	3	2	218
E9- Feu électrique (sous-station/ LER)	5	3	3	4	336
E10- Rejet de gaz toxique / asphyxiant	5	3	3	2.5	272.5
E11- Effondrement de bâtiment	4	5	3	4	336
E12- Défaillance structurelle	5	3	3	4	336
E13- Incident de transport routier	6	4	N/A	N/A	N/A
E14- Incident de transport aérien (charter depuis/ vers le site)	3	6	N/A	N/A	N/A
E15- Rejet d’hydrocarbures non contrôlé – Opérations sur le puits	5	4	4	5	545
E16- Défaillance de canalisation	3	5	5	285	31065
E17- Survitesse de turbine	3	4	4	45	4905

*taux de change 1 dollars = 109 DA

Pour estimer la sévérité des scénarii retenus, nous avons utilisé la grille d'évaluation utilisée par l'entreprise BP dans leurs études. Le tableau 2 représente la grille de sévérité pour le cas de l'installation d'In Aménas.

Tableau 2: Grille de sévérité

Sévérité	Santé et sécurité	Environnement	Impact non financier	Impact financier (équipement endommagé, perte de valeur commerciale)
1	<p>Incident de sécurité/santé à faible impact.</p> <p>Soins de première urgence.</p> <p>Surexposition unique ou multiple entraînant une irritation visible mais pas de conséquences réelles sur la santé</p>	<p>Impact futur avec des dommages de zone immédiate sur un environnement non sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en quelques jours ou semaines.</p>	<p>Plaintes isolées et à court terme de la part des voisins (par ex. plaintes à la suite d'opérations bruyantes spécifiques).</p>	<50 000 \$
2	<p>Incident de sécurité / santé avec impact intermédiaire.</p> <p>Blessure unique ou blessures multiples constatable(s) ou conséquences sur la santé résultant d'un événement/ d'une source fréquent(e).</p>	<p>Impact futur avec des dommages de zone immédiate sur un environnement non sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en quelques mois.</p> <p>Impact futur avec des dommages localisés sur un environnement non sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en quelques jours ou semaines.</p> <p>Impact futur avec des dommages de zone immédiate sur un environnement sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en quelques</p>	<p>Couverture médiatique locale à court terme.</p> <p>Quelques perturbations aux opérations locales (par ex. perte de l'unique route d'accès pendant moins de 24 heures).</p>	50 000\$ - 500 000\$

		jours ou semaines.		
3	<p>Incident de sécurité/ santé</p> <p>Sérieux.</p> <p>Handicap(s) partiel(s) permanent(s)</p> <p>Plusieurs blessures ou conséquences sur la santé temporaires</p> <p>Accident du travail avec Arrêt.</p>	<p>Impact futur avec des dommages localisés sur un environnement non sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en quelques mois.</p> <p>Impact futur avec des dommages immédiats sur un environnement sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en quelques mois.</p> <p>Impact futur avec des dommages importants sur un environnement non sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en quelques jours ou semaines.</p> <p>Impact futur avec des dommages localisés sur un environnement sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en quelques jours ou semaines.</p>	<p>Problème de conformité réglementaire n'entraînant pas de conséquence réglementaire ou d'un autre niveau de sévérité plus élevé.</p> <p>Couverture médiatique locale prolongée.</p> <p>Impact social négatif au niveau local.</p> <p>Dommages causés aux relations avec les parties prenantes principales profitables à la PU (Unité de performance).</p>	500 000 \$- 5 millions\$
4	<p>Incident de sécurité/ santé majeur 1 ou 2 décès, aigu ou chronique, réel ou déclaré. 10 blessés ou plus ou des effets sur la santé, soit permanents, soit nécessitant un traitement hospitalier supérieur à 24 heures.</p>	<p>Impact futur avec des dommages localisés sur un environnement non sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent sur une période d'environ 1 an.</p> <p>Impact futur avec des dommages importants sur un environnement non sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en quelques mois.</p> <p>Impact futur avec des</p>	<p>Autre mesure coercitive négative prise par les régulateurs.</p> <p>Indignation limitée de « groupes d'intérêt » sur un marché mineur.</p> <p>Couverture médiatique négative à court terme au niveau national ou international.</p> <p>Dommages causés aux relations avec les parties prenantes</p>	5 millions\$ -100 millions \$

		<p>dommages localisés sur un environnement sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en quelques mois.</p> <p>Impact futur avec des dommages importants sur un environnement sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en quelques jours ou semaines.</p>	profitables à la SPU.	
5	<p>Incident de sécurité/santé très grave</p> <p>Le potentiel d'avoir 3 décès ou plus (ou le début de conséquences sanitaires potentiellement mortelles) devra toujours être classé à ce niveau. 30 blessés ou plus, ou des effets sur la santé soit permanents, soit nécessitant un traitement hospitalier supérieur à 24 heures.</p>	<p>Impact futur avec des dommages importants sur un environnement non sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en 1 an environ.</p> <p>Impact futur avec des dommages localisés sur un environnement sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en 1 an environ.</p> <p>Impact futur avec des dommages étendus sur un environnement non sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en quelques mois.</p> <p>Impact futur avec des dommages importants sur un environnement sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en quelques mois.</p>	<p>Mesure corrective sévère à l'encontre d'un actif important sur un marché mineur ou à l'encontre d'autres actifs sur un marché majeur.</p> <p>Intervention de gouvernements mineurs.</p> <p>Indignation de l'opinion publique ou des investisseurs sur un marché mineur ou indignation localisée ou limitée de « groupes d'intérêt » sur un marché principal.</p> <p>Attention médiatique négative prolongée au niveau national ou international.</p> <p>Impact social négatif étendu.</p> <p>Dommages causés aux relations avec les parties prenantes principales profitables au secteur.</p>	De 100 millions \$ à 1 Milliard \$

6	<p>Incident de sécurité/santé catastrophique entraînant de nombreux décès au sein de l'installation et en dehors.</p> <p>Le potentiel d'avoir 10 décès ou plus (ou le début de conséquences sanitaires potentiellement mortelles) devra toujours être classé à ce niveau.</p>	<p>Impact futur avec des dommages importants sur un environnement non sensible qui ne pourra être rétabli à un niveau « satisfaisant »/acceptable que sur une période de 1 à 5 ans.</p> <p>Impact futur avec des dommages étendus sur un environnement non sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en 1 an environ.</p> <p>Impact futur avec des dommages importants sur un environnement sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en 1 an environ.</p> <p>Impact futur avec des dommages étendus sur un environnement sensible qui ne pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en quelques mois.</p>	<p>Perte de licence d'exploitation d'autres actifs importants, ou mesures coercitives sévères à l'encontre d'un actif majeur sur un marché principal.</p> <p>Intervention d'un autre gouvernement majeur.</p> <p>Indignation de l'opinion publique ou des investisseurs sur un autre marché important sur lequel nous sommes présents ou que nous envisageons d'investir.</p>	1 milliards \$- 5 milliards \$
7	<p>Incident de sécurité/santé catastrophique entraînant des décès nombreux au sein de l'installation et en dehors.</p> <p>Le potentiel d'avoir 50 décès ou plus (ou le début de conséquences sanitaires potentiellement mortelles) devra toujours être classé à ce niveau.</p>	<p>Impact futur avec des dommages importants sur un environnement non sensible, dont la situation restera « insatisfaisante » pendant plus de 5 ans. Impact futur avec des dommages importants sur un environnement sensible qui ne pourra être rétabli à un niveau « satisfaisant »/acceptable que sur une période de 1 à 5 ans.</p> <p>Impact futur avec des dommages étendus sur un environnement non sensible qui ne pourra</p>	<p>Perte de licence d'exploitation d'un actif primordial sur un marché principal – États-Unis, UE, Russie.</p> <p>Intervention d'un gouvernement majeur - États-Unis, Royaume-Uni, UE, Russie.</p> <p>Indignation de l'opinion publique ou des investisseurs dans les principaux Marchés occidentaux – États-Unis, UE.</p> <p>Dommages causés</p>	5 milliards \$- 20 milliards \$

		<p>être rétabli à un niveau « satisfaisant »/acceptable que sur une période de 1 à 5 ans.</p> <p>Impact futur avec des dommages étendus sur un environnement sensible qui pourra être rétabli à un niveau de capacité équivalent en 1 an environ.</p>	<p>aux relations avec les parties prenantes principales profitables au Groupe.</p>	
8	<p>Comparable aux incidents de sécurité/santé les plus catastrophiques jamais connus dans l'industrie.</p> <p>Le potentiel d'avoir 100 décès ou plus (ou le début de conséquences sanitaires potentiellement mortelles) devra toujours être classé à ce niveau.</p>	<p>Impact futur, par ex. rejet involontaire, avec des dommages étendus sur l'environnement, et dont la situation demeure « insatisfaisante » pendant une période > 5 ans.</p> <p>L'impact futur, avec des dommages importants sur un environnement sensible et dont la situation reste « insatisfaisante » pendant une période > 5 ans.</p> <p>Impact futur avec des dommages étendus sur un environnement sensible qui ne pourra être rétabli à un niveau « satisfaisant »/ acceptable que sur une période de 1 à 5 ans.</p>	<p>Indignation de l'opinion publique ou des investisseurs au niveau international.</p> <p>Menace de perte de licence d'exploitation au niveau international.</p>	>20 milliards \$

Pour pouvoir retenir un seul scénario à étudier par la suite, nous avons utilisé la matrice d'évaluation que l'entreprise BP utilise dans ses études de risque [8].

La matrice d'évaluation de risque est constituée de 8 niveaux de sévérité et 8 niveaux de probabilité. Pour permettre une lecture facile et pour pouvoir se situer par rapport aux probabilités et aux fréquences, nous avons ajouté à la matrice d'évaluation les différents niveaux de probabilité et de fréquence. (Tableau 3).

Nous allons aussi placer les événements identifiés dans le tableau 1 dans la matrice d'évaluation de risques (tableau 3) pour déterminer l'événement que nous allons retenir dans la suite de notre travail.

Dans le cas où il y a une différence entre le degré de sévérité impact HSE et impact économique, nous avons repris la valeur la plus élevée des deux valeurs qui se trouvent dans le tableau 1.

Par exemple dans le cas du scénario E1 (tableau 1) la sévérité impact HSE est égale à 6 et celle impact économique est égale à 5.

Nous avons retenu la valeur la plus élevée des deux pour l'élaboration la matrice.

Le tableau 4 représente la matrice de risque appliquée à tous les scénarii retenus lors de notre étude APR.

De cette matrice nous pouvons retenir les événements qui se trouvent dans la zone rouge des risques intolérables (indésirés). L'événement retenu pour notre cas est E1 : Explosion de vapeurs –torche.

Tableau 3: Matrice de risques utilisée comme référence

Sévérité	1	2	3	4	5	6	7	8
	Un événement similaire n'a jamais eu lieu dans le même type d'industrie, son occurrence à de faibles chances.	Un événement similaire n'a jamais eu lieu dans notre industrie.	Un événement similaire s'est produit dans ce même type d'industrie.	Un événement similaire s'est produit chez le groupe BP.	Un événement similaire s'est produit, ou peut se produire pendant la période de fonctionnement de 10 entreprises similaires.	Cet événement se produit une à deux fois dans la période de fonctionnement de l'industrie.	Cet événement se produit plusieurs fois dans la période de fonctionnement de l'industrie.	Un événement similaire se produit au moins une fois par an.
8	8	9	10	11	12	13	14	15
7	7	8	9	10	11	12	13	14
6	6	7	8	9	10	11	12	13
5	5	6	7	8	9	10	11	12
4	4	5	6	7	8	9	10	11
3	3	4	5	6	7	8	9	10
2	2	3	4	5	6	7	8	9

1	1	2	3	4	5	6	7	8
fréquence	$\leq 10^{-6}/\text{an}$	$10^{-6} < f < 10^{-5}/\text{an}$	$10^{-5} < f < 10^{-4}/\text{an}$	$10^{-4} < f < 10^{-3}/\text{an}$	$10^{-3} < f < 10^{-2}/\text{an}$	$10^{-2} < f < 10^{-1}/\text{an}$	$10^{-1} < f < 1/\text{an}$	$> 1/\text{an}$

Tableau 4: Positionnement des événements sur la matrice de risques

Sévérité	1	2	3	4	5	6	7	8
	Un événement similaire n'a jamais eu lieu dans le même type d'industrie, son occurrence a de faibles chances.	Un événement similaire n'a jamais eu lieu dans notre industrie.	Un événement similaire s'est produit dans ce même type d'industrie.	Un événement similaire s'est produit chez le groupe BP.	Un événement similaire s'est produit, ou peut se produire pendant la période de fonctionnement de 10 entreprises similaires.	Cet événement se produit une à deux fois dans la période de fonctionnement de l'industrie.	Cet événement se produit plusieurs fois dans la période de fonctionnement de l'industrie.	Un événement similaire se produit au moins une fois par an.
8								
7								
6			E14	E1				
5			E2 E16	E3 E6 E11				
4			E17	E4 E7	E5	E13		
3					E8 E9 E10 E12 E15			
2								
1								
fréquence	$\leq 10^{-6}/\text{an}$	$10^{-6} < f < 10^{-5}/\text{an}$	$10^{-5} < f < 10^{-4}/\text{an}$	$10^{-4} < f < 10^{-3}/\text{an}$	$10^{-3} < f < 10^{-2}/\text{an}$	$10^{-2} < f < 10^{-1}/\text{an}$	$10^{-1} < f < 1/\text{an}$	$> 1/\text{an}$

3.4 Conclusion

La méthode APR est économique en terme de temps passée et ne nécessite pas un niveau de description très détaillé du système étudié comparée à d'autres méthodes.

Elle ne permet pas de caractériser finement l'enchaînement des événements susceptibles de conduire à un accident majeur pour des systèmes complexes.

Elle est considérée comme une méthode qui sert à identifier seulement les événements redoutés qu'il faut étudier plus en détail avec d'autres méthodes telles que HAZOP [5].

Dans notre cas, nous avons utilisé des grilles utilisées par l'entreprise BP.

L'étude APR a retenu LE scénario E1 qui est classé dans la partie des risques intolérables.

Ainsi, le choix du système de torche peut être motivé pour les raisons suivantes:

- C'est l'un des cinq systèmes qui peuvent déclencher un shut down Level 2A (voir la partie philosophie des systèmes d'arrêt d'urgence).
- C'est la seule Zone 0 parmi le classement des zones ATEX (la zone 0 est défini comme étant un emplacement où une atmosphère explosive consistant en un mélange avec l'air de matières combustibles sous forme de gaz, de vapeur ou de brouillard est présente en permanence ou pendant de longues périodes ou fréquemment [9]).
- La torche est un système très vulnérable car elle représente un moyen de sécurité (cas d'urgence) mais aussi un équipement qui doit fonctionner dans le cas normal.

4. ANALYSE FONCTIONNELLE DU SYSTEMES DE TORCHES

4.1. Introduction

Les torches sont des systèmes critiques de sûreté car elles représentent des moyens sûrs pour l'évacuation des gaz d'hydrocarbure en cas d'urgence ou de perturbation du procédé. Il y a deux systèmes de torche: la torche HP et la torche BP.

Le but des systèmes de torche est:

- Collecter les gaz d'hydrocarbure dégagés, éventés ou purgés des différents systèmes de process fonctionnant sous pression.
- Séparer et retenir les liquides qui peuvent être entraînés avec les gaz envoyés vers le système de torche
- Faire brûler les gaz entrant dans le système de torche en toute sécurité avant de les envoyer à l'atmosphère.
- Pomper les liquides séparés des gaz vers le système de recyclage ou aux fosses de brûlage pour élimination

Le système de torche HP reçoit les fluides des systèmes opérant à des pressions élevées et se compose de trois collecteurs : collecteur de torche HP, collecteur de torche HP froid et collecteur d'évent MP [3].

4.2. Collecteur de torche HP

Le collecteur de torche principal HP de diamètre 30 " est construit d'un pipe ordinaire en acier carbone qui peut accepter des fluides ayant des températures de -29°C à 235°C. Le système de collecteur est conçu pour des pressions dépassant 17barg.

Les collecteurs secondaires liés au collecteur de torche principal HP servent les secteurs suivants:

- Zones de compression des gaz résiduels et de Slug-Catcher.
- Train 1 du process
- Train 2 du process
- Train 3 du process

En outre, les lignes de décharge des soupapes de sécurité de fuel gaz HP sont directement raccordées au collecteur de torche HP.

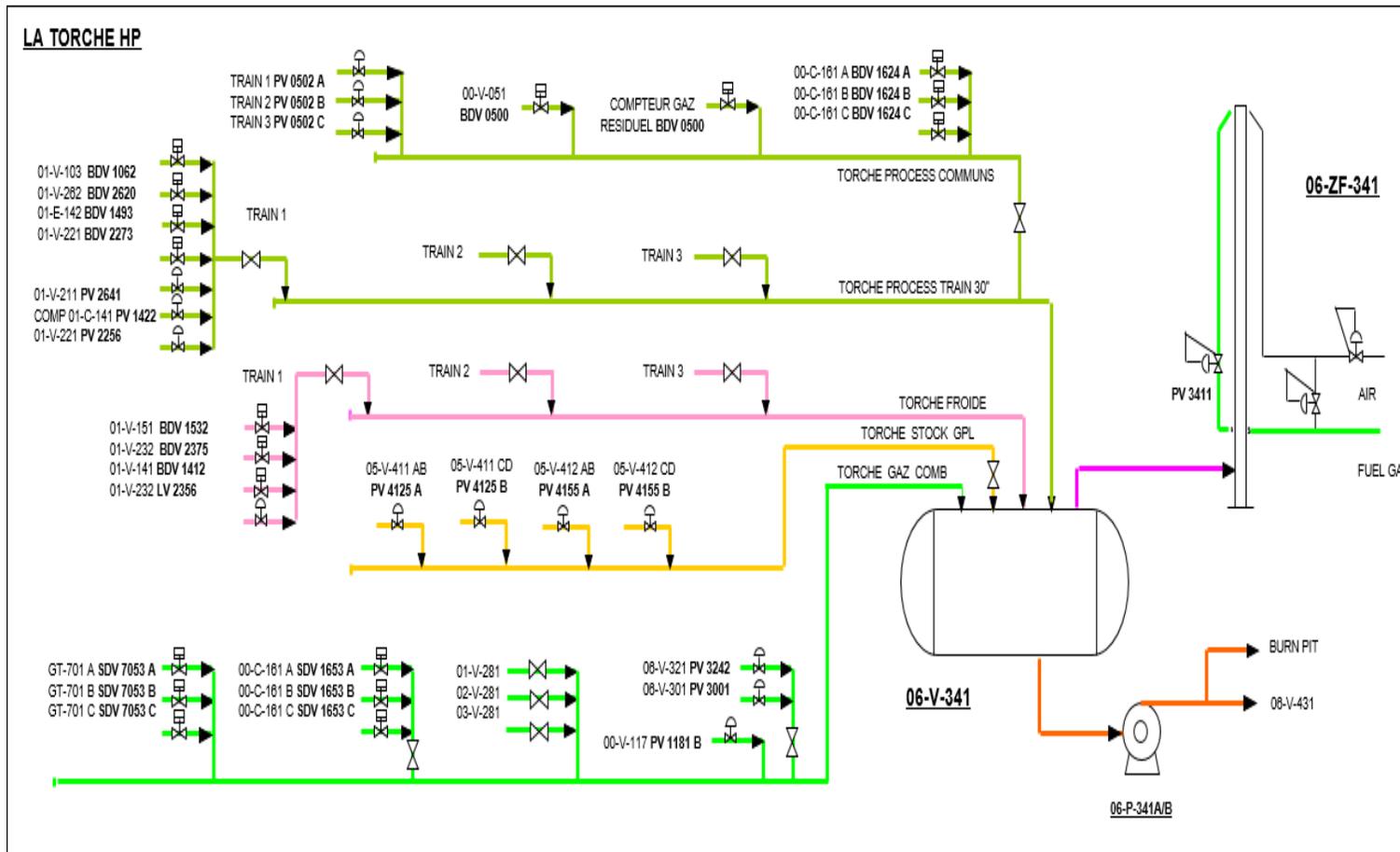


Figure 4-1: Système de torche du complexe de Tigoutourine

4.3. Collecteur de torche froid HP

Le collecteur de torche froid HP de diamètre 16" est construit d'un pipe en acier inox et peut accepter des fluides ayant des températures allant de -100°C à 200°C. Le système de collecteur peut fonctionner aux pressions dépassant 17barg.

