



ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

Projet de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme

d'Ingénieur d'Etat en QHSE-GRI

Intitulé

**Vers un Système Intégré de Contrôle Process et de
Sécurité ICSS :**

**Etude du système de sécurité et de régulation –partie
niveau- du *Slug Catcher***

***Cas de l'installation de traitement d'EL MERK
- Groupement Berkine -***

Etudié par : AMROUS Djamila Nesrine.

Proposé par : BENSARI Kamel.

Encadré par : OUADJAOUT Mohamed.

Dédicaces

À la mémoire de ma chère grande mère,

À mes chers parents,

À mon frère et mes sœurs,

À tous mes proches,

À tous mes amis,

Je dédie ce modeste travail.

DJAMILA-NESRINE

REMERCIEMENTS

Mes remerciements vont tout d'abord à mes encadreurs Monsieur K.BENSARI et M.OUADJAOUT, respectivement Directeur HSE à Hassi Messaoud, Enseignant-Chercheur à l'Ecole Nationale Polytechnique, pour leurs suivis, aide et disponibilités tout au long de ce travail.

Je tiens aussi à exprimer toute ma gratitude à Madame S.ZEBOUDJ, responsable de la filière QHSE-GRI au niveau de l'ENP, et aussi Enseignante-Chercheur au sein de cet établissement qui m'a fait l'honneur de présider le jury.

Je remercie également Madame N.OUSSEDIK et Monsieur A.KERTOUS, Enseignants à l'ENP, qui ont bien voulu examiner mon travail et apporter leurs critiques en tant que membre du jury.

Je remercie aussi les employés du Groupement BERKINE, et à leur tête Messieurs : M.HOUHAMEDI, S.AZZOUZ et T.IONEL pour m'avoir conseillé tout au long du projet, pour leur entière disponibilité et pour leurs compétences, ainsi que leur précieuse aide qu'ils m'ont apportée.

Je n'oublie pas de remercier tous ceux qui m'ont apporté leurs appuis, particulièrement : mes parents qui ont toujours cru en moi, mon frère Nassim, mes sœurs Amel et Hanane, ma tante Fouzia et mon meilleur ami Amine.

Enfin mes remerciements vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

ملخص

في إطار مشروع نهاية الدراسة ومن أجل التخرج تم إنجاز هذا العمل، محوره الأساسي هو دراسة تجهيز الفاصل وإستجابته وذلك بفعل رفع نسبة تدفق البترول في مركب "المرق" لمجمع بركين.

بداية، قمنا بدراسة المخاطر وذلك باستعمال طريقتين: Hazard Identification (HAZID) و Hazard Operability (HAZOP).

بنمذجة رياضية وباستعمال محاكاة عددية بفضل برنامج Matab-Simulink ، حللنا إستجابة صمّام منظم المستوى المتواجد بعد الفاصل Sluh catcher للبترول الخام، هذه الحلقة المنظمة هي جزء من نظام للتحكم والسلامة ICSS ، واقترحنا حلول للإشكالية المطروحة.

في الأخير، قمنا بعرض نظام السلامة للنظام ICSS للفاصل Slug Catcher .

مصطلحات البحث:

حلقة منظمة ، نسبة تدفق البترول ، دراسة المخاطر ، "Hazid" ، "Hazop" ، نمذجة رياضية محاكاة عددية ، "Matab" ، "Similink" ، الفاصل Slug Catcher ، صمام منظم المستوى.

Résumé

Dans le cadre de ce PFE le travail effectué a consisté essentiellement à l'étude de la réponse d'un équipement (slug catcher : séparateur primaire) de l'installation d'El Merk- Groupement Berkine afin de prendre en considération l'augmentation du débit d'entrée.

En premier lieu, une étude des risques a été élaborée à l'aide de deux méthodes, *HAZard IDentification (HAZID)* et *HAZard OPerability (HAZOP)*.

Par une modélisation mathématiques et en utilisant une simulation numérique à l'aide de l'outil Simulink de Matlab, nous avons analysé la réponse d'une vanne de régulation de niveau qui se trouve en aval du séparateur primaire de brut. Cette boucle de régulation fait partie intégrante du système de contrôle et de sécurité ICSS. Nous avons proposé des solutions pour les problèmes posés.

Une description du système de sécurité intégré au procédé ICSS (en particulier, du séparateur primaire du Slug Catcher) termine ce travail.

Mots clés :

Boucle de régulation, contrôle process, débit d'entrée, étude de risque, HAZID, HAZOP, Matlab, modélisation mathématique, réponse d'une vanne de régulation de niveau, séparateur primaire du brut : slug catcher, simulation numérique, Simulink, système intégré ICSS, vannes.

Abstract

As part of this final study project, our work has devoted essentially to analyze the response of a device (slug catcher: primary separator) of the installation El Merk – Groupement Berkine, due to the increasing of the flow of entry.

First, a risk assessment was developed using two methods, HAZard IDentification (HAZID) HAZard OPerability (HAZOP).

Through mathematical modeling and simulation using Simulink tool of Matlab, we have analyzed the answer of a level control valve located downstream of the primary raw separator. This control loop is an integral part of the control and security system ICSS. We propose solutions to the problem posed.

Finally, the security system is exposed.

Key Words:

Control loop, process control, entered flow of oil, risk analysis, HAZID, HAZOP, Matlab, mathematical modeling, response of a level control valve, oil primary separator: slug catcher, digital simulation, Simulink, ICSS system, valves.