Les collecteurs secondaires liés au collecteur de torche HP servent le système de gaz sec et le système de débutaniseur dans le train 1.2.3 du process.

Une purge continue de fuel gaz BP est assuré à partir de l'extrémité du collecteur de torche principal froid HP et de l'extrémité de chaque collecteur secondaire. Ces purges empêchent l'entrée d'air dans le système de collecteurs et par conséquent éviter la formation d'un mélange de gaz explosifs [3].

4.4. Collecteur d'évent MP

Le collecteur d'évent MP, de diamètre 10", est constitué d'un pipe en acier carbone qui peut accepter des fluides ayant des températures de -29°C à 235°C.

Le système de collecteur peut fonctionner sous des pressions dépassant 17barg.

Les collecteurs secondaires liés au collecteur d'évent MP servent les secteurs suivants:

- Train 1 du process
- Train 2 du process
- Train 3 du process
- Zone d'utilités (huile chaude et fuel gaz)
- Zone des compresseurs de gaz résiduel

Les écoulements de gaz continus ou semi continus sont acheminés le long du collecteur d'évent MP avec quelques turbulences des flux. Le collecteur d'évent MP opère normalement à basse pression (moins de 5 barg); l'isolation du collecteur de torche principal HP signifie que le collecteur d'évent MP n'est pas exposé à une pression excessive durant une large décharge dans le collecteur de torche principal HP [3].

Un collecteur d'évent MP de 4" provenant des générateurs de turbine à gaz GT-701A/B/C rejoint le collecteur d'évent principal MP de 10". La ligne de vapeur de la cuvette de drainage est raccordée au collecteur d'évent MP.

Une purge continue de fuel gaz BP est assurée à partir du collecteur de torche principal froid MP et de l'extrémité de chaque collecteur secondaire. Ces purges sont nécessaires pour empêcher l'entrée d'air dans le système de collecteurs et par la suite la formation d'un mélange de gaz explosifs.

4.5. Ballon de torche HP 06-V-301

4.5.1. Description des équipements

Le tableau 5 donne caractéristiques du ballon de torche haute pression 06-V-301.

Tableau 5: Caractéristiques du ballon de torche haute pression 06-V-301

Ballon de torche haute pression 06-V-341	
Type:	Ballon cylindrique et horizontal sous pression
Dimensions:	4300 mm DI x 21000 mm LT/LT
Conditions de conception :	6.9 barg; 200°C / -40°C 0.9 barg; -80°C
Matériaux:	Robe en acier ordinaire
Type de protection:	Néant

Des dispositifs sont installés sur le ballon de torche de fuel gaz à haute pression pour faciliter le contrôle locale des paramètres de process suivants:

- Indicateur de pression 06-PI-3416 sur la ligne de sortie de gaz
- détecteur de niveau à glace 06-LG-3418A/B

Le fond du ballon de torche à haute pression peut être vidangé par un système de drainage fermé d'hydrocarbure humide.

Le ballon de torche HP 06-V-341 est un séparateur biphasé horizontal conçu pour séparer par gravité les gouttelettes liquides, de dimension supérieure à 150 µm, entraînés par des gaz dégagés. La quantité de liquide séparé représente 10 % du débit massique du gaz entrant. À des débits de gaz plus élevés, la séparation liquide-gaz est réduite. et par conséquent les gaz torchés contiennent beaucoup moins de liquide [3].

Les gaz traversent l'espace de vapeur du ballon de torche HP et hors du ballon par l'intermédiaire des pipes de sortie centrales de 42" de diamètre situés au sommet de la paroi du ballon.

Les gaz à partir du ballon de torche HP coulent dans une ligne de torche de 42" de diamètre vers la cheminée de torche HP. Un débitmètre ultrasonique est installé dans la ligne de torche en aval du ballon de torche pour mesurer la quantité des gaz torchés.

Les liquides séparés dans le ballon de torche sont collectés au fond du ballon. Ils sont ensuite acheminés par les pompes du ballon de torche HP 06-P-341A/B vers le ballon de dégazage des condensats 05-V-431 pour être récupérés ou envoyés pour incinération vers la fosse de brûlage 06-Z-352. Selon leurs provenance, les liquides du ballon de torche peuvent avoir des températures entre -40°C et 85°C [3].

4.5.2. Systèmes de contrôle du ballon torche

Le niveau dans le ballon de torche haute pression doit être maintenu dans la marge désirée pour éviter des anomalies de process.

Le transmetteur de niveau 06-LT-3420, situé sur un tube externe au ballon, contrôle le niveau du liquide dans le ballon de torche HP. Le niveau est affiché dans le CMS comme 06-LI-3420 et la logique du contrôle de niveau est configurée comme suit:

- Au niveau H3LL: une alarme est produite dans le CMS
- Au niveau H1LL: les deux pompes du ballon de torche HP démarre automatiquement.
- Au niveau H2LL: le débit de la pompe sélectionnée du ballon de torche HP démarre automatiquement.
- Au niveau L2LL: les deux pompes du ballon de torche HP s'arrêtent automatiquement.
- Au niveau L1LL: les deux pompes du ballon de torche HP s'arrêtent automatiquement avec une alarme.

4.5.3. Systèmes de Protection du ballon de torche

En cas de défaillance du système de commande de maintien du niveau du liquide dans la marge désirée, le ballon de torche HP est protégée contre des anomalies par trois transmetteurs de niveau 06-LT-3421A/B/C montés directement sur le ballon.

En cas de détection d'un niveau très élevé par deux sur trois des 06-LT-3421A/B/C (2-o-o-3 système de vote), un arrêt de production d'urgence de NIVEAU 2A est lancé par le système ESD [3].

En cas de détection d'un niveau très bas par 06-LT-3421A/B/C (2-o-o-3 système de vote), le système ESD déclenche les pompes 06-P-341A/B du ballon de torche HP.

4.6. Pompe de reprise du ballon de torche 06-P-341A/B

4.6.1. Description

Le tableau 6 donne les caractéristiques de la pompe de reprise du ballon de torche 06-P-341A/B.

Tableau 6: Caractéristiques de la pompe de reprise du ballon de torche 06-P-341A/B

Pompe de reprise du ballon de torche 06-P-341A/B	
Type:	Horizontale centrifuge mono étagé (Goulds Model 3700)
Capacité:	55 m ³ /hr
Hauteur d'arrêt:	26.0 m
Conditions de conception :	10.5 barg / 200°C, -45°C
Puissance du moteur:	7.5Kw

Les pompes de reprise du ballon de torche 06-P-341A/B sont des pompes centrifuges horizontales. Les pompes peuvent être actionnées manuellement ou automatiquement en mode 'attente' selon le niveau du liquide dans le ballon.

Les liquides de torche découlent du ballon KO par une déflexion vers le collecteur d'aspiration des pompes du ballon de torche. Avec une pression d'aspiration de 0,42 barg, la pression de refoulement de la pompe est de 2,3 barg. Les liquides coulent à partir de la section de refoulement de la pompe et à travers le clapet anti-retour et la vanne d'isolement de refoulement vers le collecteur de refoulement commun [3].

Les liquides traversant le collecteur de refoulement peuvent être conduits à la ligne d'alimentation du ballon 05-V-431 de dégazage des condensats à la fosse de brûlage 06-Z-351.

Pour faciliter le contrôle local des paramètres process, des indicateurs sont installés pour les pompes du ballon de HP :

- Indicateur de pression de décharge 06-PI-342A sur 06-P-341A,
- Indicateur de pression de décharge 06-PI-3424B sur 06-P-341B.

Les pompes du ballon de torche HP peuvent être drainées vers le système de drainage fermé des hydrocarbures humides à partir de la connexion de drainage sur le carter de la pompe, dans le cas où des travaux d'entretien doit être effectués. [3].

4.6.2. Systèmes de Contrôle

Le contrôle local sur site de démarrage/d'arrêt est assuré pour chaque moteur de pompe par l'intermédiaire du commutateur manuel sur site. Un bouton-poussoir d'arrêt d'urgence est également situé dans le puisard à côté des moteurs des pompes.

Les pompes peuvent être mises en mode manuel ou en mode automatique par le commutateur de la console d'opérateur 06-HS-342A/B du CMS.

En mode manuel, les pompes peuvent être démarrées et arrêtées à distance à partir des consoles d'opérateur du CMS en utilisant 06-HS-342A/B.

En mode automatique, les pompes sont mises en marche et arrêtées selon la logique de commande de niveau associée au transmetteur de niveau 06-LT-3420 du ballon de torche HP. Une pompe principale peut être choisie par le commutateur manuel 06-HS-3426 du CMS; le choix d'une pompe indique automatiquement que l'autre pompe en en réserve.

L'état des moteurs (marche ou arrêt) est affiché sur les consoles d'opérateur du CMS comme 06-YI-342A/B.

4.6.3. Systèmes de Protection

Les pompes sont déclenchées par l'intermédiaire du système ESD au cas où un niveau très bas dans le ballon de torche HP serait détecté par deux des trois transmetteurs 06-LT- 3241A/B/C.

Note:

Les pompes 06-P-341A/B du ballon de torche HP et les pompes de drainage 06-P-561A/B des hydrocarbures ne peuvent pas fonctionner en même temps.

4.7. Cheminée de torche HP 06-ZF-341 et nez de torche HP 06-ZF-342

La ligne de pipe de torche de diamètre 42" se termine à la base de la cheminée de torche HP. Le piquage d'admission de la cheminée est situé à 6 mètres du sol. La cheminée a un diamètre de 48" et environ 21,3 mètres de longueur. La cheminée de torche HP dispose d'un système

qui empêche l'entrée d'air dans la cheminée de torche. Le nez de la torche HP est situé au sommet de la cheminée et il est d'environ 3 mètres de hauteur et ayant un diamètre intérieur de 54 pouces. Le nez de la torche assure un brûlage des gaz libérés vers la torche avant de les envoyés vers l'atmosphère sans risque. Durant le torchage, la hauteur totale de la torche assure un rayonnement thermique au niveau du sol dans des limites acceptables. Il y a trois veilleuses montées sur le nez de torche HP pour mettre à feu tous les gaz qui sortent de la torche HP. Deux thermocouples sont situés sur chaque pilote pour mesurer les températures des pilotes et confirmer que les pilotes sont allumés. Les pilotes sont alimentés avec du fuel gaz BP par l'intermédiaire de la vanne de contrôle autorégulatrice de pression 06-PSV-3411. Chaque brûleur pilote a un mélangeur d'air et de carburant pour assurer la combustion [3].

4.8. Package d'allumage de la torche HP 06-ZF-343

Le package d'allumage est constitué d'une unité d'allumage et de contrôle, d'une chambre d'allumage et d'un allumeur. Le système d'allumage est de type générateur de flamme manuel dans lequel un mélange d'air et de fuel gaz est produit et coule à travers une ligne d'allumage de 1" vers le pilote. Après avoir rempli la ligne pilote de mélange air/fuel gaz, il est mis à feu par une étincelle électrique produite par le transformateur d'allumage 06-BX-3450. La flamme, créée à l'intérieur de la chambre d'allumage, se propage à travers le tube d'allumage vers le nez de torche et met à feu le pilote.

4.9. Package de la torche HP 06-X-341

4.9.1. Description

Le tableau 7 donne les caractéristiques du package de la torche HP 06-X-341.

Tableau 7: Caractéristiques du package de la torche HP 06-X-341

Package de la torche HP 06-X-341	
Type:	Torche à tube vertical
Débit de conception:	1,352,100 kg/hr
Conditions de conception :	200°C/-29°C
Diamètre de la cheminée:	48"
Hauteur totale:	24.3 m inclus 3.048 m assemblage du nez de la torche
Diamètre du nez de la torche:	54"
Perte de charge:	1000 mbarg au débit de conception

Matériaux: Cheminée de la torche:	Acier au carbone
Matériaux: Nez de la torche:	aciers inoxydables 310

Le nez de la torche HP est un pipe de type subsonique équipé d'un obturateur de vitesse et un déflecteur de vent blindé pour assurer la stabilité de la flamme.

4.9.2. Systèmes de Contrôle

Le package du brûleur de torche 06-ZF-343 est munis d'un système d'allumage à générateur de flamme manuel et d'un panneau de contrôle local. Le PCL est fourni avec les accessoires suivants:

- 06-HS-3450 Bouton poussoir "Off-On" du panneau.
- 06-XL-3450 Indication "On" du panneau.
- 06-HS-3451 Bouton poussoir d'allumage.
- 06-HS-3452 Bouton poussoir du voyant de test.
- 06-TAL-3450 Indication "Défaillance du pilot 1".
- 06-TAL-3451 Indication "Défaillance du pilot 2".
- 06-TAL-3452 Indication "Défaillance du pilot 3".

Une alarme d'incidents communs 06-UA-3414 est générée du PCL et affichée sur les consoles des opérateurs du CMS lorsqu'il y a un défaut d'indication de température sur le pilote.

Les vannes de contrôle de pression autorégulatrices suivantes maintiennent l'alimentation en carburant et en air vers le package d'allumage aux pressions requises:

- 06-PCV-3450 maintient la pression d'alimentation du fuel gaz à 1.03 barg.
- 06-PCV-3452 maintient la pression d'alimentation de l'air instrument à 1.03 barg.
- 06-PCV-3411 maintient la pression d'alimentation du fuel gaz vers les pilotes à 2.0 barg [3].

4.10. Package de la fosse de brûlage 06-X-351

4.10.1. Description

Le tableau 8 donne les caractéristiques du package de la fosse de brûlage 06-X-351.

Tableau 8: Caractéristiques du package de la fosse de brulage 06-X-351

Package de la fosse de brulage 06-X-351	
Type:	Torche horizontale pour fosse de brûlage
Débit de conception:	125 m3/hr
Conditions de conception :	200°C/-45°C, 3.5 barg
Diamètre de l'extrémité:	6" Diamètre nominal
Longueur de l'assemblage du bout:	12.14m
Perte de charge:	0.35 mbar au débit de conception
Matériaux: Nez de la cheminée:	Acier inoxydable 310 à joint de vitesse de type excentrique Briques réfractaires autour de nez de la torche Recouvrement de digue de retenue: HDPE (1,0 millimètres d'épaisseur)
Dimensions de la fosse de brûlage:	Longueur:31480 mm Largeur:18400 mm

4.10.2. Systèmes de Contrôle

Le package d'allumage du brûleur de la torche de la fosse de brûlage 06-ZF-353 est muni d'un système d'allumage à générateur de flamme manuel et un panneau de contrôle local.

Le PCL est fourni avec les accessoires suivants:

- 06-HS-3550 Bouton poussoir de puissance "Off-On" du panneau.
- 06-XL-3550 Indication de puissance "On" du panneau.
- 06-HS-3551 Bouton poussoir d'allumage.
- 06-HS-3552 Bouton poussoir du voyant de test.
- 06-TAL-3550 Indication "Défaillance du pilot 1.
- 06-TAL-3551 Indication "Défaillance du pilot 2.

Une alarme d'incidents communs 06-UA-3529 est générée du PCL et affichée sur les consoles des opérateurs du CMS lorsqu'il y a un défaut d'indication de température sur le pilote.

Les vannes de contrôle de pression autorégulatrices suivantes maintiennent l'alimentation en carburant et en air vers le package d'allumage aux pressions requises:

- 06-PCV-3550 maintient la pression d'alimentation du fuel gaz à 1.03 barg.
- 06-PCV-3552 maintient la pression d'alimentation de l'air instrument à 1.03 barg.
- 06-PCV-3603 maintient la pression d'alimentation du fuel gaz vers les pilotes à 2.0 barg.

4.11. Torche BP

Le système de torche BP rassemble les vapeurs déchargées du ballon de dégazage des condensâts, du ballon de drainage des condensâts et du système d'évent des ballons de stockage des condensâts Hors-Spec.

Le ballon de condensât Hors-Spec dispose d'un système de fuel gaz de pressurisation qui maintient l'espace de vapeur de ballon entre 12mbarg et 22mbarg ; des vapeurs sont dégagées vers la torche BP si la pression monte au-dessus de 22 mbarg. Pour éviter de créer une contre pression inacceptable au ballon de condensât Hors-Spec, la torche BP est conçue pour fonctionner seulement à quelques millibars au-dessus de la pression atmosphérique même sous les cas de débit maximum de torchage.

4.12. Fosse de brûlage

La fosse de brûlage est conçue pour l'élimination des liquides d'hydrocarbures de rinçage provenant de :

- Collecteur de boue des slug catcher 00-A-051 A/B.
- Rétro-lavage des liquides d'admission du filtre 01-x-212.
- Pompes du ballon de torche HP 06-P-341 A/B.
- Ballon de drainage fermé 06-V-561.

La figure 4-2 nous illustre la fosse de brûlage :

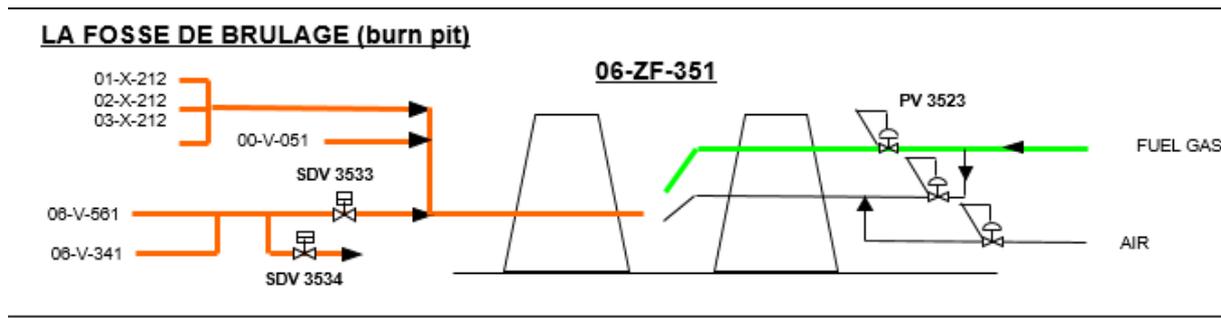


Figure 4-2: Fosse de brulage

4.13. Arrêt d'urgence

Les systèmes de torche sont des systèmes de sécurité critiques, cependant, ils ne sont pas à l'arrêt ou isolés en cas d'urgence. Lors de l'activation de NIVEAU 1, NIVEAU 2A ou d'un arrêt d'urgence de NIVEAU 2B de la région de feu 107 de la salle de commande centrale, les actions suivantes sont lancées:

- Fermeture de la vanne d'arrêt 06-SDV-3533 sur la ligne vers la fosse de brûlage
- Fermeture de la vanne d'arrêt 06-SDV-3534 sur la ligne au ballon de condensats d'Hors-Spec.

4.14. Purges des collecteurs de torche

Si l'air (ou l'oxygène) entre dans le système de torche et forme un mélange inflammable des gaz dans le système, le mélange sera mis à feu par les veilleuses au nez de la torche. Si la vitesse de retour de flamme du mélange excède la vitesse d'écoulement, la flamme brûlera de nouveau dans la cheminée de la torche et une explosion est susceptible d'en résulter. Des cheminées de torche peuvent avoir des fissures provoquées par ces explosions.

Si la vitesse de l'écoulement du gaz du ballon vers la torche est très proche de la vitesse de retour de flamme, la combustion peut se produire dans la cheminée de la torche (si l'air dans l'écoulement est suffisant), ce qui peut mener à la surchauffe et à la perte des caractéristiques mécanique de la cheminée de la torche. Pour s'assurer que la flamme de la torche ne revient pas de nouveau dans la cheminée de la torche, la vitesse de l'écoulement des gaz est augmentée par l'addition d'une purge de fuel gaz à l'extrémité de chaque collecteur.

Le débit de purge minimum requis par chacun des collecteurs secondaires et le collecteur principal a été déterminé à 45 kg/hr de fuel gaz BP. Les débits exigés de purge sont assurés par l'utilisation d'un orifice de restriction à chaque endroit de purge. [3].