Table de matière

Liste des tableaux

Liste des figures

Liste des abréviations

Introduction.....	01
1. Partie théorique.....	02
1.1 Process.....	03
1.2 Boucle de régulation.....	17
1.3 Système de contrôle et de la sécurité intégrée <i>ICSS</i>	23
1.3.1. Architecture du système <i>ICSS</i>	23
1.3.2. Aperçu du système.....	24
1.3.3. Avantages de l' <i>ICSS</i>	25
1.3.4. Composition du système <i>ICSS</i>	26
1.4 Etudes de risques.....	41
1.4.1. HAZID.....	42
1.4.2. HAZOP.....	42
2. Partie pratique.....	45
2.1. Etude HAZID.....	46
2.2. Evaluation des risques.....	47
2.3. Etude HAZOP.....	51
2.4. Etude du système de régulation du niveau du <<slug catcher>>.....	55
2.5. Système de sécurité <i>ICSS</i> du slug catcher.....	79
Conclusion.....	83
Références bibliographiques.....	84

Annexes

LISTE DES TABLEAUX

- Tableau 1: Composition moyenne des puits "huile" [Groupement Berkine]
- Tableau 2: Composition moyenne des puits "condensats". [Groupement Berkine]
- Tableau 3: Structures d'un régulateur PID
- Tableau 4: Système de vote 1002
- Tableau 5: Système de vote 2002
- Tableau 6: Système de vote 2003
- Tableau 7: Paramètres d'alarme générale
- Tableau 8: Les actions émises par le SGS lors du déclenchement de F&G
- Tableau 9: Les actions émises par le SGS lors du déclenchement du F&G.
- Tableau 10: Les actions émises par le SGS lors du déclenchement du F&G.
- Tableau 11: Grille de niveau de gravité "G" [9]
- Tableau 12: Grille de niveau de fréquence "F" [9]
- Tableau 13: matrice d'évaluation des risques [9]
- Tableau 14: Evaluation des risques des différents scénarii
- Tableau 15: Matrice de risque des scénarii
- Tableau 16: Etude HAZOP

LISTE DES FIGURES

- Figure 1: Localisation des blocks du projet El Merk [Groupement Berkine]
- Figure 2: Environnement du site d'El Merk [Groupement Berkine]
- Figure 3: Gisements / formations géologiques [Groupement Berkine]
- Figure 4: Localisation des différents champs [Groupement Berkine]
- Figure 5: Schéma bloc simplifié du process. [Groupement Berkine]
- Figure 6: Effets des actions du régulateur PID pour un même procédé
- Figure 7: Boucle de régulation en cascade.
- Figure 8: Automates DCS (Digital Control System)
- Figure 9: Photo d'un serveur
- Figure 10: Les stations opérateurs
- Figure 11: Image du réseau DCS
- Figure 12: Armoire de matériaux (zone de procédé de F&G)[Groupement Berkine]
- Figure 13: Alarme au niveau de la salle de contrôle [Groupement Berkine]
- Figure 14: Processus d'analyse de risque
- Figure 15: Exemple de tableau utilisé lors de l'étude HAZID.
- Figure 16: Tableau utilisé lors de l'étude HAZOP
- Figure 17: Organigramme de la démarche HAZOP.
- Figure 18: Slug catcher "oil secondary separator V08-1001-3"
- Figure 19: Schéma du slug catcher expliquant la boucle de régulation de l'huile
- Figure 20: schéma du slug catcher expliquant la boucle de régulation de l'huile.
- Figure 21: Schéma bloc de la boucle de régulation
- Figure 22: Schéma des composants d'une vanne
- Figure 23: Interface "Centum Vp" bloc 208 -slug catcher- [10]

Figure 24: Interface "Centum Vp" 08FV10001 [10]
Figure 25: Interface "CentumVp" du régulateur 08LIC10001 [10]
Figure 26: Principe de la méthode de Broida
Figure 27: Principe de la méthode rapide
Figure 28: Schéma en bloc de la boucle de régulation introduit dans Simulink
Figure 29: Schéma bloc Simulink (bloc bien défini)
Figure 30: Réponse du niveau du système actuel (cas n°1)
Figure 31: Réponse de la vanne (cas n°1)
Figure 32: Courbe de $Q_{in} - Q_{out}$ (cas n°1)
Figure 33: Réponse du niveau (cas n°2)
Figure 34: Réponse de la vanne (cas n°2)
Figure 35: $Q_{in} - Q_{out}$ (cas n°2)
Figure 36: Réponse du niveau (cas n°3)
Figure 37: Réponse de la vanne (cas n°3)
Figure 38: $Q_{in} - Q_{out}$ (cas n°3)
Figure 39: Réponse du niveau proposition n°1
Figure 40: Réponse de la vanne proposition n°1
Figure 41: $Q_{in} - Q_{out}$ proposition n°1
Figure 42: Nouveau schéma bloc Simulink (proposition n°2)
Figure 43: Réponse du niveau proposition n°2
Figure 44: Réponse de la vanne proposition n°2
Figure 45: $Q_{in} - Q_{out}$ proposition n°2
Figure 46: Emplacement des détecteurs dans la zone 601 [10]
Figure 47: Scénario issu du diagramme causes et effets
Figure 48: Interface du DCS avec les alarmes LAHH [10]
Figure 49: Philosophie du contrôle et de la sécurité du procédé. [Groupement Berkine]

LISTE DES ABREVIATIONS

Abréviation	Signification
AAM	Gestionnaire Avancé d'Alarme
AGC	<i>Associated Gas Compressors</i>
AMS	Système de gestion des biens
BDV	<i>Blow Down Valve</i>
BLEVE	<i>Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion</i>
BP	Basse Pression
CCR	<i>Central Control Room</i>
CMS	Système de contrôle et de surveillance
CPF	Central Processing Facility
DCS	<i>Distributed Control System</i> (système de contrôle et de commande distribué)
EKT	El Kheiteh Tessekha
EME	El Merk Est
EMK	El Merk
EMN	El Merk Nord
ESD	<i>Emergency Shut Down</i> (arrêt d'urgence)
EWS	<i>Engineering Workstation</i>
F&GS	<i>Fire and Gas System</i> (système d'incendie et de gaz)
FGS	<i>Field Gathering Stations</i>
GPL	Gaz de Pétrole Liquéfié
GNL	Gaz Naturel Liquéfié
HART	<i>Highway Addressable Remote Transducer</i>
HAZID	<i>HAZard IDentification</i>
HAZOP	<i>HAZard OPerability</i>
HBNS	Hassi Berkine
HMI	<i>Human Machine Interface</i>
HP	Haute Pression
HVAC	<i>Heat Ventilation Air Conditionnel</i> (système de ventilation, d'aération et de chaleur)

ICSS	<i>Integrated Control Safety System</i> (système de contrôle et de sécurité intégré)
ICT	Installation Centrale de Traitement
IR	Infrarouge
LIMS	Système de gestion de l'information de laboratoire
MAC	<i>Manual Alarm Control</i>
LAHH	<i>Level Alarm High High</i>
LHH	<i>Level High High</i>
LIC	<i>Level Indicator Controller</i>
LT	<i>Level Transmitter</i>
MLN	Menzel Ledjmet Nord
MLSE	El Merk et de Menzel Ledjmat Sud-Est
MPS	Système de protection des machines
NGL	<i>Natural Gas Liquefied</i>
OIS	<i>Operator Interface Station</i>
PAGA	Système de diffusion publique et d'alarme générale
PAS	Système d'allocation de produits
PC	<i>Personal Computer</i>
P&ID	<i>Pippig and Instrumentation Diagramm</i>
PLC	<i>Programmable Logic Controller</i>
RGC	<i>Residue Gas Compressor</i>
SCADA	Système de télésurveillance et acquisition de données
SDV	<i>Shut Down Valve</i>
SGS	<i>Safe Guarding System</i> (système de protection)
SNCC	Système Numérique de Contrôle Commande
SP	<i>Set Point</i>
VCE	<i>Vapor Cloud Explosion</i>

Introduction

De nos jours l'automatique s'est introduite dans tous les domaines, en particulier dans les procédés industriels. C'est le cas des industries pétrolières.

Le Groupement Berkine a opté pour le système de contrôle et de sécurité intégré ICSS, qui est devenu un outil nécessaire pour une meilleure maîtrise de la sécurité du procédé.

L'objectif du système de contrôle et de sécurité intégré ICSS est de permettre d'assurer efficacement les fonctions de contrôle /commande / supervision des installations industrielles, et ceci par l'intégration dans les stations de conduite opérateurs de toutes les données et les informations nécessaires pour la supervision et la conduite en toute sécurité de l'ensemble des systèmes qui le constituent (système de contrôle et commande distribué DCS, système de protection SGS et le système d'incendie et de gaz F&G).

Dans un premier temps nous allons élaborer une étude de risque du site El Merk pour déterminer les zones à plus grande vulnérabilité. Ensuite nous allons faire une étude du système ICSS dans la zone sélectionnée et trouver une solution à notre problématique.

En accord avec l'entreprise Groupement Berkine, le thème suivant a été retenu : l'influence d'une augmentation du débit d'entrée sur la vanne de régulation du slug catcher (équipement sélectionné après notre étude de risque).

Cette augmentation de débit déstabilisera le système de contrôle de niveau d'huile si les équipements actuels sont maintenus. L'objet est donc de proposer des solutions à cette problématique.

D'une part nous décrirons le système de sécurité au niveau du slug catcher en soulignant son importance et cela pour bien expliquer le fonctionnement du système ICSS. D'autre part, pour mener à bien notre étude, nous avons utilisé une boucle de régulation et simulé la réponse des vannes en aval du slug catcher à l'aide du logiciel Simulink de Matlab pour déterminer leur capacité à maintenir la régulation du niveau du slug catcher.

Cette étude nous a permis de proposer des solutions à l'entreprise pour la problématique retenue.

1. Partie théorique

1.1 Process

1.1.1. Présentation des champs exploités par le CPF (Central Processing Facility)

1.1.1.1. Localisation du site :

Le projet El Merk correspond à l'exploitation de dépôts isolés d'hydrocarbures situés approximativement à 220 km au sud-est d'Hassi Messaoud.

La zone de production a été découpée en 4 secteurs :

- Le block 208 (El Merk), qui regroupe 4 champs :
 - EKT (ElKheit eh Tessekha).
 - EMN (El Merk Nord).
 - EME (El Merk Est).
 - EMK / MLSE (champ groupé d'El Merk et de Menzel Ledjmat Sud-Est).
- Le block 405A (Menzel Ledjmet), déjà partiellement exploité avec les installations de production et d'export de Menzel Ledjmet Nord (MLN). Le gisement TAGI du sud-est de MenzilLedjmat (MLSE) va être exploité par le groupement Berkine et traité dans CPF d'El Merk en même temps que la production du site.
- Les blocks 404 et 403a sont déjà exploités par le Groupement Berkine et traités dans le CPF d'HassiBerkine qui traite la production des champs HBNS et de ses satellites, ainsi que les champs HBN. Ce CPF ne possédant pas d'unité de récupération de GPL, les gaz riches récupérés pourraient, dans le futur, être envoyés vers le CPF d'El Merk pour y être traités.

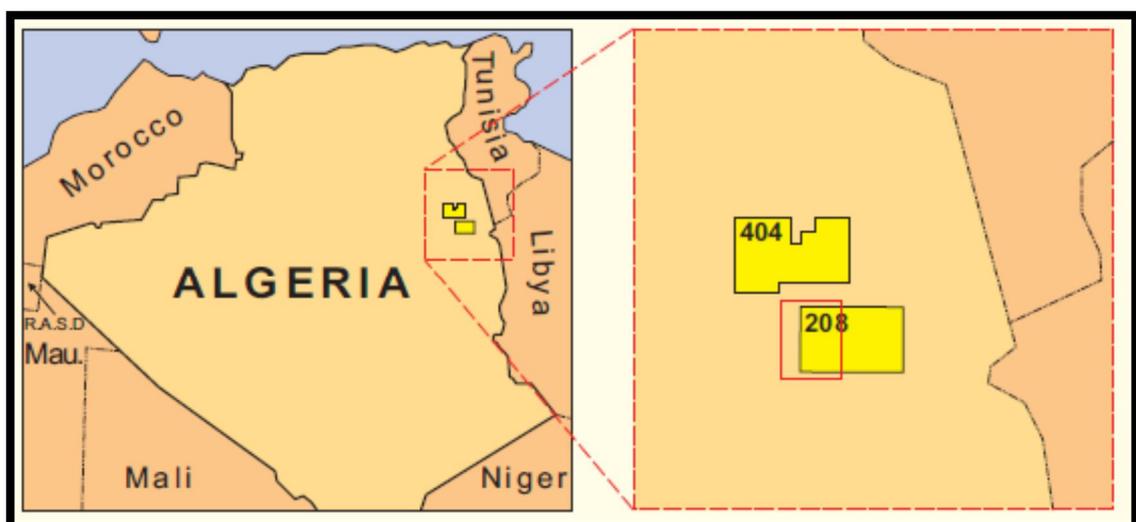


Figure 1: Localisation des blocks du projet El Merk [Groupement Berkine]