La figure 4-3 nous illustre les purges existantes :

LES PURGES HYDROCARBURES

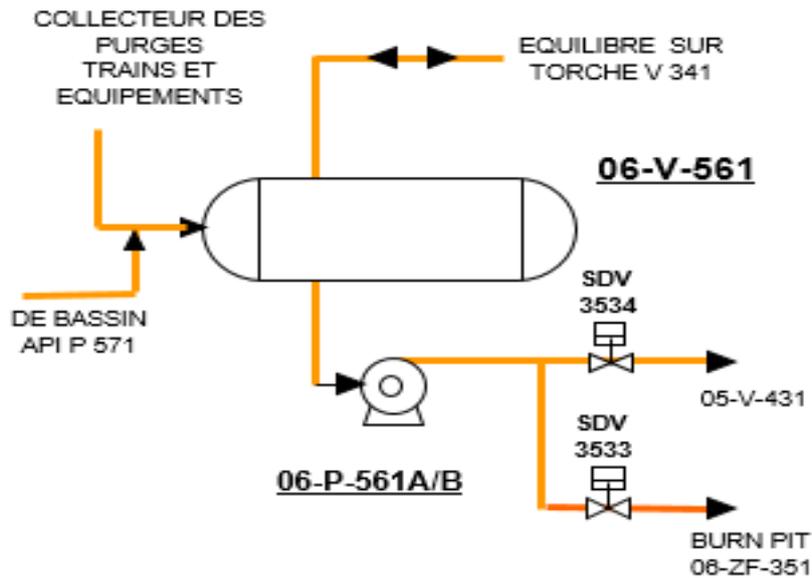


Figure 4-3: Les purges hydrocarbures du ballon de drainage

4.15. Système d'arrêt d'urgence ESD (emergency shut down)

4.15.1. Level 1: CPF shutdown and abandonment: [10].

Causes du déclenchement	Conséquences
<ul style="list-style-type: none"> • Bouton manuel 99 HS 0001 	<ul style="list-style-type: none"> • Arrêt des puits de gaz. • Déclenchement de toute l'usine suivi d'une dépressurisation vers torche des trois trains (avec un décalage de 5 minutes). • Inhibition de démarrage du générateur de secours. • Isolation électrique.

4.15.2. Level 2A : Emergency production shutdown: [10].

Causes du déclenchement	Conséquences
<ul style="list-style-type: none"> • Bouton manuel 99 HS 0002. • Basse pression air instrument. • Haut niveau ballon de torche HP. • Perte d'énergie électrique. • Haut niveau liquide slug-catcher. • Haut niveau ballon fuel gaz HP. 	<ul style="list-style-type: none"> • Arrêt des puits de gaz. • Arrêt des Trains 1, 2 & 3. • Arrêt de la section Compression de gaz résiduel A, B & C. • Arrêt des turbines de génération d'électricité. • Arrêt du Slugcatcher et installation de réception. • Arrêt des installations d'expédition.

4.15.3. Level 2B : Fire zone shutdown [10].

Causes du déclenchement	Conséquences
<ul style="list-style-type: none"> • Feu dans les zones 110/120/130 (trains) 	<ul style="list-style-type: none"> • Isolation et arrêt du train correspondant (arrêt des machines tournantes, isolation des prises électriques). • Dépressurisation du train correspondant.
<ul style="list-style-type: none"> • Feu dans les zones 140 A/B/C 	<ul style="list-style-type: none"> • Isolation et arrêt du turbo-compresseur correspondant. (ferme ESDVs, stop moteurs et isole prises électrique) • Dépressurisation du turbo-compresseur correspondant
<ul style="list-style-type: none"> • Feu dans la zone 107 (slug catcher): 	<ul style="list-style-type: none"> • Dépressurisation du slugcatcher

4.15.4. Level 3: Process system shutdown [10].:

Causes du déclenchement	Conséquences
<ul style="list-style-type: none"> • Dysfonctionnement Process / équipement / trains : 	<ul style="list-style-type: none"> • Isolation et arrêt des équipements des systèmes: <ul style="list-style-type: none"> - Gaz humide, - Gaz sec, - Liquide; • Du train correspondant..
<ul style="list-style-type: none"> • Dysfonctionnement Process / équipement Turbo-compresseurs 	<ul style="list-style-type: none"> • Arrêt du turbo-compresseur correspondant. <p>Notes :</p> <ul style="list-style-type: none"> - Dans ce cas, les aéro-réfrigérants ne s'arrêtent pas. - Les BDV's peuvent être actionnées manuellement à partir du DCS.

4.15.5. Level 4 : Equipment shutdown [10]

Cause du déclenchement	Conséquence
<ul style="list-style-type: none"> • Légère déviation Process / dysfonctionnement équipement non critique elle peut causer. 	<ul style="list-style-type: none"> • Arrêt et / ou isolation du système/ équipement correspondant

Exemple de l'équipement shutdown (level 4) : Arrêt d'une pompe par bas niveau de son ballon d'alimentation.

4.16. Conclusion

L'analyse fonctionnelle nous a détaillé l'ensemble des fonctions ainsi que l'interaction entre les différents éléments du système torche. De plus, on constate que le système torche est un système critique de par sa fonction mais aussi car il représente l'un des cinq systèmes qui peuvent déclencher un shut down général de l'installation de In Aménas.

5. METHODES D'ANALYSE DES RISQUES APPLIQUEES A L'INSTALLATION DE AIN AMENAS

5.1. Introduction

Une analyse des risques d'un procédé industriel a pour objet d'obtenir une évaluation précise, méthodique et aussi exhaustive que possible des risques que représente une installation ou un équipement industriel pour la sécurité des personnes, la protection de l'environnement, l'intégrité de l'outil industriel, l'atteinte à l'image de marque, et les pertes de production.

Une méthode d'analyse des risques consiste en une recherche systématique de l'ensemble des événements redoutés, leur évaluation en termes de conséquences et d'occurrence, puis la détermination des moyens de réduction des causes et/ou des conséquences possibles de ces événements en fonction des objectifs de réduction du risque à atteindre.

L'analyse des risques est un processus qui est constitué de plusieurs étapes, celles-ci sont résumées ci-dessous [11] :

- Traiter le Danger et pour cela identifier les processus de dangers c'est-à-dire l'enchaînement d'événements issus de systèmes sources de dangers et pouvant conduire à des événements redoutés.
- Représenter l'enchaînement des événements conduisant à l'événement redouté, conduit à des représentations du type arbres logiques ou réseaux. Ce travail met en œuvre un outil du type Arbres de Défaillances (ADD), qui permet aussi de calculer les probabilités de ces événements dans certains cas.
- Pour déterminer la Gravité des événements redoutés, on détermine leur impact sur les cibles. Celui-ci peut être immédiat mais aussi différé traduisant des états de la cible dans le temps. Certains de ces états différés sont difficiles à prévoir, d'où le principe de précaution.
- La détermination de l'acceptabilité se fait par négociation de tous les acteurs concernés dont les cibles. Dans certains cas, des limites peuvent être imposées par une réglementation (cas du nucléaire) ou par une règle spécifique (cas des installations classées).
- La neutralisation des risques se fait par la recherche de toutes les barrières de prévention et de protection qu'il est possible d'identifier pour éviter la production

d'événements et leur enchaînement. Ces barrières sont de nature technique et opératoire. Il est nécessaire de les qualifier dans le temps pour s'assurer de leur pérennité [11].

Dans toutes ces approches il est très difficile, voire impossible de prendre en compte toutes les dimensions du risque : spatiale et temporelle.

Enfin, la maîtrise du risque est au cœur des processus de décision comme participant aux choix et aux arbitrages dans la gestion des conflits par tout décideur, afin de minimiser les occurrences et les effets des dangers possibles [11].

Dans notre travail, nous allons utiliser deux méthodes d'analyse des risques : l'HAZOP et l'arbre de défaillances. Quelques définitions des termes qui ont été utilisés tout au long de notre étude sont données dans le tableau 9.

Tableau 9: Définition des termes utilisés lors de notre étude

Danger	Situation, condition ou pratique qui comporte en elle-même un potentiel à causer des dommages aux personnes, aux biens ou à l'environnement. Une source ou une situation pouvant nuire à par blessure ou atteinte à la santé, dommage à la propriété et à l'environnement du lieu de travail ou une combinaison de ces éléments [12]. La propriété intrinsèque d'une substance dangereuse ou d'une situation physique de pouvoir provoquer des dommages pour la santé humaine et/ou l'environnement [13].
Événement redouté	Un Évènement Redouté (ER) est un événement qui entraîne la perte d'une ou des fonction(s) essentielle(s) d'un système et cause des dommages importants au dit système ou à son environnement en ne présentant toutefois qu'un risque négligeable de mort ou de blessure. La perte de confinement de produit, la perte d'intégrité de l'installation ou la rupture d'équipement en sont des exemples [14].
Fréquence	Elle est définie par le nombre d'occurrences d'événements qui se produisent dans un laps de temps [15].
Gravité	Elle est définie par l'effet des événements redouté sur les cibles [11].
Probabilité d'occurrence	Elle est définie par la probabilité d'enchaînement des événements conduisant à l'événement redouté. Dans certain cas, on peut aussi utiliser le terme « FREQUENCE » [11].
Risque	Combinaison de la probabilité et de la (les) conséquence(s) de la survenue d'un événement dangereux spécifié [12]. Probabilité qu'un effet spécifique se produise dans une période donnée ou dans des circonstances déterminées [13].
Une action de prévention	une action de réduction de la fréquence de l'événement redouté [11].
Une action de protection	une action de réduction de la gravité (des conséquences) de l'événement redouté [11].
Une action d'élimination	une action qui supprime la possibilité de l'événement redouté [11].
Une action de transfert	consiste à prendre une assurance contre le risque concerné [11].

5.2. Utilisation de la méthode HAZOP

5.2.1. Introduction

La méthode HAZOP (HAZard and Operability studies) a été élaborée il y a plus de quarante ans par la société Imperial Chemical Industries pour répondre à un besoin d'amélioration de la sécurité et des process.

Elle est utilisée dans les différents secteurs d'activité particulièrement ceux utilisant des systèmes thermo-hydrauliques (chimie, pétrochimie...etc) [5].

L'HAZOP a pour objectif d'identifier les dangers potentiels d'un système et les éventuels risques d'exploitation afin d'éviter l'apparition d'événements non souhaités.

Elle permet d'identifier les causes et les conséquences des dérives des paramètres d'une installation et d'étudier les moyens accordés à sa détection et les barrières de sécurité prévues pour en réduire l'occurrence ou les effets [5].

La méthode HAZOP est un outil formalisé permettant d'analyser les risques potentiels associés à l'exploitation d'une installation industrielle à risques. Son principe est de décomposer un système donné en sous-ensembles appelés « nœuds », puis à l'aide de mots-clés de faire varier les paramètres autour de ses points de consigne. L'analyse des déviations est effectuée dans le but d'identifier les situations conduisant à des risques potentiels pour la sécurité des personnes, des biens et de l'environnement [16].

Une des caractéristiques d'une étude HAZOP est la « session d'examen » durant laquelle une équipe multidisciplinaire dirigée par un chef d'étude examine systématiquement toutes les parties d'une conception ou d'un système concernées par l'étude. Il y a lieu de considérer HAZOP comme une amélioration d'une conception juste, utilisant des approches basées sur l'expérience, telles que les règles de l'art, plutôt qu'un succédané de ces approches [17].

5.2.2. Application de la méthode HAZOP à un système donné

5.2.2.1. Notion de système

Un système est considéré comme étant un ensemble de matériels, de logiciels, d'hommes, organisé pour assurer des fonctions données dans des conditions données...

Le système est constitué de l'ensemble du processus industriel, de l'acheminement des produits à leur transformation, en passant par les conditions de stockage [17].

Ainsi avant de commencer toute étude HAZOP, il est indispensable de bien définir le système à étudier car les enjeux et les moyens humains à mettre en œuvre sont différents selon que l'on étudie un site, une installation ou un équipement.

5.2.2.2. Paramètres et mots-clés

La méthode HAZOP fait appel à des paramètres qui définissent des grandeurs physiques telles que le débit et la pression. Elle associe à ces paramètres des mots-clés pour décrire une déviation [17].

Le tableau 10 résume les paramètres et les mots-clés les plus utilisés [18].

Tableau 10: Paramètres et mots-clés utilisés dans HAZOP

Paramètres	Mots-clés
Débit	Plus de, moins de, arrêt de, effet inverse.
Pression	Plus de, moins de.
Température	Plus de, moins de.
Niveau	Plus de, moins de.
Agitation	Plus de, moins de, arrêt de.
Concentration	Plus de, moins de.

Si on veut étudier par exemple le paramètre débit et de savoir si le débit est élevé, nous avons juste à prendre « débit » comme paramètre et « plus de » comme mot-clé qui engendre la dérive suivante :

Débit + plus de = débit trop élevé

La définition retenue pour la méthode HAZOP est : « écart par rapport aux intentions du design et de la conduite des opérations » [17].

5.2.3. **Elaboration**

La figure 5-1 nous illustre l'algorithme utilisé pour la méthode HAZOP [17].

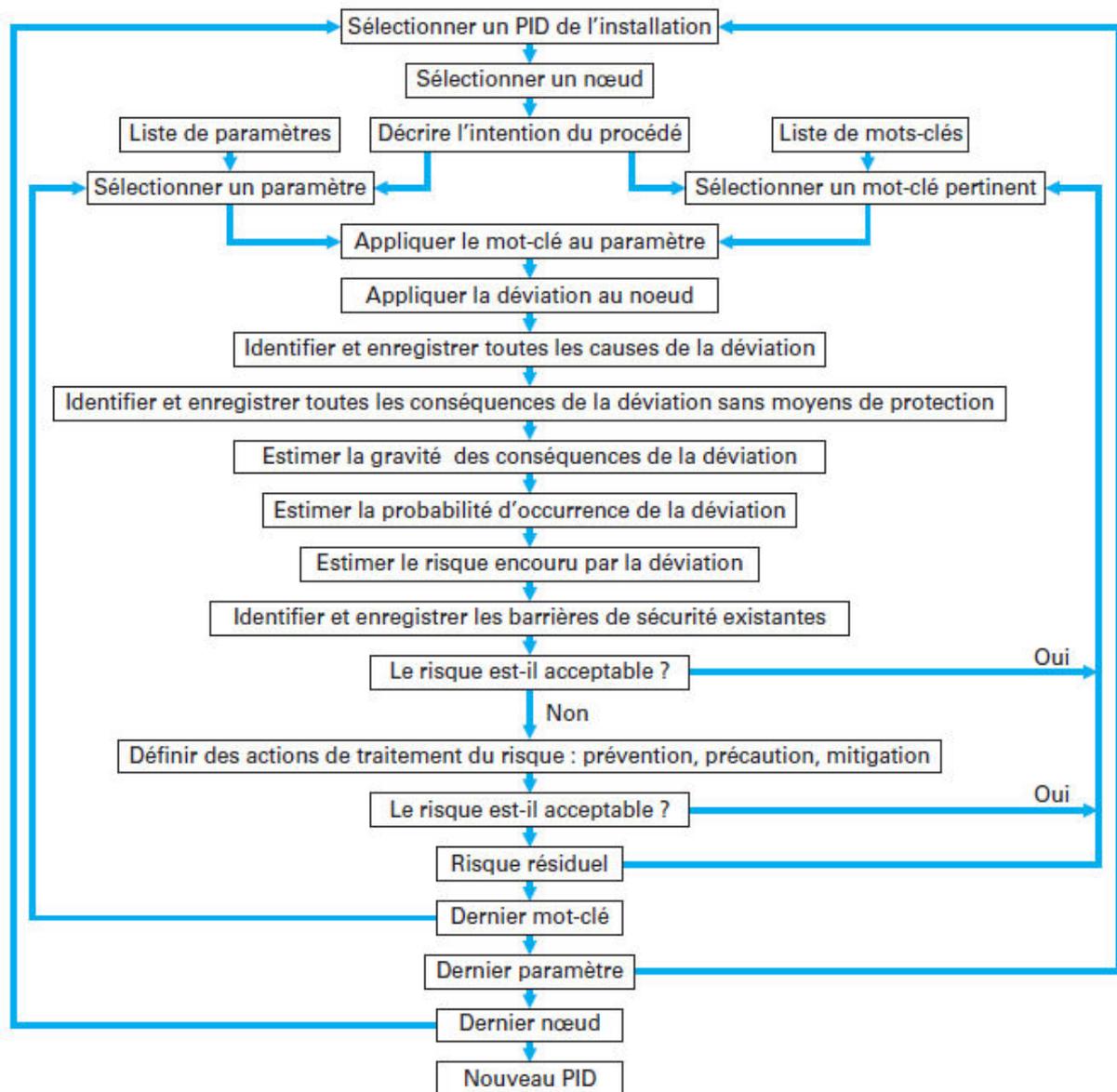


Figure 5-1: Algorithme d'élaboration de la méthode HAZOP

5.2.4. Avantages et limites de la méthode HAZOP :

La méthode HAZOP est basée sur l'expérience et est réalisable sur un nouveau système et elle peut être aussi particulièrement longue à mettre en œuvre.

Par ailleurs, l'HAZOP ne proposera qu'une analyse simple des dérives potentielles et trouvera ses limites dans la combinaison simultanée de plusieurs dérives.

De la même manière, il sera, dans certains cas, difficile d'établir une liste exhaustive des causes de dérives potentielles, notamment dans les systèmes transverses où les causes d'une dérive seront liées aux conséquences de l'apparition d'une autre.

5.3. Application de la méthode HAZOP sur le système choisi – système torche-

L'étude APR que nous avons réalisée a montré que le système Torche présente des risques intolérables par rapport à l'ensemble des systèmes constituant l'installation de Tiguentourine.

Ce système est constitué de :

- Torche.
- Ballon torche et la cheminée.

5.3.1. Torche Haute Pression – système de collecteurs

Le tableau 11 résume l'étude HAZOP de la torche haute pression – système de collecteurs.

Tableau 11: Synthèse d'une analyse HAZOP de la torche haute pression – système de collecteur

Déviations	Causes	Conséquences	Moyens existants	Recommandations
Pas de/ moins de « Débit »	Bouchage du fuel gaz purges dans les conduites de fuel gaz.	-Pression potentiellement réduite à l'entrée et à la cheminée de la torche : ce qui peut provoquer l'extinction de la torche. -Echec de purger les gaz du CPF vers la torche.	-Les conduites du fuel gaz sont inclinées pour faciliter la propagation des gaz et des liquides.	-Multiplier le nombre des injecteurs de fuel gaz. -Dans le cas de faible débit du fuel gaz, diminuer les intervalles de purge des PV afin de purger plus de gaz et équilibrer le débit.

Plus de « Débit »	Echec de la fermeture des ESDV dans les trains, slug catcher et manifold.	<ul style="list-style-type: none"> -Elévation du niveau du liquide dans le slug catcher. -Ouverture des PSV du slug catcher. -Le liquide passe dans les PSV et par conséquence dans les pipes vers la torche. -Extinction de la torche. -Un torchée continue à haut débit 1.2 mmscfd peut causer des conséquences sur l'environnement. 	<ul style="list-style-type: none"> -Le système torche est conçu pour purger tous les gaz dans le CPF. -L'augmentation du liquide au niveau du slug catcher prend 1 heure de temps aussi les PSV peuvent purger ¼ de la capacité du CPF ce qui offre un temps supplémentaire aux équipes d'intervention. 	<ul style="list-style-type: none"> -Dans le cas d'augmentation du liquide il vaut mieux ouvrir la SDV de la fosse de brulage dans les cas des niveaux 1 et 2A pour aider à bruler les liquides. -Ajouter une autre conduite de liquide dans le ballon torche pour diminuer la probabilité que ce dernier passe vers la torche.
-------------------	---	---	---	--

	<p>Activation manuel du niveau 2A dans la salle de contrôle.</p>	<p>-La séquence du niveau 1 est contournée hors que les trois trains peuvent souffler en même temps qui va causer une surcharge de la torche idem risque potentiellement élevé sans évacuer les travailleurs.</p>	/	<p>-Faire une modification pour augmenter les intervalles de temps entre les soufflages de chaque train (ouverture des BDV de chaque train)</p> <p>-Faire une vérification de l'état de la torche après chaque situation pareil pour assurer qu'il n'a pas eu aucun dommage au niveau de 'joint de vitesse ; tête ; cheminé' de la torche HP</p>
<p>Moins de « Pression »</p>	<p>-Conditions statiques dans la torche.</p> <p>-Système de gaz léger</p>	<p>-L'infiltration de l'air dans la torche ce qui va créer un milieu à potentiel explosif.</p> <p>-Extinction de la flamme.</p>	<p>-Existence de plusieurs injecteurs de fuel gaz système dans les conduites de la torche.</p>	/
<p>Plus de « Pression »</p>	<p>-Vanne de blocages utilities et train bloqué.</p> <p>-La vanne en amont de l'entête n'est pas déplacée.</p>	<p>-Obstacle (présence d'obstacle) dans la conduite vers la torche.</p> <p>-potentiel catastrophique.</p> <p>-fissure dans la cheminé ou conduite de la torche.</p>	/	<p>-Mettre en place des procédures pour la vérification que l'entête est déplacée et aussi la vérification du système torche après une situation d'élévation de pression.</p>

Moins de « Température »	Les gaz soufflés vers le ballon de torche peuvent être en dessous de la température atmosphérique (20°C).	-Possibilité de gel des gaz mouillés dans le pipe de 24'' vers le ballon de torche.	-La séparation des gaz au niveau du ballon élimine la majorité des traces de liquide de plus le diamètre du pipe est trop élevé pour être bouché.	-Faire des injections de méthanol pour baisser la température de gel des gaz.
Plus de « Température »	La quantité de gaz provenant des systèmes chauds 'PSV' est trop élevée.	-Atteindre la température maximale de 180°C. -Augmentation des particules vapeurs dans les pipes vers le ballon de torche ainsi possibilité d'augmentation de pression	Les pipes sont conçus pour supporter une température de 180°C.	-Essayer d'équilibrer la température

5.3.2. Ballon de torche et la cheminée

Le tableau 12 résume l'analyse HAZOP du ballon de torche et de la cheminée.