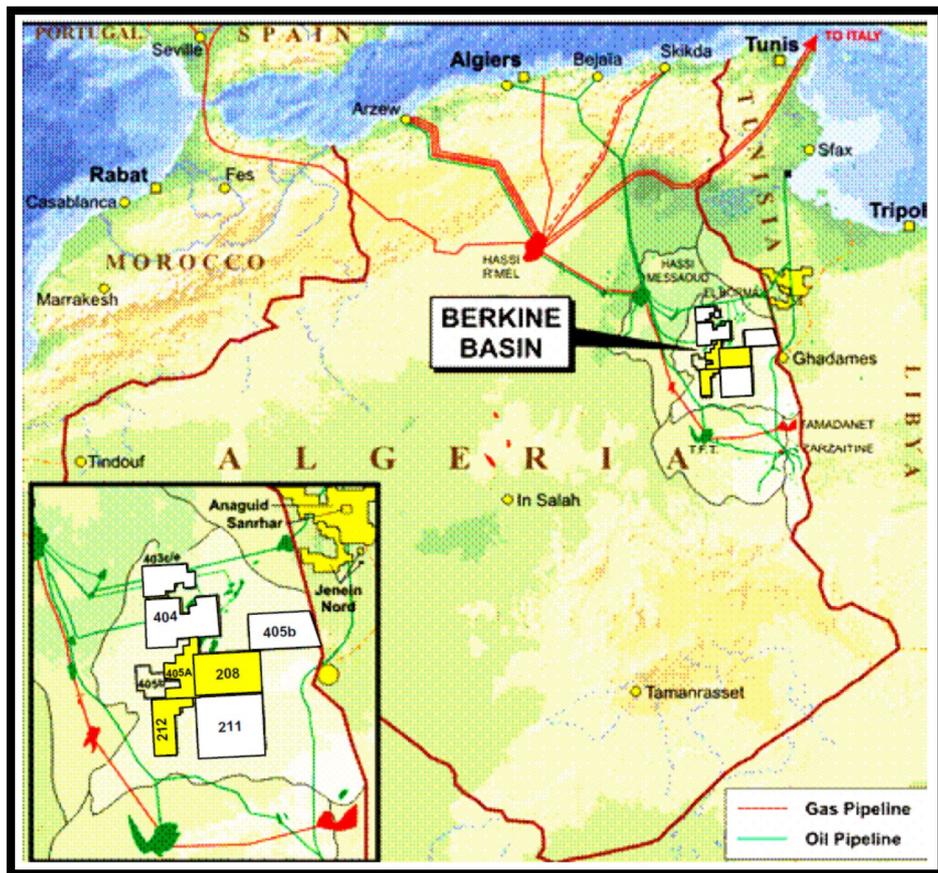


Figure 2: Environnement du site d'El Merk [Groupement Berkine]

Le CPF d'El Merk est voisin d'un certain nombre de pipelines d'export de gaz et de brut. La production des installations rejoint un réseau de pipelines existant à GassiTouil, à environ 160 km à l'ouest d'El Merk.

1.1.1.2. Description des réservoirs :

Les champs du block 208 comprennent 3 types différents de gisements :

- Les formations TAGI, qui renferment essentiellement de l'huile.
- Les formations RKF et du Strunien, qui contiennent principalement un mélange de gaz et de condensats.

La récupération des hydrocarbures de ces champs sera améliorée, en fonction du gisement, par une injection d'eau, de gaz ou une combinaison eau+gaz.

La totalité du gaz produit par le CPF, à l'exception des GPL récupérés et de la consommation de Fuel Gaz, sera ainsi réinjectée dans les gisements.

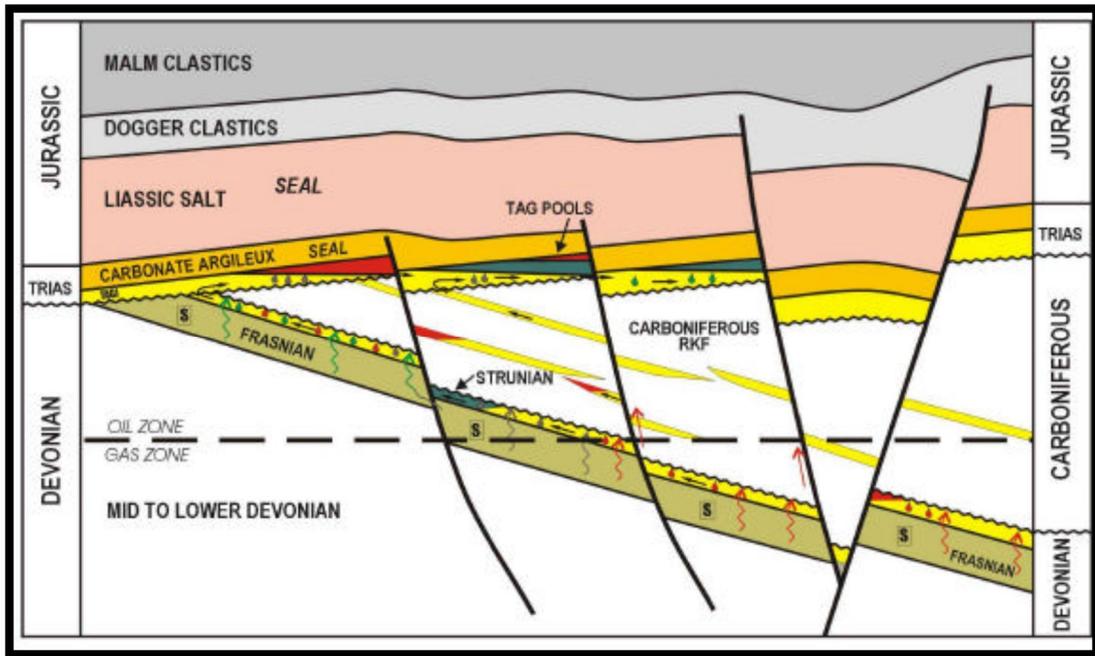


Figure 3: Gisements / formations géologiques [Groupement Berkine]

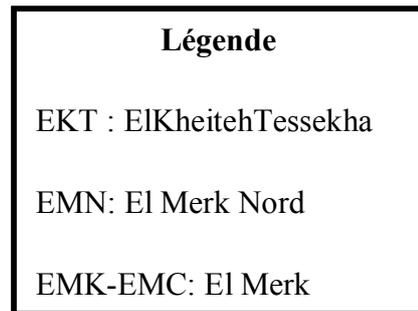
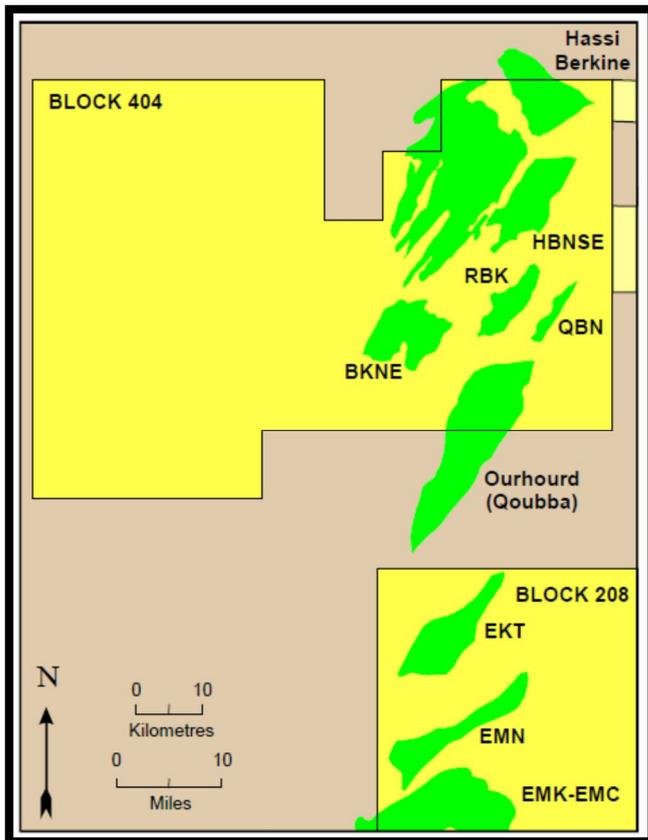


Figure 4: Localisation des différents champs [Groupement Berkine]

- Les gisements d'El KheitehTessekha (EKT) et El Merk Nord (EMN) produisent un mélange d'huile et de gaz dans des proportions d'environ 40/60.
- Les gisements d'El Merk (EMK) et d'El Merk Est (EME) produisent un mélange d'huile avec beaucoup de gaz (proportions 20/80).
- Les champs d'El Merk Est (EME) produisent également un mélange de condensats et de gaz dans des proportions allant de 10/90 à 15/85.

Les deux tableaux ci-dessous nous indiquent les différentes compositions en gaz et en liquide des puits.

Tableau 1: Composition moyenne des puits "huile" [Groupement Berkine]

	EKT	EMN	EMK	EME
Gaz (inertes + C ₁ à C ₄)	58%	55%	86%	78%
Liquide (C ₅₊)	42%	45%	14%	22%

Tableau 2: Composition moyenne des puits "condensats". [Groupement Berkine]

	R-EME4	S-EME	T-EME4	R-EME
Gaz (inertes + C ₁ à C ₄)	86%	91%	91%	84%
Liquide (C ₅₊)	14%	9%	9%	16%

1.1.1.3. Caractéristiques des hydrocarbures :

Les gisements d'El Merk produisent 3 types d'hydrocarbures :

- Du gaz.
- Des condensats.
- De l'huile – ou brut.

❖ Caractéristiques du gaz

Le gaz est présent à l'état dissout dans l'huile, et en mélange avec des condensats dans les puits des gisements des formations RKF et du Strunien.

Il est composé d'un mélange de gaz inertes comme le CO₂ et l'azote N₂, de gaz naturel (méthane, éthane) et de GPL (propane, butane).

Les teneurs respectives dépendent des différents champs :

- Les champs de condensats ont une teneur importante en gaz naturel (de 80 à 90%), avec 10 à 15% de GPL et peu de gaz inertes (environ 3% en moyenne)
- Les champs d'huile riches en huile (EKT et EMN) possèdent des teneurs plus importantes en GPL (30%).
- La composition du gaz des champs d'huile, riches en gaz (EMK et EME), se rapproche de la composition du gaz des champs de condensats.

Le gaz ne contient que peu de sulfure d'hydrogène (H₂S), avec des teneurs volumiques voisines de 1,5 à 2 ppm. Dans ces conditions, aucune installation de traitement de l'H₂S n'a été prévue.

Le gaz possède une faible teneur en mercure et autres métaux, ce qui permet d'éviter l'installation d'une unité de traitement adaptée.

❖ Caractéristiques des liquides

L'huile et les condensats sont caractérisés par une teneur en produits légers (famille des essences, de C₅ à C₁₀) assez importante et une grande proportion de composés cycliques ou aromatiques. On trouve notamment les composés suivants :

- Méthylcyclopentane (alcane cyclique, C₆).
- Benzène (aromatique, C₆).
- Cyclohexane (alcane cyclique, C₆).
- Toluène (aromatique, C₇).
- Éthylbenzène (aromatique, C₈)

Les condensats possèdent une teneur en produits légers plus importante que l'huile, ainsi qu'une teneur en aromatiques et en composés cycliques légèrement plus faible.

Les hydrocarbures produits possèdent naturellement une basse teneur en soufre, qui permet l'absence d'unité de traitement de celui-ci.

Dans les conditions d'exploitation normales, la teneur en paraffines en asphaltènes ne devrait pas être suffisante pour provoquer des dépôts. La précipitation de ces hydrocarbures lourds pourrait être problématique lorsque la pression en fond des puits des réservoirs TAGI sera inférieure au point de bulle de l'huile, ou en cas d'utilisation de gaz-lift.