Tableau 12: Synthèse d'une analyse HAZOP du ballon de torche et de la cheminée

<p>Pas de/ moins de « Débit »</p>	<p>-Pompage simultané des pompes du ballon torche et du fossé de brûlage. -Bouchage du filtre du fuel gaz.</p>	<p>-La pompe ne peut pas fonctionner et atteindre les 55 m3/h dans ces conditions. -Possibilité d'entraîner les gaz du ballon dans les pompes (dysfonctionnement mécanique). -Absence du fuel gaz pour les pilotes. -Absence de la flamme.</p>	<p>-Existence d'un mécanisme qui assure le non fonctionnement des deux pompes du ballon torche et du fossé de brûlage en même temps.</p>	<p>-L'injection des liquides à partir de la fossée de brûlage (faire une boucle fermée).</p>
<p>Plus de « Débit »</p>	<p>-Echec de la fermeture des ESDV -502-505-508 après 4 heures que le slug catcher se remplit. -Echec d'ouverture des PV 0502A/B/C du slug catcher</p>	<p>-Atteindre le niveau maximum du liquide dans le ballon de torche avec un risque potentiel d'entraînement des liquides dans la torche. -Extinction de la flamme de la torche. - La surcharge totale du ballon de torche et augmentation de la pression qui peut atteindre 4.7barg.</p>	<p>-Le temps estimé pour le HHL est d'environ 40 min le temps que les deux pompes du ballon torche et démarrent pour diminuer le niveau. -Le ballon est conçu pour une pression maximale de 6.9 barg.</p>	<p>-Faire une modification pour les niveaux d'alarme de démarrage des pompes qui sont maintenus maintenant à 37% et 57%.</p>
<p>Plus de « Pression »</p>	<p>-Maximum soufflage des trois PV plus le soufflage des autres utilités.</p>	<p>-Augmentation de la pression du ballon torche jusqu'à 4.7 barg</p>	<p>-La pression de conception du ballon torche est de 6.9 barg.</p>	<p>-Dans le cas d'augmentation de pression dans le ballon torche</p>

				activer les deux pompes du ballon torche et celles du fossé de brûlage.
Moins de « Température »	Disfonctionnement du déethaniseur	<p>-Le gaz entre le ballon de stockage à une température inférieure de -104°C.</p> <p>-Changement de phase de n'importe quelle substance liquide.</p> <p>-Non possibilité de pompage des liquides dans le ballon</p>	<p>-La BDV-1532 ne fonctionne que avec un autre flux de la part de la BDV1412 et donc une température combiné de -60°C.</p> <p>-Dans les conditions de température ambiante la température dans le ballon de torche augmente.</p>	-Faire des injections de méthanol pour baisser la température de gel.
Plus de « Température »	Soufflage une grande quantité de gaz des échangeurs et sécheurs de gaz.	-Augmentation de la température jusqu'à atteindre les 260°C alors que la pression de design du ballon est de 200°C avec une pression de 6.9 barg.		<p>-Confirme que le gaz résultant des sécheurs de gaz n'ont pas une température supérieure de 200 degré C.</p> <p>-Faire une compensation de température en utilisant le flux provenant des sécheurs de gaz.</p>
Moins de « Niveau »	Echec d'arrêt des pompes malgré le bas niveau.	<p>-Dommages mécaniques dans les pompes causés par l'entraînement des gaz.</p> <p>-Non</p>	-Le LAL-2 arrête le fonctionnement normal des pompes du ballon.	-Faire un pompage au sens contraire à partir du ballon de drainage.

		fonctionnement des capteurs causé par le LLI.	-LLAL3421 donne un ordre supplémentaire aux pompes	
Plus de « Niveau »	-Quantité de gaz soufflé provient de procédés. -Echec du démarrage des pompes dans le cas de haut niveau	-Passage du liquide dans la torche. -Impact sur l'environnement. -Extinction de la flamme de la torche	Le LAH-2 donne un ordre à la pompe pour commencer à fonctionner. -LAH-1 donne une alarme au niveau de la salle de contrôle. -LAHH déclenche un niveau 2A et shut down total du cpf.	-Faire démarrer la deuxième pompe pour aider la première. -Augmenter le niveau considéré du HHL pour donner plus de temps aux opérateurs de gérer la situation sans arrêter le process.

5.3.3. Conclusion

Après avoir élaboré la méthode HAZOP pour les deux systèmes : « Torche Haute Pression – système de collecteurs » et « Ballon de torche et de la cheminée », nous retenons que le système torche est considéré comme un système très vulnérable.

Les événements principaux que nous avons décidé de développer par la suite sont : Passage du liquide vers la torche que nous allons traiter à l'aide de l'arbre de défaillances (partie 5), et extinction de la flamme de la torche que nous allons étudier à l'aide de la méthode de calcul de débit des fluides compressibles (partie 6).

5.4. Arbre de défaillances

5.4.1. Introduction

L'analyse par arbre des défaillances fut historiquement la première méthode mise au point en vue de procéder à un examen systématique des risques. Elle a été élaborée au début des années 1960 par la compagnie américaine Bell Telephone et fut expérimenté pour l'évaluation de la sécurité des systèmes de tir de missiles. Aujourd'hui, elle est appliquée dans de nombreux domaines tels que l'aéronautique, le nucléaire, l'industrie chimique...etc

L'arbre de défaillance peut avoir deux objectifs, soit :

- L'objectif « qualitatif » est de construire une synthèse de tout ce qui peut conduire à un événement redouté et d'évaluer l'effet d'une modification du système, de comparer les conséquences des mesures qui peuvent être envisagées pour réduire l'occurrence de l'événement redouté étudié.
- L'objectif « quantitatif » est d'évaluer la vraisemblance de la survenue de l'événement étudié à partir des combinaisons d'événements élémentaires qui peuvent le produire. Si on connaît les probabilités de ces événements on peut en déduire la probabilité de l'événement étudié et l'impact sur celle-ci d'une réduction (ou augmentation) de telle ou telle des probabilités élémentaires.

À défaut d'une quantification par probabilités, l'arbre permet d'apprécier le nombre de scénarios conduisant à l'événement étudié, le nombre minimum d'événements ou de conditions suffisant pour qu'il arrive, etc.

Un arbre de défaillance représente de façon synthétique l'ensemble des combinaisons d'événements qui, dans certaines conditions produisent un événement donné, point de départ de l'étude.

L'analyse par arbre des défaillances d'un événement redouté peut se décomposer en trois étapes successives :

- définition de l'événement redouté étudié,
- élaboration de l'arbre,
- exploitation de l'arbre.

5.4.2. Description

L'arbre de défaillance est une méthode qui part d'un événement final appelé événement redouté qui est déterminé en utilisant des méthodes inductives telles que l'APR, AMEC ou HAZOP, pour remonter vers les causes et conditions dont les combinaisons peuvent le

produire. Cette méthode vise à représenter l'ensemble des combinaisons qui peuvent induire l'événement étudié.

On construit et on utilise un arbre de défaillance dans le cadre d'une étude a priori d'un système. Ayant pour point de départ un événement redouté (dysfonctionnement ou accident), la démarche consiste à s'appuyer sur la connaissance des éléments constitutifs du système étudié pour identifier tous les scénarios conduisant à l'événement redouté. On peut ensuite utiliser cette représentation pour calculer la probabilité de l'événement redouté à partir des probabilités des événements élémentaires qui se combinent pour le provoquer.

Des logiciels sont commercialisés qui permettent de réaliser commodément la mise en forme d'arbres pouvant comporter un grand nombre d'éléments et qui permettent d'effectuer les calculs de probabilités. Dans notre cas nous avons utilisé le logiciel arbre analyses pour réaliser l'arbre de défaillances.

Des calculs de probabilité sont toujours fondés sur des approximations. Celles-ci sont généralement valables pour les cas usuels, mais il vaut mieux prendre attentivement connaissance des calculs utilisés pour s'assurer que les approximations faites sont valables pour le cas particulier que l'on traite.

Les symboles utilisés pour construire un arbre de défaillances sont normalisés. La figure 5-2 résume les symboles utilisés pour les différents types d'événements :

- L'événement redouté et les événements intermédiaires se décomposent en une combinaison d'événements.
- Les événements de base ou les conditions ne se décomposent pas et sont représentés par un cercle pour les événements de base et un pentagone pour les événements que nous n'allons pas traiter.

Comme un arbre peut occuper plusieurs pages, nous utilisons un triangle pour renvoyer d'une page à une autre : un triangle est placé sous un événement intermédiaire dont la décomposition commencera sur une autre page. Sur cette autre page, cet événement apparaît en tête, mais un triangle est attaché à la boîte qui le représente pour indiquer qu'il ne s'agit pas de l'événement redouté d'un arbre, mais d'une partie d'un arbre plus important.

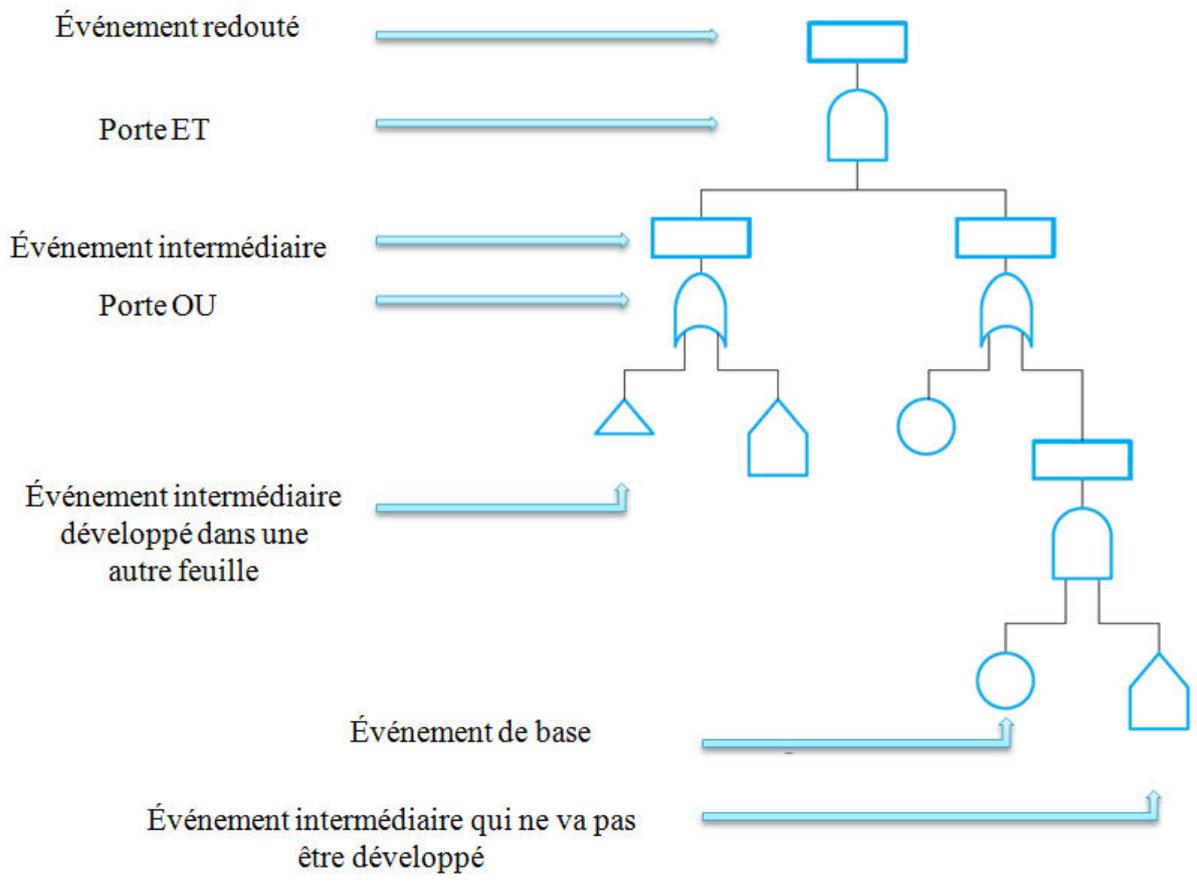


Figure 5-2: Les symboles utilisés pour les différents types d'événements dans l'arbre de défaillances

5.4.3. Elaboration de l'arbre Coupes minimales

On appelle coupe minimale d'un arbre un ensemble d'événements de base suffisant pour produire l'événement-sommet. Si on retire à une coupe minimale un seul de ses éléments, n'importe lequel, le reste ne suffit plus à produire l'événement-sommet [19].

La recherche des coupes minimales d'un arbre est une exploitation très intéressante de celui-ci (voir paragraphe 2.5). On les trouve en descendant l'arbre, étape par étape de la manière suivante :

- la première étape donne un seul ensemble : {l'événement-sommet}. C'est la coupe minimale triviale ;
- une porte « OU » divise l'ensemble en autant d'ensembles que la porte en introduit. Chaque porte « OU » crée donc autant de nouveaux ensembles qu'elle a de branches inférieures, chacun des nouveaux ensembles ayant autant d'éléments que l'ensemble qui comprenait l'événement supérieur de la porte « OU » ;
- une porte « ET » remplace dans un ensemble un événement par les événements dont il est la conjonction. Elle n'apporte qu'un nouvel ensemble qui a un élément de plus que l'ensemble précédent si il y a deux éléments sous la porte « ET » (deux éléments de plus si il y a trois éléments sous la porte « ET », etc.).

D'étape en étape, on arrive à des ensembles qui ne contiennent que des événements de base ou conditions. On peut alors :

- éliminer les redondances d'événements dans une même coupe (il est inutile de citer plusieurs fois le même événement dans une coupe) ;
- éliminer les redondances de coupes (quand le même ensemble d'événements a été produit par plusieurs voies, il est inutile de le conserver en plusieurs exemplaires) ;
- éliminer les « super-coupes » qui en contiennent d'autres (quand un ensemble est strictement contenu dans un autre, il n'est utile de garder que le plus petit).

Ces étapes conduisent donc à la liste des coupes minimales de l'arbre, c'est-à-dire de toutes les combinaisons d'événements de base ou conditions pouvant provoquer l'événement-sommet dans lesquelles le retrait d'un seul élément suffirait à ne plus le provoquer [19].

5.4.4. Calcul de probabilités

Un arbre de défaillance est très intéressant, même sans quantification ; c'est toutefois une de ses principales utilités que de pouvoir évaluer la probabilité de survenue de l'événement-sommet à partir de celles des événements de base.

La probabilité de l'événement E, s'il peut résulter de A « OU » B (indépendants) est la somme des probabilités de survenue de A et de B diminuée de leur produit.

Ne pas soustraire ce produit, c'est compter deux fois la probabilité de survenue simultanée de A et B. Quand les probabilités sont faibles, ce terme peut être négligé.

Si E résulte de A « ET » B indépendants, sa probabilité est le produit des probabilités de A et de B :

$$p(E) = p(A) \times p(B)$$

Le point important à ne pas perdre de vue est qu'on peut multiplier une valeur ayant une dimension (l'inverse d'un temps) par un nombre sans dimension (une probabilité) et additionner des nombres ayant la même dimension.

Le plus simple est de n'utiliser soit que des probabilités « pures » sans dimension (probabilité qu'un dé sorte au moins 5) soit des probabilités résultant de la fixation d'une durée : l'information disponible est la probabilité par unité de temps d'une défaillance (dimension inverse d'un temps). On se donne pour tous les événements de l'arbre une durée (par exemple un an) et, pour chaque événement ou condition si sa probabilité dépend du temps on prend sa probabilité d'apparition pour cette durée (probabilité de survenue par an). Ainsi on combine (multiplie ou divise) entre elles des probabilités sans dimensions.

5.4.5. Avantages et limites de l'arbre de défaillances

L'arbre de défaillances permet de considérer des combinaisons d'événements pouvant conduire à un événement redouté, cette méthode est utilisée pour les accidents majeurs qui sont souvent la conjonction de plusieurs événements qui seuls n'auraient pu entraîner de tels sinistres.

L'arbre de défaillances peut s'avérer assez encombrant et nécessite l'utilisation d'une méthode inductive (telle que l'APR et l'HAZOP) en amont pour déterminer l'événement redouté.

5.5. Application de la méthode arbre de défaillances

5.5.1. Elaboration de l'arbre des défaillances

Nous avons suivi l'enchaînement suivant pour l'élaboration de l'arbre des défaillances et qui se résume en cinq points:

- définir l'événement redouté à étudier,
- chercher les causes liées directement à cet événement qui sont considérés comme étant les événements intermédiaires,
- mettre les connecteurs logiques « et » et « ou » entre les événements intermédiaires.
- si tous ces événements sont des événements de base, nous avons fini l'élaboration de notre arbre,
- sinon chercher les causes jusqu'à obtention d'événement de base.

L'arbre de défaillance pour les différents événements sont présentés par la figure 5-3 et la figure 5-4.