Le liquide possède une faible teneur en mercure et autres métaux, ce qui permet d'éviter l'installation d'une unité de traitement adaptée.

Les puits situés dans le réservoir du Strunien du champ EME sont susceptibles de produire environ 0,1 kg/h de sable, avec un maximum de 0,5 kg/h.

Les hydrocarbures liquides sont susceptibles de contenir des sels en suspension, principalement du sulfate de sodium. Une injection de produits de traitement est donc prévue pour éviter les dépôts dans l'unité de stabilisation du brut et d'export de celui-ci.

1.1.2. Description du CPF (Central Processing Facility)

1.1.2.1. Dimensionnement des installations :

L'installation de production centrale (CPF) a été conçue avec une durée de fonctionnement prévue de 25 ans.

Elle est composée de :

- 2 trains de traitement du brut d'une capacité de 65000 barils/jour chacun.
- 1 train de récupération des GPL d'une capacité de $29,5 \cdot 10^6$ Nm³/j.

Les installations permettent de produire au maximum (en incluant le traitement du gaz naturel liquéfié des blocks 404 et 403a) :

- 90000 barils/jour de brut.
- 42000 barils/jour de condensats.
- 70000 barils/jour de GPL.

La totalité du gaz produit, moins la récupération des GPL et le Fuel Gaz utilisé sur le site, est réinjectée dans les réservoirs.

La récupération du pétrole est facilitée par drainage / injection d'eau et de gaz dans des puits injecteurs. La capacité d'injection est de :

- 155000 barils/jour pour l'eau.
- $2424,6 \cdot 10^6$ Nm³/j pour le gaz.

La puissance électrique importée pour faire fonctionner l'ensemble des installations est d'environ 50 MW.

Le CPF (Central Processing Facility) est équipé de :

- Une base industrielle, avec bureaux, laboratoires, ateliers et entrepôts.
- Une base de vie prévue pour accueillir 390 personnes.

Le site est gardé par un camp militaire situé à proximité de la base vie, avec présence permanente de 50 soldats.

1.1.2.2. Puits producteurs :

L'huile et les condensats de gaz des différents champs sont rassemblés dans des stations de collecte de champ (FGS : Field Gathering Stations). À partir de ces stations, la production est exportée à l'aide de collecteurs vers le CPF, où l'huile, les condensats et les GPL sont séparés, traités et stockés avant d'être exportés par pipelines vers Gassi Touil.

Le schéma suivant résume le process de l'installation de traitement de brut d'El Merk.

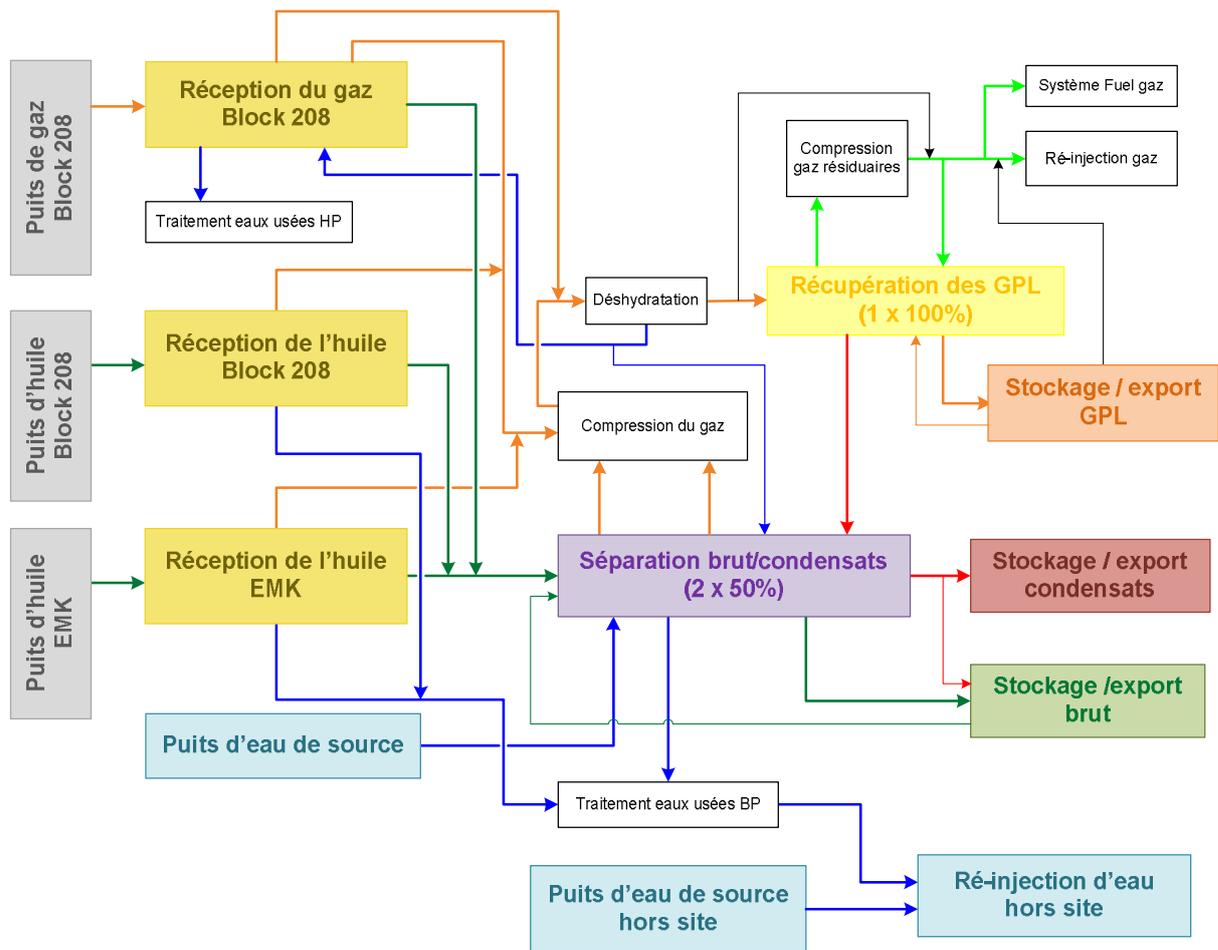


Figure 5: Schéma bloc simplifié du process. [Groupement Berkine]

1.1.2.3. Réception de la production au CPF :

D'une manière générale, on commence par séparer la production en 3 phases :

- Le gaz, qui est envoyé vers l'unité de récupération des GPL. Selon sa pression, il est préalablement comprimé à l'aide des compresseurs pour pouvoir atteindre la pression de fonctionnement de cette unité.
- Les hydrocarbures liquides, envoyés vers les 2 trains de séparation huile/condensats.
- L'eau produite, séparée par décantation : cette eau est traitée puis réinjectée dans les réservoirs.

Au CPF, la production des différents puits est réceptionnée dans 3 unités de traitement, dont le rôle est de réaliser une première séparation bi-phasique (gaz/liquide) ou tri-phasique (gaz/hydrocarbures/liquides).

- Une première unité est dédiée à la réception du mélange gaz/condensats du block 208 :
 - L'eau produite par décantation est envoyée sur une unité de traitement spécifique.
 - Les hydrocarbures liquides sont envoyés vers les trains de séparation brut/condensats.
 - Le gaz à haute pression (environ 71 bar) est envoyé vers l'unité de déshydratation, au refoulement des compresseurs booster.
 - Une seconde sortie de gaz, à pression plus faible (environ 41 bar) est envoyée à l'aspiration des compresseurs booster.
- Une seconde unité est dédiée à la réception de l'huile produite sur le block 208.
- Une dernière unité est dédiée à la réception des gisements groupés d'El Merk (EMK) et de Menzel Ledjmat Sud-Est (MLSE).

Pour ces 2 dernières installations :

- L'eau produite est traitée dans des installations adaptée, puis envoyée vers les puits d'injection d'eau.
- Le gaz, à une pression d'environ 41 bar, est envoyé à l'aspiration des compresseurs booster.

1.1.2.4. Traitement du brut :

Le CPF est équipé de 2 trains de traitement, chaque train étant dimensionné pour assurer 50% de la capacité nominale du CPF.

Les hydrocarbures liquides sont admis sur chaque train où ils subissent les traitements suivants :

- Nouvelle **séparation** tri-phasique :
 - Le gaz récupéré dans le séparateur HP est envoyé à l'aspiration du second étage des compresseurs jumelés (AGC).
 - L'eau produite est envoyée vers l'installation de traitement des eaux.
 - Les hydrocarbures liquides sont envoyés vers la partie dessalage.
- **Dessalage** : les sels en suspension dans les hydrocarbures sont éliminés par un lavage à l'eau de source, suivi d'une décantation :
 - Le dégazage des séparateurs sont envoyés à l'aspiration du 1^{er} étage des compresseurs jumelés (AGC).
 - Les hydrocarbures sont envoyés vers la partie stabilisation du brut.
 - L'eau de lavage, chargée en sels, est envoyée vers l'installation de traitement des eaux, avant réinjection vers les réservoirs.
- **Stabilisation** du brut : les caractéristiques du brut (principalement tension de vapeur) sont ajustées par distillation et élimination des fractions les plus volatiles (condensats) :
 - Le brut stabilisé est envoyé vers le stockage dédié.
 - Les condensats sont envoyés vers l'unité de récupération des condensats.
- **Récupération** et **stabilisation** des condensats, où les caractéristiques des condensats (tension de vapeur et densité) sont ajustées par mélange, puis envoyés vers leur stockage dédié.

1.1.2.5. Compression des gaz :

L'unité de récupération des GPL fonctionne avec une pression d'entrée voisine de 70 bars, mais doit être en mesure de traiter les différents dégazages du CPF. De ce fait, la re-compression de ceux-ci s'avère nécessaire.

La compression des gaz est réalisée à l'aide de 2 séries de compresseurs :

- Les compresseurs jumelés (AGC : *associated gas compressors*) permettent de comprimer les dégazages issus des trains de traitement du brut.
 - Ces 3 compresseurs ont chacun une capacité correspondant à 50% du débit nominal : en fonctionnement normal, 2 compresseurs opèrent, le 3^{ème} étant en secours.
 - Les compresseurs AGC sont des compresseurs centrifuges, à 2 étages de compression :
 - Le 1^{er} étage comprime le dégazage des équipements de la zone de dessalage de 1 bar à 15 bars.
 - Le 2nd étage comprime jusqu'à 39,5 bar la sortie du 1^{er} étage (après refroidissement et élimination des condensats) mélangée au dégazage des séparateurs HP des trains de traitement du brut.
- Les compresseurs booster, qui élèvent la pression du gaz à environ 70 bar :
 - Ces compresseurs centrifuges sont au nombre de 3, chaque compresseur ayant une capacité équivalant à 33% de la capacité nominale de l'unité.
 - Ils sont alimentés par :
 - Le refoulement des compresseurs jumelés, après refroidissement et élimination des condensats.
 - Le dégazage de la partie « basse pression » de la réception de la production des puits « gaz » du block 208.
 - Le dégazage des séparateurs à la réception de la production des puits « huile ».

Le refoulement des compresseurs booster, après refroidissement, est mélangé au dégazage de la partie « haute pression » de la réception de la production des puits « gaz » du block 208, puis envoyé dans la section déshydratation.

1.1.2.6. Déshydratation :

Le procédé de récupération des GPL nécessite des températures très basses pour liquéfier le propane et le butane. Afin de ne pas geler dans les équipements (diminution du transfert thermique, risque de bouchage), il est nécessaire d'éliminer toute trace d'humidité dans le gaz.

Le gaz à traiter subit tout d'abord une première étape d'élimination grossière de l'humidité à l'aide d'un séparateur vertical, suivi par un filtre coalesceur. Les condensats récupérés sont réinjectés dans le procédé.

Le gaz est ensuite légèrement surchauffé (+2°C) par injection de gaz sec chaud, puis circule dans des sècheurs garnis de tamis moléculaire où l'humidité restante est éliminée par adsorption.