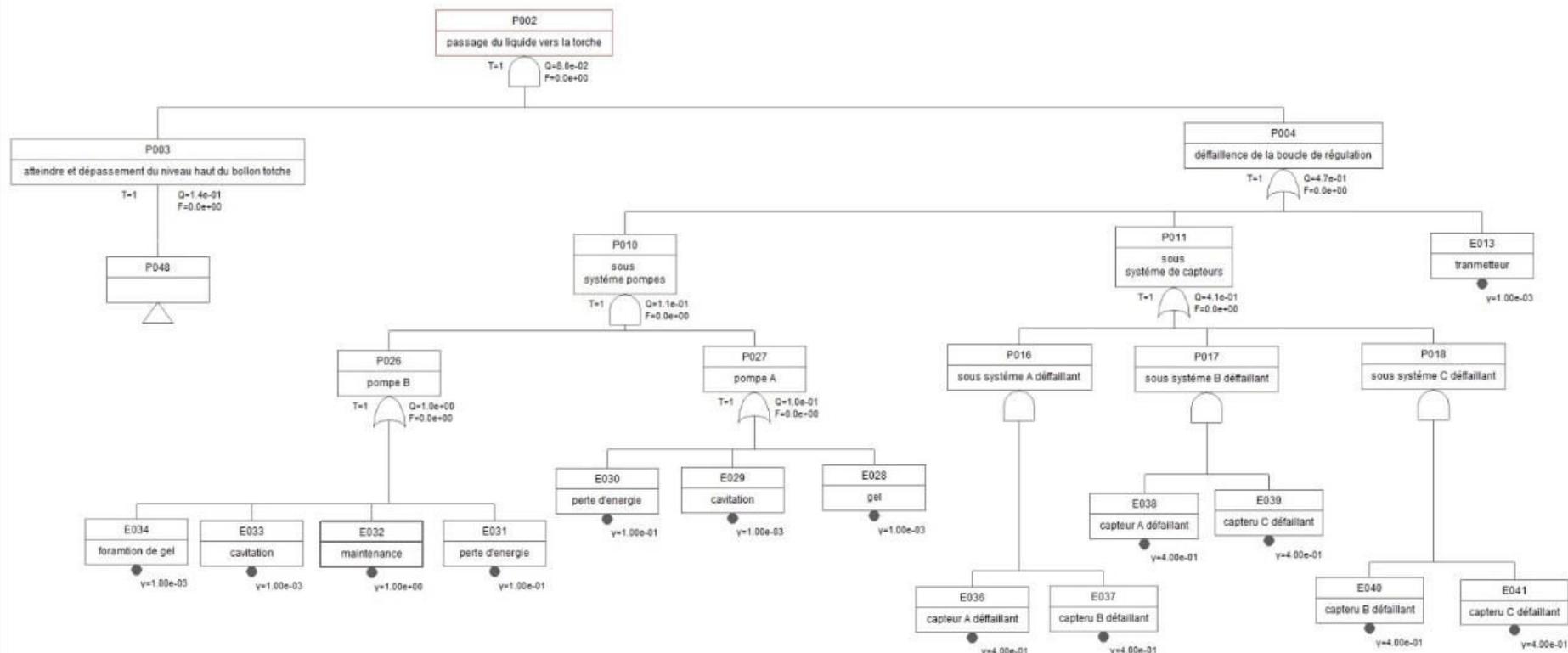


Figure 5-3: Arbre de défaillances pour l'événement "passage du liquide vers la torche"

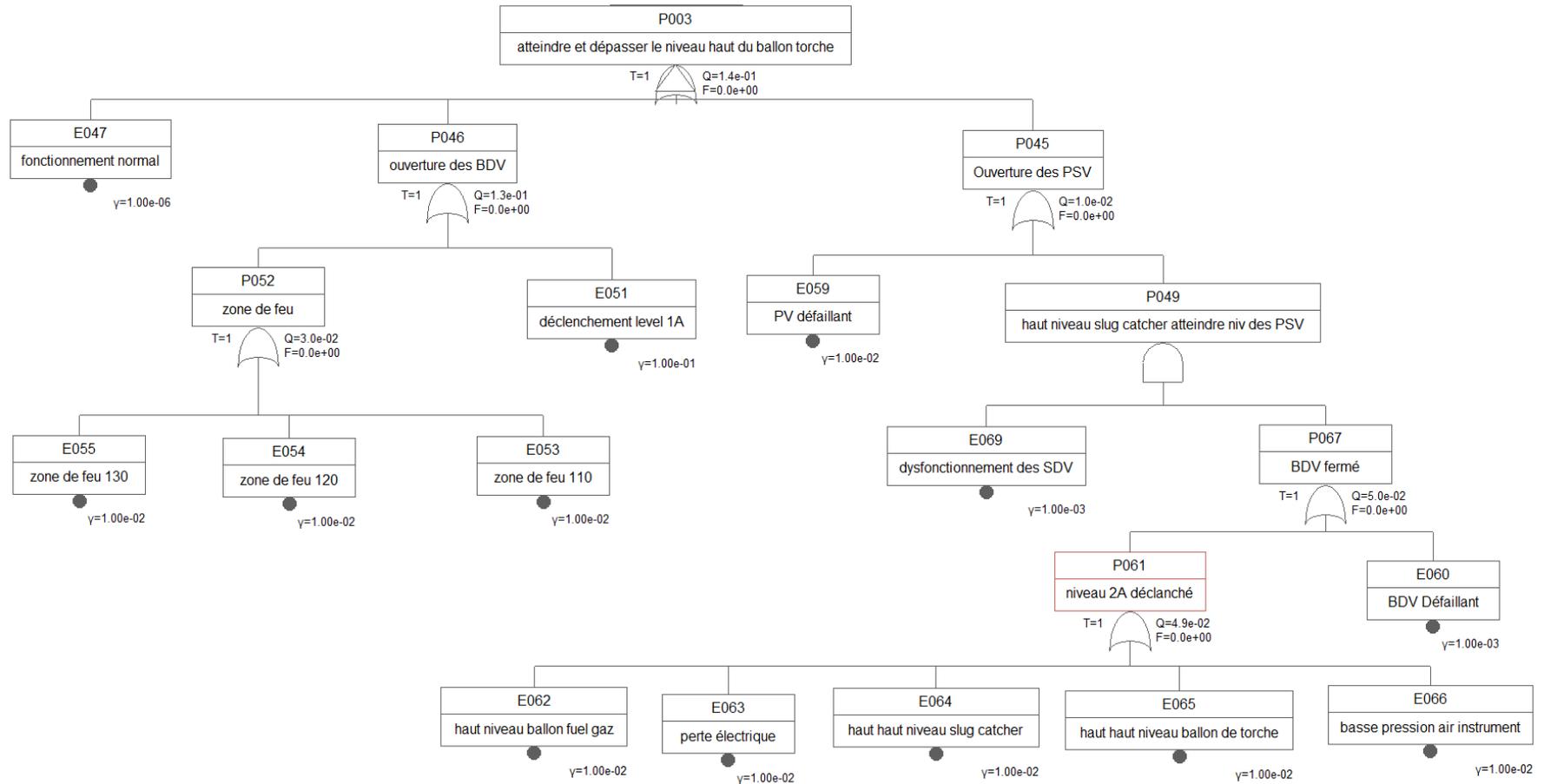


Figure 5-4: Suite de l'arbre de défaillances (événement sommet "atteindre et dépasser le niveau haut du ballon torche")

5.5.2. Traitement de l'arbre de défaillance

Nous avons calculé par exemple la probabilité au niveau de la porte « ou » entre les deux évènements (défaillance de la boucle de régulation 'p003' et l'évènement « atteindre et dépasser le niveau haut du ballon » 'p004').

Puisque c'est une porte « et », nous avons multiplié la fréquence $p003 = 0.047$ à la fréquence de l'évènement $p004 = 0.14$. Nous avons trouvé la fréquence de l'évènement redouté (non désiré) $p002 = 0.0658/\text{an}$.

Dans le tableau 13 nous allons à chaque fois varier la fréquence des évènements initiateurs (élémentaires) 'avec une augmentation de 10' et la comparer avec le changement de fréquence de l'évènement redouté.

Le tableau 13 nous donne la fréquence d'occurrence des événements initiateurs et leurs influences sur la fréquence de l'évènement redouté [20].

Nous constatons que l'évènement élémentaire le plus sensible est la perte d'énergie car l'augmentation de sa fréquence nous a donné la probabilité de la réalisation de notre évènement redouté la plus élevée.

Pour remédier à l'évènement **perte d'énergie** :

Nous proposons l'ajout d'un générateur de tension, par exemple un générateur électrogène, ce dernier va nous permettre d'assurer l'alimentation des pompes en cas de défaillance des turbines ou une perte d'énergie.

La figure 5-5 représente l'arbre de défaillances que nous avons élaboré pour l'évènement redouté « passage du liquide vers la torche »

Tableau 13: Fréquence d'occurrence des événements initiateurs et leurs influences sur la fréquence de l'événement redouté

Evènement initiateur	La fréquence d'occurrence /an	Changement de F x 10/an	Evènement redouté
Transmetteur défaillant	0,001	0,01	0,0672
Capteur A défaillant	0,4	4	0,1002
Capteur B défaillant	0,4	4	0,1002
Capteur C défaillant	0,4	4	0,1002
Gel du liquide	0,001	0,01	0,0600
Cavitation	0,01	0,1	0,0672
Perte d'énergie	0,1	1	0,1400
maintenance	1	10	0,0658
Zone de feu 110	0,01	0,1	0,0987
Zone de feu 120	0,01	0,1	0,0987
Zone de feu 130	0,01	0,1	0,0987
Déclanchement 1A	0,1	1	0,0652
PV défaillant	0,01	0,1	0,0988
Disfonctionnement des SDV	0,001	0,01	0,0658
BDV défaillant	0,001	0,01	0,0658
Basse pression air instrument	0,01	0,1	0,0637
Haut haut niveau ballon torche	0,01	0,1	0,0637
Haut haut niveau slug-catcher	0,01	0,1	0,0637
Perte électrique	0,01	0,1	0,0637
Haut niveau ballon fuel gaz	0,01	0,1	0,0637
Fonctionnement normal	0,000001	0,00001	0,0659

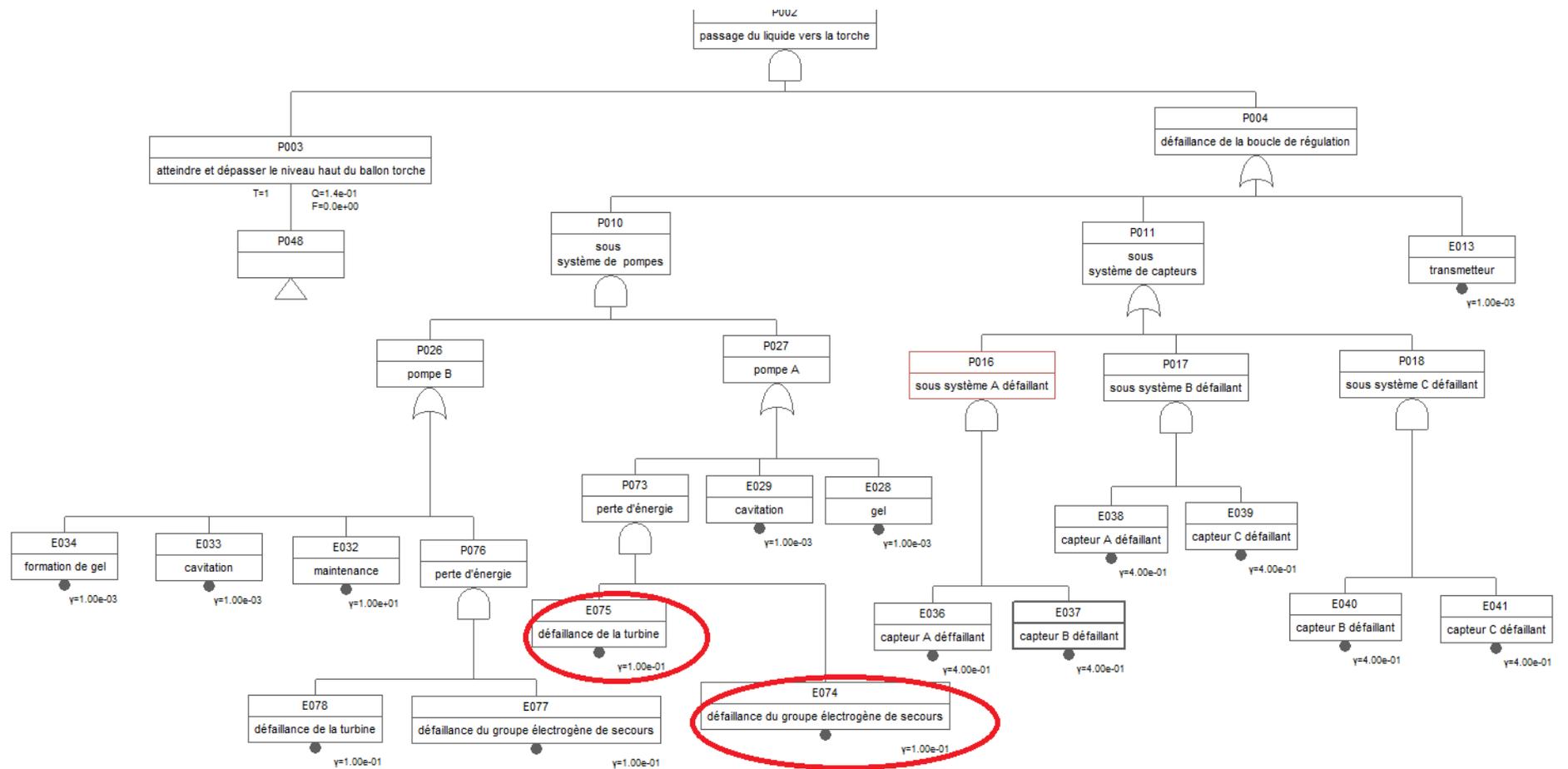


Figure 5-5: Arbre de défaillances pour l'événement redouté « passage du liquide vers la torche » avec l'ajout du générateur de tension électrique

5.6. Conclusion

L'implémentation d'un générateur de tension de secours nous permettra de diminuer la probabilité de la réalisation de notre évènement redouté 'passage du liquide vers la torche' et de l'évènement 'défaillance de la boucle de régulation' de 0,080 à 0,067 et de 0,080 à 0,067 respectivement.

Cette solution va nous permettre aussi de baisser la probabilité d'évènement élémentaire « perte d'énergie » de 0,10 à 0,01.

6. Etude des différents scénarios d'extinction de la torche

6.1 Introduction

Comme nous l'avons mentionné dans le chapitre 5, la défaillance de la torche « extinction de la torche » est causée par un deuxième événement que nous allons traiter en procédant à des calculs de débits de gaz compressibles. L'évènement excès de débit de torchage va être favorisé par l'ajout d'une nouvelle installation de compression que nous allons intégrer dans nos calculs :

Le projet de compression d'admission a été proposé pour renforcer la capacité de compression existante pour les installations d'IA, afin de maintenir le plateau de production dans le temps. La capacité du projet de compression d'admission permettra au minimum, de maintenir la capacité totale du CPF au débit plateau de 29,86 millions de m³/jour d'alimentation en gaz humide à une pression d'admission au train de gaz de 72 barg avec une pression de réservoir en épuisement.

6.2 Définition des paramètres utilisés

- **Conditions initiales**

Les valeurs des conditions initiales (température et pression) citée dans le tableau A (annexe) pour les trois scénarios (fonctionnement normales, fonctionnement à débit libre (sans le contrôle de la salle de commande), fonctionnement à une pression de design) sont tirées à partir des tables PFD [21].

- **Orifice Détails**

Les diamètres des orifices des BDV's sont extraits des documents livrés par le constructeur [22], [23], [24], [25] et [26].

- **Coefficient isentropique**

Le coefficient isentropique est calculé à partir de la composition du gaz tirée du PFD [21].

- **Coefficient de décharge C**

Le coefficient de décharge du débit calculé est de 0.839 [27].

6.3 Les commentaires de chaque scénario

6.3.1. Scénario 1 : Conditions de fonctionnement normales

- **Explication du scénario**

Dans ce cas, nous allons considérer l'ouverture totale des BDV's avec le torchage simultané des trains 1, 2, 3 sans intervalle ΔT avec les conditions de température et de pression normales (fixés dans la salle de commande et établies par le constructeur).

- **Conclusion**

Le débit total torché est en dessous de 12% du débit de conception.

6.3.2. Scénario 2 : Fonctionnement à débit libre

- **Explication du scénario**

Dans ce cas nous considérons que le fonctionnement est à débit libre sans système IGC et avec un écoulement simultané des trains sans interception.

Nous allons prendre les pressions et débit au niveau du système des RGC's à leur valeur normale.

- **Conclusion**

Le débit total torché, dans ce cas, est supérieur de 5% par au débit du design de la torche.

6.3.3. Scénario 3 : Fonctionnement à une pression de design

Dans ce scénario nous allons prendre un torchage de tous les équipements effectué à leurs pressions de design fixés par leurs constructeurs.

- **Conclusion**

Pour ce scénario nous avons pris un cas qui est extrêmement rare et presque impossible de se produire dans la réalité. Ce cas nous a donné un résultat de débit supérieur de 36% de celui du design de la torche.

Malgré que nous avons supposé un cas extrêmement rare mais qui peut causer l'extinction de la torche.

6.4 Estimation des débits de torchage

Pour calculer le débit de torchage, nous avons utilisé l'équation 6-1 [27] :

$$PR_{crit} = \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}} \quad \mathbf{6-1}$$

- Si $PR_{crit} \geq \frac{P_o}{P_i}$ débit *choked*.
- Si $PR_{crit} \leq \frac{P_o}{P_i}$ débit *unchoked*.

Le débit massique est calculé à partir de ces deux formules suivant le régime d'écoulement [27].

$$m = K_d * A * P_i * \sqrt{\left(\frac{k * g}{T * R} * \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{k-1}} \right)} \quad \mathbf{6-2}$$

Pour calculer le débit massique à partir d'un écoulement *choked*.

$$m = K_d * A * \rho * \left(\frac{P_o}{P_i} \right)^{\frac{1}{k}} * \left(\frac{1}{144} \right) * \sqrt{\left(2 * g * R * T * \left(\frac{k}{k-1} \right) * \left(1 - \left(\frac{P_o}{P_i} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right) \right)} \quad \mathbf{6-3}$$

Pour calculer le débit massique à partir d'un écoulement *unchoked*.

Le tableau 14 nous donne les paramètres utilisés, leurs unités et leurs conversion en unité SI.

Tableau 14: Paramètres utilisés, leurs unités et leurs conversion en unité SI

			Conversion en unité de base SI
k	coefficient isentropique du gaz	/	/
P _i	Pression d'entrée	psia	0.0689 bara
P _o	Pression de sortie	psia	0.0689 bara
A	La surface de l'orifice	in ²	645.16 mm ²
K _d	Coefficient de décharge	/	/
g	Constante de gravité	32,2 ft lbm lb ⁻¹ s ⁻²	9.8 N.M ² .kg ⁻²
ρ	Densité du gaz d'entrée	Lbm ft ⁻³	16.018 kg/m ³
T	Température	R°	-272.5° C
R	Constant des gaz parfaits	10.73 Ft lb lbm ⁻¹ °R ⁻¹	8.31 J/g.K

Exemple de calcul de débit pour le cas du scénario 3 00-BDV-0773 SLUGCATCHER 2:

Pour le flux *choked*

- **Vérifier le type d'écoulement**

$$PR_{crit} = \left(\frac{2}{1.508 + 1} \right)^{\frac{1.508}{1.508-1}} = 0,51 = \frac{P_o}{P_i} = \frac{47,57}{93} = 0,51$$

Pour $PR_{crit} = 0,51$, nous sommes dans le premier cas du flux *choked*

- **Calculer la section de l'orifice**

Soit A la section de l'orifice

$$A = \left(\frac{\text{orifice}}{2} \right)^2 = \left(\frac{66,38}{2} \right)^2 = 1,7065 \text{ in}^2 = 1101,5761 \text{ mm}^2$$

6-4

- **Remplacer les valeurs obtenues dans l'équation 6-2, on trouve :**

$$m = 0,839 \cdot 1335,2685 \cdot 1,7065 \sqrt{\left(\frac{1,508 \cdot 32,2}{342,4 \cdot 10,73} * \left(\left(\frac{2}{1,508 + 1} \right)^{\frac{1,508+1}{1,508-1}} \right) \right)}$$

$$m = 1911,7753 \sqrt{\left(\frac{1,508 \cdot 32,2}{342,4 \cdot 10,73} * \left(\left(\frac{2}{1,508 + 1} \right)^{\frac{1,508+1}{1,508-1}} \right) \right)}$$

Nous allons obtenir:

$$m = 1911,7753 \times 0,065 = 124,2653945 \text{ lbm/s} = 56,24545388 \text{ kg/s}$$

Conversion du kg/s au kg/h :

$$m = 56,24545388 \times 3600 = 202,483 \text{ kg/h}$$

Pour les simplifications des calculs, nous avons pris la valeur de $m = 202,000 \text{ kg/h}$

Exemple de calcul de débit pour le cas du scénario 01-BDV-2375 Product Splitte

- **Vérifier le type d'écoulement**

$$PR_{crit} = \left(\frac{2}{1,227 + 1} \right)^{\frac{1,227}{1,227-1}} = 0,55 < \frac{P_o}{P_i} = \frac{12,65}{9321} = 0,602$$

Donc nous sommes dans le deuxième cas d'un flux bloqué donc nous allons utiliser l'équation 6-3.

En annexes, nous avons mis trois tableaux de calculs effectués qui correspondent aux trois scénarii choisis.

6.5 Conclusion

Nous allons prendre les valeurs des 'débits de torchage calculées dans le scénario 3' pour faire la simulation d'une explosion accidentelle de gaz inflammable à l'air libre.

Nous avons choisi le scénario 3 car c'est le scénario où on a trouvé le débit massique de torchage le plus élevée.

7. SIMULATION D'UNE EXPLOSION ACCIDENTELLE DE GAZ INFLAMMABLE A L'AIR LIBRE

7.1 Introduction

L'explosion accidentelle d'un nuage de gaz inflammables à l'air libre, phénomène souvent désigné par l'acronyme V.C.E., tiré de l'anglais « Vapour Cloud Explosion », peut conduire à des pertes de vies humaines et à des dégâts matériels extrêmement importants [28].

Nous avons choisi de faire une modélisation du scénario 3 (fonctionnement à une pression de design) « UVCE » pour mieux cerner le phénomène et déterminer les effets engendrés.

7.2 Définitions

7.2.1 Définition VCE

Les explosions accidentelles de gaz à l'air libre, ou VCE, constituent un des événements les plus redoutés. Ce type d'accident comprend généralement la succession d'étapes suivantes :

- rejet dans l'atmosphère d'un produit combustible, le produit étant en phase gaz ou en phase liquide ; les combustibles liquides rejetés peuvent rester en suspension (formation d'aérosols) ou se disperser au sol pour former une flaque qui en s'évaporant conduit à son tour à un rejet diffus de gaz,
- mélange avec l'oxygène de l'air pour former un volume inflammable,
- de manière simultanée, dispersion et advection du nuage de gaz dont une partie du volume reste inflammable,
- inflammation du volume de gaz,
- propagation d'un front de flamme au travers la ou des parties inflammables du nuage ; ce front de flamme agit à la manière d'un piston sur les gaz environnant et peut être à l'origine de la formation d'une onde de pression aérienne si sa vitesse de propagation est suffisante ou si les gaz sont confinés ; dans tous les cas, la propagation des flammes s'accompagne d'une expansion des gaz brûlés qui passent par des températures de plusieurs centaines de °C et jusqu'à 2000 °C environ ;
- enfin, le cas échéant, mélange avec l'air et combustion des parties du nuage qui étaient initialement trop riches en combustible pour être inflammables [28].

7.2.2 Définition de la modélisation

La modélisation consiste à simuler, grâce à des logiciels dits accidentels comme PHAST ou ALOHA, des accidents industriels pour en évaluer les conséquences sur les humains et

l'environnement et par conséquent adapter au mieux les dispositifs de prévention à mettre en place. La modélisation permet aussi de simuler les effets de surpression et thermiques engendrées lors du phénomène de dispersion du gaz.

La modélisation des risques accidentels permet de connaître les effets de différents scénarios accidentels pouvant se produire sur un site industriel. Ces scénarios peuvent entraîner plusieurs types d'effets dangereux pour l'homme :

- effets thermiques suite à un incendie d'un entrepôt de stockage, un épandage de liquide inflammable...,
- effets de surpression suite à une explosion d'un bac de stockage, d'une chaudière...,
- effets toxiques suite à un dégagement de gaz toxiques, une dispersion de fumées toxiques issues d'un incendie.

La modélisation des risques chroniques révèle les conséquences du fonctionnement normal d'un site industriel sur les risques sanitaires des populations humaines présentes à proximité.

C'est une démarche primordiale pour l'activité des installations classées pour la protection de l'environnement (ICPE), notamment pour leurs demandes d'autorisation d'exploiter, les études de dangers ou encore pour l'évaluation des risques sanitaires chroniques d'une exploitation.

7.2.3 Définition du logiciel PHAST [30]

PHAST est un outil logiciel complet d'analyse des risques pour tous les stades de la conception et de l'exploitation.

PHAST est utilisé pour évaluer les situations présentant des risques potentiels pour le personnel, les installations et l'environnement, et pour mesurer la gravité de ses situations. Les risques peuvent ainsi être réduits par une re-conception du processus ou de l'installation, des modifications apportées aux procédures opérationnelles existants, ou en mettant en œuvre d'autres mesures.

PHAST appartient à une gamme de produits développée par DNV Software, reconnu comme le leader mondial dans le domaine de l'évaluation du risque d'accident industriel majeur.

Tout naturellement il a été adopté par de nombreuses entreprises internationales notamment les entreprises du pétrole et gaz, les fabricants de produits pétrochimiques, compagnies d'assurance, les bureaux d'études pour les services de conseil et de conception.

PHAST examine la progression d'un incident potentiel de la fuite initiale à la dispersion en champ lointain, incluant la modélisation de l'épandage et de l'évaporation des flaques, ainsi que les effets inflammables et toxiques. Les résultats d'analyse peuvent être affichés en format graphique ou sous forme de tableaux. L'ampleur de l'impact est visionné, et l'effet de la fuite sur la population et l'environnement évalué.

Parmi les avantages nous citons :

- Facilite la réduction des coûts en terme de pertes et d'assurances.
- Permet l'optimisation de la conception de site et de procédés.
- Aide l'industrie à se conformer à la législation.
- Permet une réponse plus rapide en cas d'incidents à risques.
- Améliore la compréhension des dangers potentiels par les ingénieurs.
- Les mises à jour régulières du logiciel incorporent les expériences et l'expertise les plus récentes dans les industries, ainsi que les dernières avancées dans la technologie de modélisation des conséquences.

7.2.4 Choix du modèle TNT utilisé par le logiciel PHAST

Les modèles d'équivalences TNT sont basés sur le fait qu'ils semblent possibles de faire coïncider les courbes d'atténuation des surpressions engendrées par une explosion de gaz ou par la détonation du TNT. Toutefois, à partir d'une valeur unique du rendement, cette coïncidence entre deux courbes d'atténuation des surpressions n'est pas possible dans tout l'espace environnant le lieu supposé d'explosion. A cet égard, et s'agissant plus particulièrement des surpressions maximales en champ proche, il convient de noter que :

- la détonation du TNT correspond à un régime d'explosion où l'explosif condensé est transformé en produits de combustion gazeux par une onde réactive se propageant à plusieurs milliers de m/s et engendrant à une distance proche de la charge explosive des surpressions de plusieurs centaines de bar,
- en comparaison, lorsqu'une détonation d'un mélange gazeux est observée, le régime d'explosion tend généralement vers celui dit de Chapman-Jouguet où la transformation des gaz frais en produits brûlés est due à la propagation d'un front de

flamme à une vitesse comprise entre 1700 et 2000 m/s environ engendrant des surpressions de l'ordre de 18 à 20bar.

Ainsi le principe d'équivalence TNT ne s'applique que dans le cas où l'amplitude maximum des ondes de choc lancées par détonation du TNT est suffisamment atténuée pour être comparable aux surpressions dues aux explosions de gaz [28].

7.3 Simulation du phénomène de dispersion

Après avoir calculé le débit torché dans le scénario 3 : (fonctionnement à une pression de design (chapitre 6)) et vérifier la défaillance de la torche (Extinction de la torche), nous allons faire une simulation avec le logiciel PHAST pour avoir l'impact de cette défaillance sur l'installation et son environnement voisin.

La figure 7-1 représente une vue de haut, pris d'un satellite de la zone de Tigentourine. Nous avons utilisé cette photo lors de notre simulation avec PHAST.



Figure 7-1: Photo prise par satellite de la zone Tigentourine

Nous allons maintenant simuler, suivant plusieurs cas, les effets de la dispersion et de l'inflammation du gaz supposé être torché en fonction du temps.

7.3.1 1^{er} cas : Quantité torché pendant 1 heure

7.3.1.1 Paramètres utilisés

❖ Quantité de gaz =1.830.000 kg

Cette quantité représente un torchage d'une durée d'une heure. Nous allons simuler ses effets de propagation sur la zone de Tiguentourine.

❖ Conditions météorologique :

a-Vitesse du vent de 11m/s [4]

b-Taux humidité de 10% [4]

❖ Composition des constituants de gaz:

-90% Méthane et 10% Ethane [21]

7.3.1.2 Résultats obtenus

La figure 7-2 nous montre le résultat obtenu de la propagation de l'onde de surpression lors de notre simulation PHAST du torchage pendant 01 heure:

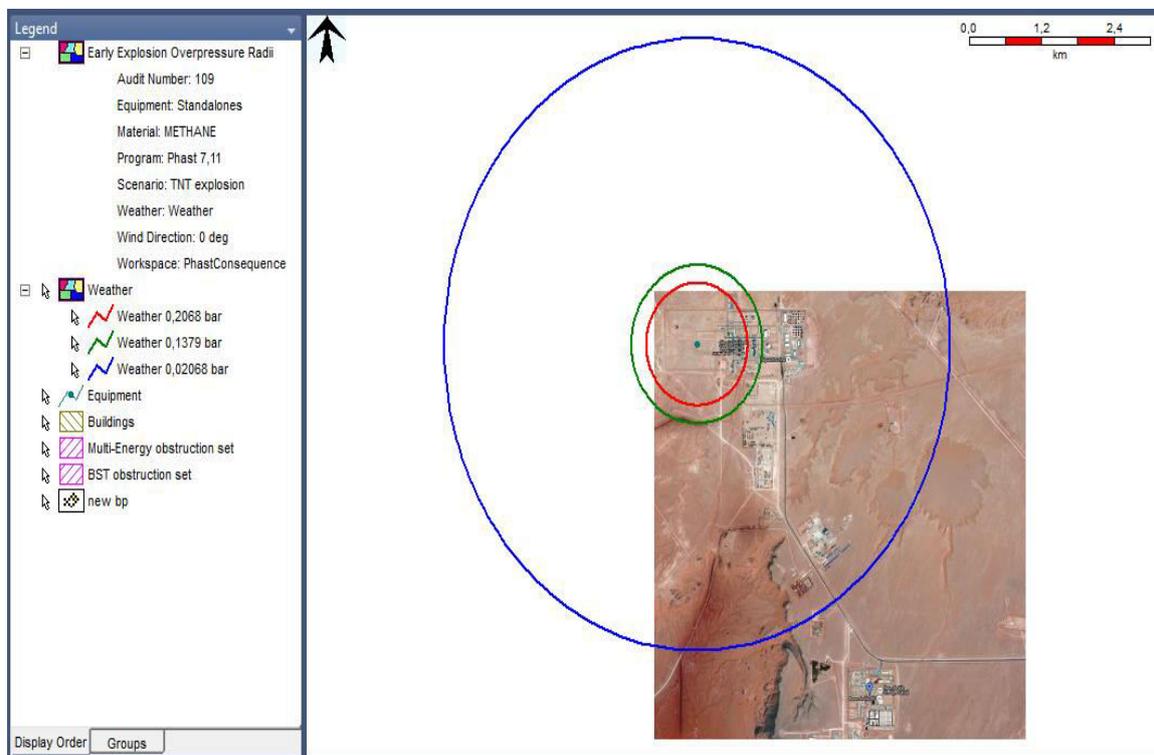


Figure 7-2: Résultat obtenu lors de la simulation PHAST du torchage pendant 01h

En introduisant la quantité du gaz convertit en masse TNT dans le logiciel PHAST, nous obtenons les effets de surpression en fonction de la distance à la torche représentés par la figure 7-3.

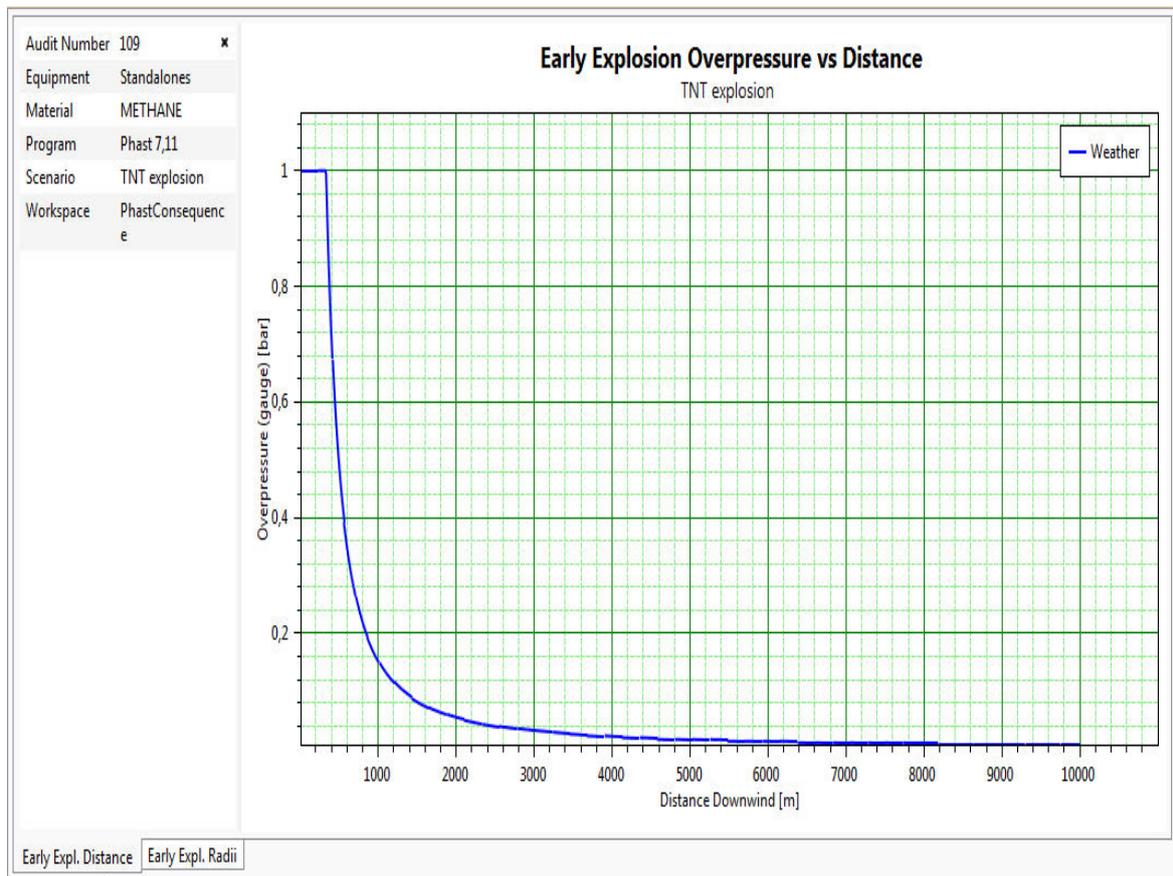


Figure 7-3: Effets de surpression en fonction de la distance à la source ‘torche’

7.3.1.3 Interprétation des résultats

Le tableau 14 donne les valeurs de référence relatives aux seuils d’effets de surpression sur les différentes structures.

Nous constatons qu’il existe trois types d’ondes de surpression dans le cas étudié et nous allons détailler cela dans ce qui suit.

Tableau 15: Valeurs de référence relatives aux seuils d'effets de surpression sur les différentes structures [29]

Effets sur les structures	Onde de surpression (mbar)
Seuil des destructions significatives de vitres	20
Seuil des dégâts légers sur les structures	50
Seuil des dégâts graves sur les structures	140
Seuil des effets dominos	200
Seuil des dégâts très graves sur les structures	300

Onde de surpression de 200mbar :

-Nous allons étudier les effets des ondes de surpression de 200 mbar sur une distance déterminé à partir de la figure 7-3.

-Nous remarquons que le seuil des effets létaux significatifs correspondant à la zone des dangers très graves pour la vie humaine (correspondante à une onde de surpression de 200mbar) peut atteindre des distances de 800 mètres loin de la source (figure 7-3), nous ajoutons à cela que la torche est seulement éloignée de 500 mètres de l'équipement le plus proche: (Les équipements ou les structures se trouvant entre 500 et 800 mètres sont les fours de l'huile chaude et le compresseur de gaz (figure 7-4)).

C'est le seuil des effets dominos et il correspond au seuil de dégâts graves sur les structures.

-Dans ce cas l'existence des opérateurs est très probable et donc en cas d'accident peut générer des pertes humaines.



Figure 7-4: Fours d'huile chaude et compresseur de gaz du complexe gazier de Tigentourine

Onde de surpression de 140mbar :

Nous allons étudier les effets des ondes de surpression de 140 mbar sur une distance déterminé à partir de la figure 7-3.

Nous remarquons que le seuil des premiers effets létaux correspondant à la zone des dangers graves pour la vie humaine (hémorragies pulmonaires) peut atteindre une distance de plus de 1200 mètres (1,2km). Sur cette zone de 1200m se trouve la salle de contrôle et qui comporte au minimum 20 opérateurs qui travaillent de manière permanente.

Pour les structures c'est le Seuil des dégâts légers (dans ce cas tout le CPF peut être touché).

Onde de surpression est de 20mbar :

Nous allons étudier les effets des ondes de surpression de 20 mbar sur une distance déterminé à partir de la figure 7-3

Nous remarquons aussi que le seuil des effets irréversibles correspondant à la zone des effets indirects par bris de vitre sur l'homme peut atteindre les 3 km. Les locaux de l'administration et le bloc de l'équipe d'intervention et celui d'HSE seront touchés. Nous tenons à rappeler aussi que la source (torche) est éloignée seulement de 4 km de la base de vie alors que dans ce cas les effets ont atteint les 3km.

Cette dernière onde de surpression n'a aucun effet sur les structures.

7.3.2 2ème cas : Quantité torché pendant ½ heure

7.3.2.1 Paramètres utilisés

❖ **Quantité de gaz = 915.000 kg**

C'est un torchage d'une durée de 1/2 heure donc nous allons simuler avec une quantité de gaz d'environ 910.000 kg. Car le débit de torchage est de 1.830.000kg/h

❖ **Conditions métrologique :**

a-Vitesse du vent est 11m/s [4]

b-Taux humidité est de 10% [4]

❖ **Composition des constituants:** 90% Méthane et 10% Ethane [21]

7.3.2.2 Résultats obtenus

La figure 7-5 nous montre le résultat obtenu de la propagation de l'onde de surpression lors de notre simulation PHAST du torchage pendant 30 min.

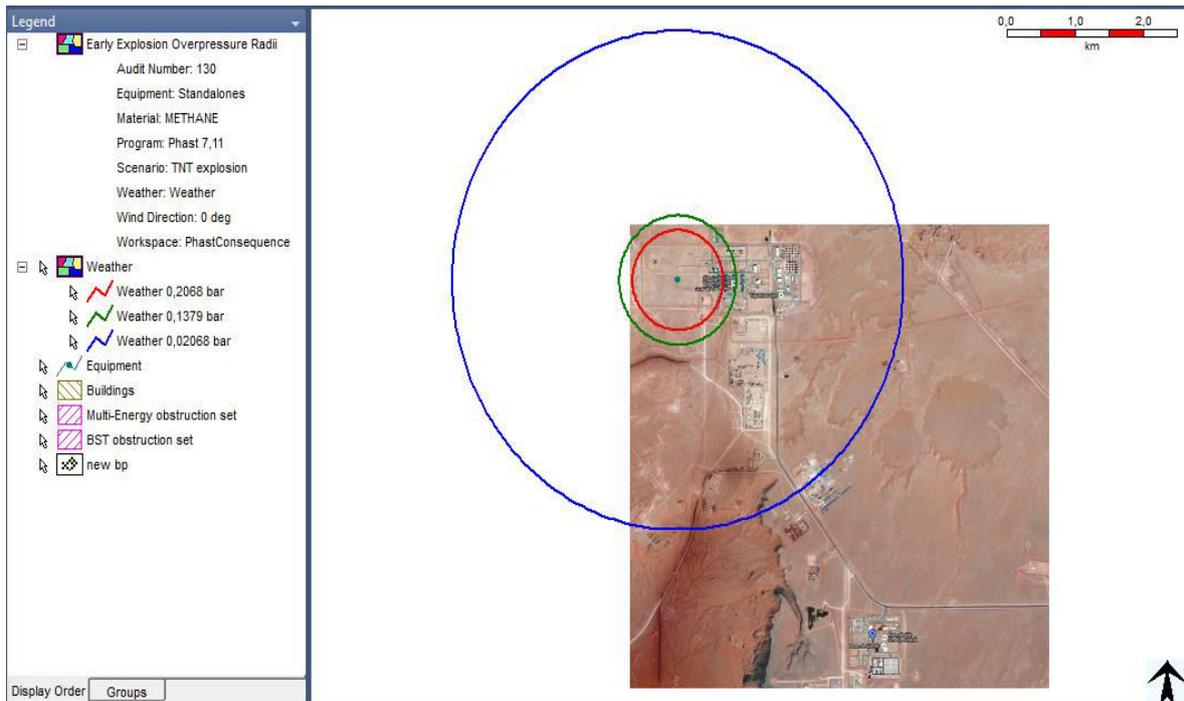


Figure 7-5: Résultat obtenu lors de la simulation PHAST du torchage pendant 30 min

La figure 7-6 représente les effets de surpression en fonction de la distance à la torche.

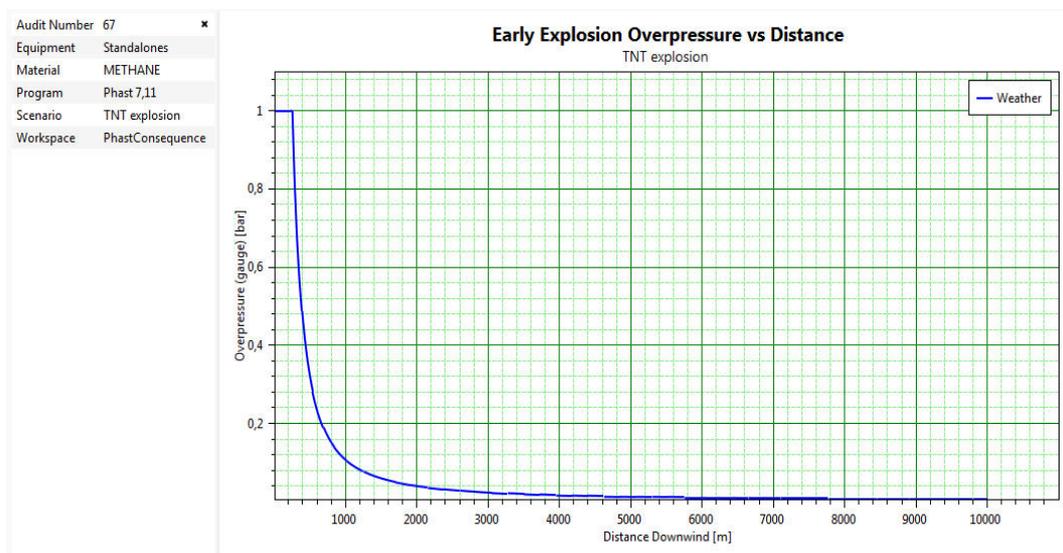


Figure 7-6: Effets de surpression en fonction de la distance à la torche

7.3.2.3 Interprétation des résultats

Onde de surpression de 200mbar :

Nous allons étudier les effets des ondes de surpression de 200 mbar sur une distance déterminé à partir de la figure 7-6.

-Nous remarquons que seuil des effets létaux significatifs correspondant à la zone des dangers très graves pour la vie humaine (correspondante à une onde de surpression de 200mbar) peut atteindre les 650 mètres loin de la source alors que la torche est seulement éloignée de 500 mètres du plus proche équipement et c'est le seuil des effets dominos et correspondant au seuil de dégâts graves sur les structures. (Les structures entre les 500 et 650 mètres sont ballons de séparation et de drainage)

La figure 7-7 nous illustre le ballon de stockage:



Figure 7-7: Ballon de séparation Gaz/Liquide du système Torche

-Dans ce cas l'existence des opérateurs est très probable et donc la possibilité rare de perte humaine.

Onde de surpression de 140mbar :

Nous allons étudier les effets des ondes de surpression de 140 mbar sur une distance déterminé à partir de la figure 7-6.

-Nous remarquons que le seuil des premiers effets létaux correspondant à la zone des dangers graves pour la vie humaine (hémorragies pulmonaires) peut atteindre une distance de plus de

850 mètres). Cette dernière ne comprend pas la salle de contrôle qui comporte au minimum (20 opérateurs) de manière permanente mais qui pose un risque sur les opérateurs sur le site.

Pour les structures c'est le seuil des dégâts légers sur les structures (dans ce cas c'est la moitié du CPF qui sera touché).

Onde de surpression est de 20mbar :

Nous allons étudier les effets des ondes de surpression de 20 mbar sur une distance déterminée à partir de la figure 7-6.

-nous remarquons aussi que le seuil des effets irréversibles correspondant à la zone des effets indirects par bris de vitre sur l'homme peut atteindre les 2.5 km. (Les locaux d'administration et bloc de l'équipe d'intervention et HSE seront touchés). Nous rappelons aussi que la source (torche) et seulement éloignée à 1,5 km de la base de vie.

Cette dernière onde de surpression n'a aucun effet sur les structures.

7.3.3 3ème cas de figure (quantité de gaz torché pendant ¼ heure)

7.3.3.1 Paramètres utilisés

❖ Quantité de gaz = 455.250 kg

C'est un torchage d'une durée de 1/4 heure donc nous allons simuler avec une quantité de gaz d'environ 455.250 kg. Car le débit de torchage est de 1.830.000kg/h.

❖ Conditions météorologique :

a-Vitesse du vent est 11m/s [4]

b-Taux humidité est de 10% [4]

❖ Composition des constituants : 90% Méthane et 10% Ethane [21]

7.3.3.2 Résultats obtenus

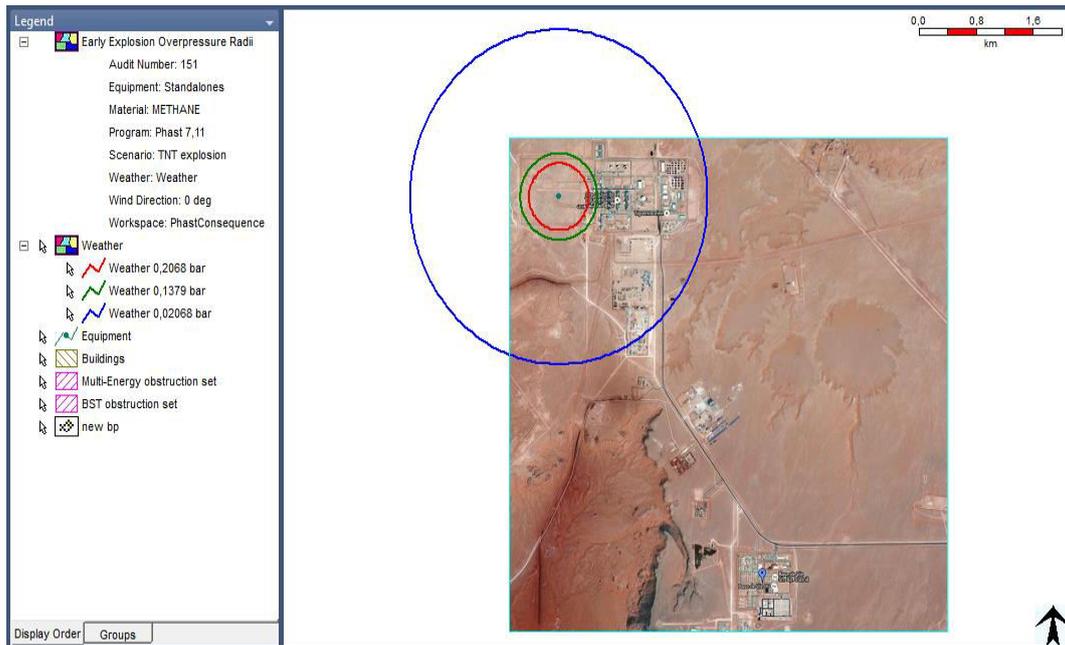


Figure 7-8: Résultat obtenu lors de la simulation PHAST du torchage pendant 15 min

La figure 7-9 représente les effets de surpression en fonction de la distance à la torche.

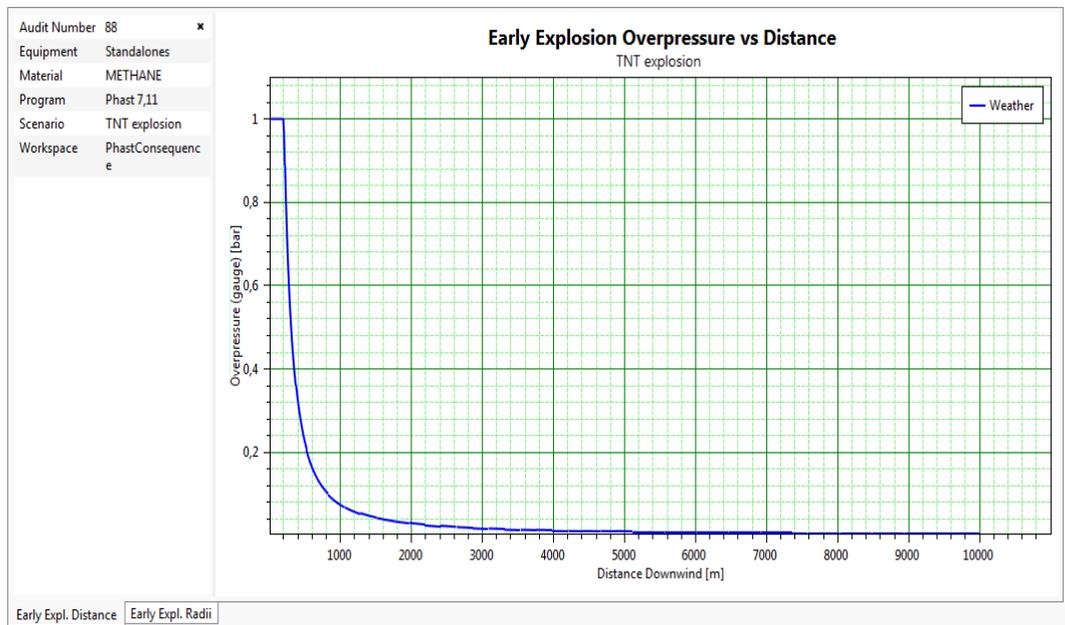


Figure 7-9: Effets de surpression en fonction de la distance à la torche

7.3.3.3 Interprétation des résultats

Onde de surpression de 200mbar :

Nous allons étudier les effets des ondes de surpression de 200 mbar sur une distance déterminé à partir de la figure 7-9.

-Nous remarquons que le seuil des effets létaux significatifs correspondant à la zone des dangers très graves pour la vie humaine (correspondante à une onde de surpression de 200mbar) peut atteindre les 500 mètres loin de la source.

-Dans ce cas l'existence des opérateurs est très probable et donc la possibilité rare de perte humaine.

C'est le seuil des effets dominos et correspondant au seuil de dégâts graves sur les structures.

Nous savons que la torche est approximativement éloignée de 500 mètres du plus proche équipement. Mais il n'existe aucune structure à une distance de 500 mètres. Cette distance est considérée comme la distance de sécurité.

Onde de surpression de 140mbar :

Nous allons étudier les effets des ondes de surpression de 200 mbar sur une distance déterminé à partir de la figure 7-9.

-Nous remarquons que le seuil des premiers effets létaux correspondant à la zone des dangers graves pour la vie humaine (hémorragies pulmonaires) peut atteindre une distance de plus de 650 mètres). Cette dernière ne comprend pas la salle de contrôle qui comporte au minimum (20 opérateurs) de manière permanente mais elle pose un risque sur les opérateurs sur le site.

Pour la structure c'est le Seuil des dégâts légers sur les structures (dans ce cas c'est le ballon de drainage et ballon de torche).

Onde de surpression de 20mbar :

Nous allons étudier les effets des ondes de surpression de 20 mbar sur une distance déterminé à partir de la figure 7-9.

-Nous remarquons aussi que le seuil des effets irréversibles correspondant à la zone des effets indirects par bris de vitre sur l'homme peut atteindre les 1.8 km (les locaux d'admiration et bloc de l'équipe d'intervention et HSE) loin de la source (torche) et à 3.2 km de la base de vie.

Cette dernière onde de surpression n'a aucun effet sur les structures.

7.4 Conclusion

Pour une meilleure maîtrise de risque nous recommandons un système de protection qui agit dans un intervalle de temps inférieur à 7 minutes pour éviter tout dommage au niveau des installations et équipements.

Ce calcul de temps inférieure à 7min a été calculé comme suite des scénarii précédents.

8. IMPACT DE LA TAXE DE TORCHAGE SUR L'ENTREPRISE

8.1 Introduction

Le projet de loi des finances (PLF) 2016 propose de nouvelles dispositions fiscales et la modification, en vue de générer des ressources supplémentaires au budget de l'Etat et alléger le dispositif fiscal en faveur des investissements.

Le PLF 2016 propose d'ajuster le taux de la TVA pour passer de 7% à 17% sur la vente de gasoil, la consommation du gaz naturel dépassant 2.500 thermie/trimestre et sur la consommation d'électricité dépassant les 250 kilowatt-heure/trimestre.

De plus, il est aussi prévu l'augmentation de la taxe sur le torchage de gaz, cette augmentation va être répartie entre le budget de l'Etat (50%) et le Fonds national pour les énergies renouvelables.

8.2 Aspect législatif

8.2.1 Contenu de la loi de finance 2016 [31] :

Les dispositions de l'article 52 de la loi n° 05-07 du 28 avril 2005, modifiée et complétée, relative aux hydrocarbures sont modifiées, complétées et rédigées comme suit :

Art. 52. Le torchage du gaz est prohibé (Sans changement jusqu'à) les seuils admissibles sont définis par voie réglementaire.

L'opérateur sollicitant cette autorisation exceptionnelle doit s'acquitter d'une taxe spécifique payable au trésor public, non déductible, de vingt mille dinars (20.000 DA) par millier de normaux mètres cubes (Nm³) de gaz torché.

55% du produit de cette taxe est affecté au profit du fonds national pour les énergies renouvelables et de la cogénération.

8.2.2 Loi 05-07 du 28 avril 2005 [32]

« Art. 52. Le torchage du gaz est prohibé. Cependant, et exceptionnellement pour des durées limitées qui ne peuvent excéder 90 jours, l'agence nationale pour la valorisation des ressources en hydrocarbures (ALNAFT) peut accorder une autorisation de torchage à la demande de l'opérateur.

L'opérateur sollicitant cette exception doit s'acquitter d'une taxe spécifique payable au Trésor public, non déductible, de huit mille (8000) DA par millier de normaux mètres cubes (Nm³) sans préjudice de l'application de l'article 109 ci-dessous.

L'agence nationale pour la valorisation des ressources en hydrocarbures (ALNAFT) se charge du contrôle des quantités torchées et s'assure du paiement par l'opérateur de cette taxe. Cette taxe est actualisée suivant la formule suivante :

— taux de change moyen à la vente du dollar des Etats-Unis d'Amérique en dinars, du mois calendaire précédant chaque paiement, publié par la Banque d'Algérie divisé par quatre-vingts (80) DA et, multiplié par le montant de la taxe fixée ci-dessus.

L'actualisation de cette taxe spécifique est appliquée au premier (1er) janvier de chaque année. »

Nous allons nous intéresser de plus près à cette partie pour estimer la taxe qui va être engendré pour le site d'In Aménas.

8.3 Impact de la taxe de torchage sur l'entreprise

La taxe de torchage a été instaurée à l'effet d'inciter les opérateurs à investir dans les installations nécessaires pour la récupération des gaz torchés, ce qui permettra à l'Etat de disposer de ce gaz ou de l'injecter dans un gisement en prévision d'une extraction future.

En outre, le projet de loi propose la mise en place d'un régime économique douanier de perfectionnement passif applicable aux produits pétroliers pour réduire les pertes engendrées au groupe Sonatrach de la réimportation des produits pétroliers traités à l'étranger afin d'assurer un approvisionnement régulier du marché national.

L'augmentation des taxes de torchage des hydrocarbures (passée de 8000Da à 20.000Da pour le KNm³) mentionnée dans la loi de finance 2016 va engendrer une charge supplémentaire, parfois insupportable par l'entreprise.

Pour estimer la charge occasionnée par cette nouvelle taxe, nommée X, nous l'avons calculée à partir du volume torché de gaz de l'année 2015 et qui est de l'ordre de 26812 KNm³.

La charge occasionnée par la nouvelle taxe

$$X = 20000 * 26812$$

$$X = 536240000 \text{ DA}$$

$$X = 4894040.34 \$$$

Calculé avec le taux de change dinar algérien-dollar américain du 16 mai 2016 estimé à 1 USD = 109,57 DZD.

La charge occasionnée par l'ancienne taxe

$$X=214496000 \text{ DA}$$

Cette taxe qui aurait dû être estimée à 214496000 Da va maintenant atteindre pour l'année 2016 536240000 DA soit une augmentation de 150%.

$$(536240000 - 214496000) / 214496000 \times 100 = 150$$

La variation de 214496000 à 536240000 en pourcentage représente une augmentation de 150% de 214496000.

8.4 Recommandations

Pour diminuer la charge due à la taxe de 2016, nous proposons les actions suivantes:

8.4.1 Les actions à court terme :

- Identification des sources de fuites et réglage des PV, BDV et PSV (maintenance périodique).
- Veiller à l'application à la lettre de la procédure d'exploitation pour éviter toute erreur qui peut mener à un arrêt général ainsi qu'un torchage des gaz.

8.4.2 Les actions à moyen terme :

Le gaz utilisé au sein du CPF est le fuel gaz en permanant la solution à moyen terme est de substituer le fuel gaz utilisé par le N₂ azote ce qui nous permettra de gagner en argent (coût du N₂ est beaucoup moins cher par rapport au prix du fuel gaz) et aussi la diminution des gaz à effet de serre.

8.4.3 Les actions à long terme :

Nous proposons l'installation d'un système de récupération de gaz. Pour cela, nous recommandons :

- Changement de pression dans les équipements de l'installation
- Changement des diamètres des pipes
- L'ajout des vannes de sécurité ainsi changer le type de quelques vannes
- Changement de l'emplacement de quelques équipements

- Changement dans le système de sécurité (réservoir d'eau, pompes, conduites)
- Changement dans le logiciel du contrôle de process.
- Changement dans le circuit électrique (distribution et récupération)
- Changement des procédures et revue documentaire.

Le tableau 15 donne des chiffres estimés pour la réalisation du système de récupération de gaz destiné à être torché:

Tableau 16: Estimation du montant du système de récupération

Activités	Coûts MMS\$
Design	0,5 - 1
Matériels	5 - 6
Construction	1,5 - 2
Total	7 - 9

8.5 Conclusion

L'entreprise va devoir payer près de 5 millions de dollar annuel pour le torchage du gaz. Pour éviter cela, elle doit mettre des actions à court, moyen et à long terme pour réduire le taux de torchage annuel.

9. CONCLUSION GENERALE

La fonction principale de la torche est de brûler tous les gaz en excès pour protéger les installations, les employés et l'environnement.

Cependant, nous avons constaté, à l'aide de la méthode APR suivie par une analyse fonctionnelle, que le système torche peut engendrer plusieurs risques tels que l'explosion et le feu de torche. Ces risques ont été étudiés plus en détail en utilisant en occurrence la méthode HAZOP et la méthode ADD.

Ces risques doivent être maîtrisés soit :

- En ajoutant un générateur de tension pour les pompes.
- En augmentant le débit de conception de la torche avec l'intégration de la nouvelle installation de compression.
- Par la mise en place des éléments de prévention qui doivent avoir un temps de réponse ou d'intervention de moins de 15 min en cas d'accident. Ce temps a été déterminé à partir des résultats de la simulation par le logiciel PHAST.

Du point de vue environnemental, le torchage en continu des gaz crée des émissions telles que les oxydes d'azote (NOx), oxydes de soufre (SOx) et des gaz à effet de serre (GES) (CO et CO₂). Ces gaz peuvent avoir un impact direct sur la faune et la flore ainsi que sur le réchauffement soit à l'échelle régionale ou planétaire.

Du point de vue économique, le montant de la nouvelle taxe pour les gaz torchés peut-être une charge insupportable pour l'entreprise. De plus, le torchage continu peut aussi considérer être comme un gaspillage d'un flux de produit de valeur. Ainsi, l'entreprise peut adopter le concept de récupération de gaz de torche pour une éventuelle utilisation, par exemple, comme combustible ou matière première.

10. REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] Joint Venture (JV), Association Sonatrach/BP/Statoil – In Aménas Tiguentourine, Algérie, Plan d'intervention interne (conformément au Décret Exécutif 09-335).
- [2] L.Pereira, E.Faulkner, B.Anderson, Manuel d'exploitation des installations de réception, installations de traitement, compression du gaz exporté et stockage et expédition des liquides, PROJET IN AMENAS ALGERIE, KBR, BP, JGC JAPANESE NAME NIKKI KK, révision C02, 16 juin 2004.
- [3] L.Pereira, E.Faulkner, B.Anderson, Descriptions du système d'exploitation, utilités de process, PROJET IN AMENAS ALGERIE, KBR, BP, JGC JAPANESE NAME NIKKI KK, révision C02, 02 novembre 2004.
- [4] Maggie Zhang, , Etude De Danger (EDD), In Amenas, Révision: 2 . Octobre 2011
- [5] Rapport d'étude n° INERIS-DRA-2006-P46005-CL4756, 13 octobre 2006, Formalisation du savoir et des outils dans le domaine des risques majeurs (DRA-35) -Oméga 7 ($\Omega 7$)-Méthodes d'analyse des risques générés par une installation industrielle.
- [6] Yves MORTUREUX, analyse préliminaire de risques, article issu de : Environnement- Sécurité / Sécurité et gestion des risques, technique de l'ingénieur SE4010, 10 octobre 2002.
- [7] DNV Report, Evaluation of In Amenas CPF Explosion Risks, 1/ 12JEZRS-4, Rev 2, novembre 2010.
- [8] BP Group Defined Practice GDP 3.1-0001, Assessment, Prioritization and Management of Risk, 14 octobre 2009.
- [9] P.Roux, Guide pour la conception et l'exploitation, de silos de stockage de produits agro-alimentaires vis-à-vis des risques d'explosion et d'incendie, rapport final (oméga 1) , mai 2000.
- [10] ESD cause and effect diagrams, IN AMENAS GAS PROJECT FOR BP/SONATRACH, rev Z21, 02 décembre 2012.
- [11] Jean-Claude Jacquot (consultant CASE France & Future Tech Systems Inc. Paris-Seattle), Juillet 2010, l'analyse de risques pour les débutants.
- [12] BSI OHSAS 18001, 2005.
- [13] Directive 96/82/EC (SEVESO II), 9 décembre 1996.
- [14] Rapport intermédiaire d'opération de l'INERIS, décembre 2002, étude et recherche (DRA-014), Evaluation des performances des barrières techniques de prévention et de protection pour réduire les risques majeurs, décembre 2002.
- [15] Jean Christophe Boitard, 2013, Risk Assessment Matrix, École de technologie supérieure – IMM120.
- [16] Norme CEI 61882.
- [17] Michel Royer, HAZOP : une méthode d'analyse des risques-Principe, article issu de : Environnement- Sécurité / Sécurité et gestion des risques, technique de l'ingénieur SE4031, 10 avril 2009.
- [18] Wassila Benaissa, développement d'une méthodologie pour la conduite en sécurité d'un réacteur continu intensifié, thèse présentée pour obtenir le grade de docteur de l'institut national polytechnique de Toulouse - Ecole doctorale : Transferts, Dynamique des Fluides, Énergétique & Procédés -Spécialité : Génie des Procédés et de l'Environnement, 7 Décembre 2006.
- [19] Yves Mortureux, Arbres de défaillance, des causes et d'événement, technique de l'ingénieur SE 4050, 10 octobre 2002.
- [20] INERIS, Rapport d'étude n°46036, programme EAT- DRA-34- Opération j- Intégration de la dimension probabiliste dans l'analyse des risques- partie 2 : données quantifiées, 27 mars 2006.

- [21] In Amenas Gas Project PFDs, Case 1 : Rich Gas 82°C Inlet Temperature, 6877-DA-PD-00-00-18000 to 18008, Rev. Z04, 10 décembre 2006.
- [22] Document de l'entreprise (PIC16-0020 - Calculations for orifice plates/vent flow elements)
- [23] Document propre à l'entreprise (PIC16-0026 - Calculations for orifice plates/vent flow elements)
- [24] Document propre à l'entreprise IA (PIC16-0015 - Restriction Orifice Plates)
- [25] Document propre à l'entreprise IA (PIC16-0016 - Restriction Orifice Plates)
- [26] Document propre à l'entreprise IA (PIC16-0029 - Restriction Orifice Plates)
- [27] R.W. Miller, 3rd Ed., Flow Measurement Engineering Handbook, 1996.
- [28] INERIS DRA YMo/YMo – 1999 – 20433, Guide des méthodes d'évaluation des effets d'une explosion de gaz à l'air libre rapport final, juillet 1999.
- [29] Abdelkader ZOUANE, Analyse des risques et modélisation des conséquences d'explosion d'une sphère au niveau du complexe GP1/Z, mémoire de fin d'étude pour l'obtention du diplôme De master, génie des procédés, université des sciences et de la technologie d'Oran Mohamed Boudiaf (USTOMB) , 26 juin 2014.
- [30] DNV, Fiches descriptives des modèles SAFETI et PHAST, DNV SOFTWARE ref 500/02-2006 Design : DNVE Graphic Service Printed by Gan 0602-037, fevrier 2006.
- [31] Article 57 de la loi de finance 2016 du journal officiel.
- [32] Article 52 de la loi n° 05-07 du 28 avril 2005.

Annexe 1

Tableau A: Calculs effectués pour le scénario 1

BDV	Système	Diamètre de l'orifice	Pression design	Pression de fonctionnement	Température	ρ	Z	K (Cp/Cv)	Coefficient de décharge
unité		mm	barg	barg	°C	Kg/m ³	-	-	-
Installation d'entrée									
00-BDV-0500	Slugcatcher 1	69,71	92	49,5	74,8	40,47	0,9056	1,368	0,839
00-BDV-0773	Slugcatcher 2	66,38	92	49,5	74,8	40,47	0,9056	1,368	0,839
Compression d'entrée									
00-BDV-0724	Refroidisseur d'entrée IGC	27,77	92	49,0	74,7	40,06	0,9062	1,367	0,839
15-BDV-0724	Compresseur d'entrée Train 1	32,27	92	56,4	72,1	46,74	0,8931	1,395	0,839
16-BDV-0724	Compresseur d'entrée Train 2	32,27	92	56,4	72,1	46,74	0,8931	1,395	0,839
Train 1									
01-BDV-2273	Stabilisateur de condensat	65,62	24	19,7	71,6	21,08	0,925	1,257	0,839
01-BDV-1062	Système de séchage HP	60,65	78	67,1	39,2	63,41	0,828	1,540	0,839
01-BDV-1493	Expander	16,19	38	23,4	56,0	16,60	0,956	1,336	0,839
01-BDV-2620	Séparateur d'entrée	19,72	33	30,0	69,7	27,01	0,922	1,308	0,839
01-BDV-2375	Splitter produit	91,80	21	16,3	71,4	40,32	0,728	1,273	0,650
01-BDV-1532	Dééthaniseur	66,63	30	17,3	-72,1	23,42	0,835	1,538	0,660
01-BDV-1412	Système de séchage HP	39,41	78	65,5	12,5	70,57	0,776	1,681	0,839
Train 2									
02-BDV-2273	Stabilisateur de condensat	65,62	24	19,7	71,6	21,08	0,925	1,257	0,839
02-BDV-	Système de séchage HP	60,65	78	67,1	39,2	63,41	0,828	1,540	0,839

1062									
02-BDV-1493	Expander	16,19	38	23,4	56,0	16,60	0,956	1,336	0,839
02-BDV-2620	Séparateur d'entrée	19,72	33	30,0	69,7	27,01	0,922	1,308	0,839
02-BDV-2375	Splitter produit	91,80	21	16,3	71,4	40,32	0,728	1,273	0,650
02-BDV-1532	Dééthaniseur	66,63	30	17,3	-72,1	23,42	0,835	1,538	0,660
02-BDV-1412	Système de séchage HP	39,41	78	65,5	12,5	70,57	0,776	1,681	0,839
Train 3									
03-BDV-2273	Stabiliseur de condensat	65,62	24	19,7	72,1	21,07	0,925	1,257	0,839
03-BDV-1062	Système de séchage HP	60,65	78	67,1	39,6	63,35	0,828	1,538	0,839
03-BDV-1493	Expander	16,19	38	25,2	52,6	19,73	0,943	1,331	0,839
03-BDV-2620	Séparateur d'entrée	19,72	33	30,0	69,6	27,00	0,922	1,308	0,839
03-BDV-2375	Splitter produit	91,80	21	16,4	80,6	41,34	0,725	1,266	0,650
03-BDV-1532	Dééthaniseur	66,63	30	27,0	-12,9	28,61	0,870	1,463	0,660
03-BDV-1412	Système de séchage HP	39,41	78	65,5	15,4	68,52	0,783	1,661	0,839
RGC									
0A-BDV-1624	RGC Train A	30,22	52/92,5	36,4	80,8	23,83	0,9507	1,341	0,839
0B-BDV-1624	RGC Train B	30,22	52/92,6	36,4	80,8	23,83	0,9507	1,341	0,839
0C-BDV	RGC Train C	30,22	52/92,7	36,4	80,8	23,83	0,9507	1,341	0,839
Gaz dans les pipes d'expédition									
00-BDV-1673	Pipe d'expédition de gaz	14,47	92,5	84,3	56,0	63,67	0,872	1,517	0,839

Annexe 2

Tableau B: Calculs effectués pour le scénario 2

BD V	Système	Dia mètre de l'orifice	Pres sion desi gn	Pression de fonction nement	Tempé rature	ρ	Z	K (Cp/Cv)	Coeff icient de décha rge	Pres sion pour débi t simulé	Débit	Débi t mass ique
unité		mm	barg	barg	°C	Kg /m ³	-	-	-	bara		kg/h r
Installation d'entrée												
00-BD V-0500	Slugcatc her 1	69,71	92	72,0	74,8	60,73	0,8725	1,368	0,839	38,20	<i>Choc ked</i>	168000
00-BD V-0773	Slugcatc her 2	66,38	92	72,0	74,8	60,73	0,8725	1,368	0,839	38,19	<i>Choc ked</i>	152500
Compression d'entrée												
00-BD V-0724	Refroidi sseur d'entrée IGC	27,77	92	50,0	60,0	43,22	0,8895	1,367	0,839	26,94	<i>Choc ked</i>	14000
15-BD V-0724	Compre sseur d'entrée Train 1	32,27	92	50,0	60,0	43,22	0,8895	1,395	0,839	26,95	<i>Choc ked</i>	25500
16-BD V-0724	Compre sseur d'entrée Train 2	32,27	92	50,0	60,0	43,22	0,8895	1,395	0,839	26,95	<i>Choc ked</i>	25500
Train 1												
01-BD V-2273	Stabilise ur de condens at	65,62	24	19,7	71,6	21,08	0,925	1,257	0,839	12,01	<i>Choc ked</i>	46000
01-BD V-1062	Système de séchage HP	60,65	78	67,1	39,2	63,41	0,828	1,540	0,839	35,55	<i>Choc ked</i>	130500
01-BD V-	Expand er	16,19	38	23,4	56,0	16,60	0,956	1,336	0,839	13,17	<i>Choc ked</i>	3000

149 333												
021 1- BD V- 262 0	Séparateur d'entrée	19,7 2	33	30,0	69,7	27, 01	0,9 22	1,30 8	0,839	16,9 8	<i>Choked</i>	6000
01- BD V- 237 5	Splitter produit	91,8 0	21	16,3	71,4	40, 32	0,7 28	1,27 3	0,650	15,3 7	<i>Unchoked</i>	5900 0
01- BD V- 153 2	Dééthani- seur	66,6 3	30	17,3	-72,1	23, 42	0,8 35	1,53 8	0,660	15,8 6	<i>Unchoked</i>	2700 0
01- BD V- 141 2	Système de séchage HP	39,4 1	78	65,5	12,5	70, 57	0,7 76	1,68 1	0,839	32,4 6	<i>Choked</i>	5850 0
Train 2												
02- BD V- 224 3	Stabilise- ur de condens- at	65,6 2	24	19,7	71,6	21, 08	0,9 25	1,25 7	0,839	12,0 1	<i>Choked</i>	4600 0
02- BD V- 106 2	Système de séchage HP	60,6 5	78	67,1	39,2	63, 41	0,8 28	1,54 0	0,839	35,5 5	<i>Choked</i>	1305 00
02- BD V- 149 3	Expand- er	16,1 9	38	23,4	56,0	16, 60	0,9 56	1,33 6	0,839	13,1 7	<i>Choked</i>	3000
02- BD V- 262 0	Séparateur d'entrée	19,7 2	33	30,0	69,7	27, 01	0,9 22	1,30 8	0,839	16,9 8	<i>Choked</i>	6000
02- BD V- 237 5	Splitter produit	91,8 0	21	16,3	71,4	40, 32	0,7 28	1,27 3	0,650	16,0 4	<i>Unchoked</i>	4800 0
02- BD V- 153 2	dééthani- seur	66,6 3	30	17,3	-72,1	23, 42	0,8 35	1,53 8	0,660	16,5 7	<i>Unchoked</i>	2300 0

02-BD V-1412	Système de séchage HP	39,41	78	65,5	12,5	70,57	0,776	1,681	0,839	32,46	Choked	58500
Train 3												
03-BD V-2273	Stabiliseur de condensat	65,62	24	19,7	72,1	21,07	0,925	1,257	0,839	12,01	Choked	46000
03-BD V-1062	Système de séchage HP	60,65	78	67,1	39,6	63,35	0,828	1,538	0,839	35,57	Choked	130500
03-BD V-1493	Expandeur	16,19	38	25,2	52,6	19,73	0,943	1,331	0,839	14,17	Choked	3500
03-BD V-2620	Séparateur d'entrée	19,72	33	30,0	69,9	27,00	0,922	1,308	0,839	16,98	Choked	6000
03-BD V-2375	Splitter produit	91,80	21	16,4	80,6	41,34	0,725	1,266	0,650	16,43	Unchoked	43000
03-BD V-1532	Dééthaneur	66,63	30	27,0	-12,9	28,61	0,870	1,463	0,660	18,67	Unchoked	54500
03-BD V-1412	Système de séchage HP	39,41	78	65,5	15,4	68,52	0,783	1,661	0,839	32,64	Choked	57500
RGC												
0A-BD V-1624	Refroidisseur d'entrée IGC	30,22	52/92,5	36,4	80,8	23,83	0,9507	1,341	0,839	20,81	Choked	14500
0B-BD V-1624	Compresseur d'entrée Train 1	30,22	52/92,6	36,4	80,8	23,83	0,9507	1,341	0,839	20,81	Choked	14500
0C-BD	Compresseur	30,22	52/92,7	36,4	80,8	23,83	0,9507	1,341	0,839	20,81	Choked	14500

V	d'entrée Train 2											
Gaz dans les pipes d'expédition												
00- BD V- 167 3	Pipe d'expéd ition de gaz	14,4 7	92,5	84,3	56,0	63, 67	0,8 72	1,51 7	0,839	43,5 3	<i>Choc ked</i>	8500
												1423 000

Annexe 3

Tableau C: Calculs effectués pour le scénario 3

BD V	Système	Dia mètre de l'orifice	Pres sion design	Pression de fonctionnement	Tempé rature	ρ	Z	K (Cp/Cv)	Coeff icient de décha rge	Pres sion de débi t simulé	Débit	Débi t mass ique
unité		mm	barg	barg	°C	Kg /m ³	-	-	-	bara		kg/h r
Installation d'entrée												
00-BD V-0500	Slugcatc her 1	69,71	92	92	69,9	79,76	0,8459	1,508	0,839	47,59	<i>Choc ked</i>	221000
00-BD V-0773	Slugcatc her 2	66,38	92	92	69,9	79,76	0,8459	1,508	0,839	47,57	<i>Choc ked</i>	200500
Compression d'entrée												
00-BD V-0724	Refroidi sseur d'entrée IGC	27,77	92	92	68,4	82,17	0,8374	1,518	0,839	47,37	<i>Choc ked</i>	26500
15-BD V-0724	Compre sseur d'entrée Train 1	32,27	92	70,73	63,5	62,77	0,8573	1,467	0,839	37,13	<i>Choc ked</i>	37000
16-BD V-0724	Compre sseur d'entrée Train 2	32,27	92	70,73	63,5	62,77	0,8573	1,467	0,839	37,13	<i>Choc ked</i>	37000
Train 1												
01-BD V-2273	Stabilise ur de condens at	65,62	24	24	148,0	44,17	0,8144	1,181	0,839	14,85	<i>Choc ked</i>	71000
01-BD V-1062	Système de séchage HP	60,65	78	78	64,0	72,91	0,8341	1,493	0,839	41,81	<i>Choc ked</i>	149000
01-BD V-	Expand er	16,19	38	38	38,0	29,41	0,9169	1,408	0,839	20,57	<i>Choc ked</i>	5000

149 333												
021 1- BD V- 262 0	Séparateur d'entrée	19,7 2	33	33	32,0	32, 75	0,8 882	1,39 3	0,839	18,1 2	<i>Choked</i>	7000
01- BD V- 237 5	Splitter produit	91,8 0	21	21	123,0	52, 84	0,7 26	1,22 7	0,650	20,0 5	<i>Unchoked</i>	6700 0
01- BD V- 153 2	Dééthaniseur	66,6 3	30	30	49,6	44, 24	0,8 02	1,36 2	0,660	21,3 2	<i>Unchoked</i>	6800 0
01- BD V- 141 2	Système de séchage HP	39,4 1	78	78	43,9	77, 00	0,8 041	1,58 1	0,839	39,7 0	<i>Choked</i>	6550 0
Train 2												
02- BD V- 224 3	Stabilisateur de condensat	65,6 2	24	24	148,0	44, 17	0,8 144	1,18 1	0,839	14,8 5	<i>Choked</i>	7100 0
02- BD V- 106 2	Système de séchage HP	60,6 5	78	78	64,0	72, 91	0,8 341	1,49 3	0,839	41,8 1	<i>Choked</i>	1490 00
02- BD V- 149 3	Expander	16,1 9	38	38	38,0	29, 41	0,9 169	1,40 8	0,839	20,5 7	<i>Choked</i>	5000
02- BD V- 262 0	Séparateur d'entrée	19,7 2	33	33	32,0	32, 75	0,8 882	1,39 3	0,839	18,1 2	<i>Choked</i>	7000
02- BD V- 237 5	Splitter produit	91,8 0	21	21	123,0	52, 84	0,7 26	1,22 7	0,650	20,8 9	<i>Unchoked</i>	5000 0
02- BD V- 153 2	Dééthaniseur	66,6 3	30	30	49,6	44, 24	0,8 02	1,36 2	0,660	22,2 1	<i>Unchoked</i>	6550 0

02-BD V-1412	Système de séchage HP	39,41	78	78	43,9	77,00	0,8041	1,581	0,839	39,70	Choc ked	65500
Train 3												
03-BD V-2273	Stabiliseur de condensat	65,62	24	24	148,0	44,17	0,8144	1,181	0,839	14,85	Choc ked	71000
03-BD V-1062	Système de séchage HP	60,65	78	78	64,0	72,91	0,8341	1,493	0,839	41,81	Choc ked	149000
03-BD V-1493	Expander	16,19	38	38	38,0	29,41	0,9169	1,408	0,839	20,57	Choc ked	5000
03-BD V-2620	Séparateur d'entrée	19,72	33	33	32,0	32,75	0,8882	1,393	0,839	18,12	Choc ked	7000
03-BD V-2375	Splitter produit	91,80	21	21	123,0	52,84	0,726	1,227	0,650	21,07	Unch ocked	45000
03-BD V-1532	Dééthaniseur	66,63	30	30	49,6	44,24	0,802	1,362	0,660	22,55	Unch ocked	64500
03-BD V-1412	Système de séchage HP	39,41	78	78	43,9	77,00	0,8041	1,581	0,839	39,70	Choc ked	65500
RGC												
0A-BD V-1624	RGC Train A	30,22	52/92,5	37,92	61,6	36,66	0,8851	1,348	0,839	21,61	Choc ked	18000
0B-BD V-1624	RGC Train B	30,22	52/92,6	37,92	61,6	36,66	0,8851	1,348	0,839	21,61	Choc ked	18000
0C-BD	RGC Train C	30,22	52/92,7	37,92	61,6	36,66	0,8851	1,348	0,839	21,61	Choc ked	18000

V												
Gaz dans les pipes d'expédition												
00- BD V- 167 3	Pipe d'expéd ition de gaz	14,4 7	92,5	92,5	56,0	78, 44	0,8 375	1,55 4	0,839	47,1 9	<i>Choc ked</i>	1000 0
											1838 500	