Après un filtre de sécurité, pour éliminer les fines éventuellement entraînées, le gaz est admis sur le train de récupération des GPL. En cas d'indisponibilité de celui-ci, un by-pass permet d'injecter le gaz sec directement au refoulement des compresseurs de gaz résiduaire, afin de ne pas arrêter l'installation.

Les sècheurs sont régénérés par la circulation de gaz sec réchauffés dans un four au Fuel Gaz. Le gaz de régénération est ensuite refroidi puis renvoyé à l'entrée du séparateur initial après élimination des condensats, recyclés dans le procédé.

1.1.2.7. Récupération des GPL (Gaz de Pétrole Liquéfié) :

Le train de récupération des GPL est dimensionné pour récupérer 90% du propane et du butane dans le gaz.

❖ Séparation des GPL

La séparation des GPL est réalisée par refroidissement du gaz sous pression en 2 étapes :

- Un refroidissement par optimisation de la récupération d'énergie sur le procédé :
 - Le gaz riche en GPL est refroidi par les gaz résiduaire froids, sortie absorbeurs dans une série d'échangeurs.
 - Le GPL liquide récupéré dans un séparateur, subit une détente avant son envoi vers le dé-éthaniseur. Cette détente contribue à abaisser la température du mélange bi-phasique, ce dernier est utilisé pour refroidir le gaz riche et condenser du GPL.
- Un refroidissement par détente adiabatique du gaz dans les turbo-expandeurs (2 machines disposées en parallèle).

En cas d'indisponibilité d'un turbo-expandeur, le gaz peut également être refroidi par détente à l'aide d'une vanne spéciale (vanne « Joule-Thomson »), au prix d'une légère perte d'efficacité.

❖ Fractionnement des GPL

Le liquide et le gaz pauvre sont envoyés vers la section fractionnement composée de 3 colonnes :

- Un absorbeur, dont le rôle est d'optimiser la récupération des GPL dans le gaz pauvre.
- Un dé-éthaniseur, qui permet d'éliminer les fractions volatiles présentes dans le liquide.
- Un dé-butaniseur, qui permet d'éliminer les fractions lourdes présentes dans le GPL.

En sortie de dé-butaniseur, le GPL est envoyé vers son stockage dédié. Le fond du dé-butaniseur, composé de condensats légers, est retourné vers la partie récupération et stabilisation des condensats.

Les gaz résiduaux sortant en tête de l'absorbeur, sont envoyés vers les compresseurs de gaz résiduaux. Ces gaz froids sont utilisés pour refroidir les gaz riches et commencer la liquéfaction des GPL.

1.1.2.8. Compression des gaz résiduaux :

Le gaz sortant en tête de l'absorbeur contient essentiellement du méthane et de l'éthane. Il est utilisé :

- Comme source d'énergie (Fuel Gaz) dans les fours du site et les turbines à gaz.
- Comme fluide utilité (réseaux de drain).
- Comme gaz d'injection.

Lorsque l'installation ne fonctionne pas à pleine capacité, il est possible d'améliorer le taux de récupération des GPL en recyclant une partie des gaz résiduaux à l'entrée du train de récupération des GPL. De manière à permettre ce recyclage, les gaz résiduaux sont comprimés à une pression d'environ 69 barg à l'aide de 2 compresseurs centrifuges entraînés par une turbine au gaz. Chaque compresseur possède 2 étages de compression et a une capacité équivalente à 50% du débit nominal.

1.1.2.9. Compression du gaz d'injection :

La totalité du gaz produit, à l'exception des GPL récupérés et de la consommation de Fuel Gaz, est ré-injectée dans les réservoirs :

- Pour augmenter le taux de récupération des hydrocarbures.
- Pour faciliter la récupération de l'huile (injection de gaz-lift).

Les gaz résiduaux sont comprimés jusqu'à une pression de 343,5 barg par 3 compresseurs centrifuges, chaque compresseur ayant une capacité égale à 33% de la capacité nominale de l'unité.

Le gaz d'injection est envoyé par des collecteurs vers les sites d'injection. Un dispositif de vaporisation de GPL est prévu de manière à pouvoir garantir le fonctionnement du CPF en cas d'indisponibilité de l'export GPL, en réinjectant le GPL excédentaire dans les gisements.

1.1.2.10. Stockages et export :

Le CPF dispose de 3 stockages dédiés :

- Un stockage de brut.
- Un stockage de condensats.
- Un stockage de GPL.

Chaque stockage possède des capacités dédiées au produit conforme aux spécifications et d'autres capacités utilisées pour le recyclage dans les installations du produit hors-specs, à l'exception du stockage de condensats qui envoie les produits non conforme vers le bac de brut non conforme.

L'export du produit est réalisé par pompes équipées de booster.

Le comptage commercial du produit est réalisé en limite de batterie du CPF.

1.1.2.11. Utilités :

Les utilités du CPF sont les suivantes :

- Réseau d'huile de chauffage : le chauffage de certains équipements (ex : rebouilleurs du dé-butaniseur) est réalisé par une circulation d'huile à haute température.
- Réseau d'injections de produits chimiques (anti-calcaire, méthanol, ...).
- Réseaux de torche :
 - Torche HP (haute pression)
 - Torche BP (basse pression)
 - Torche HP/LT (haute pression/basse température)
 - Torche NGL (dédiée au train de récupération des GPL)
 - Torche des trains d'huile
 - Torche atmosphérique
- Réseau de drains fermés :
 - Drain fermé zone gaz.
 - Drain fermé zone basse température

- Drain fermé des trains d'huile
- Drain fermé zone export
- Réseau de drain ouvert
- Réseaux d'eau :
 - Puits de production d'eau de source pompée dans le Miopliocène : cette eau est utilisée pour :
 - Le réseau d'eau incendie
 - La production d'eau sanitaire et d'eau potable
 - Le dessalage du brut dans les trains de traitement
 - Puits de production d'eau pompée dans le Strunien et le RKF : cette eau est essentiellement utilisée pour améliorer la récupération des hydrocarbures par réinjection dans les réservoirs
- Réseau Fuel Gaz, utilisé pour:
 - Le chauffage des fours du CPF
 - Le maintien d'une flamme pilote sur les torches et la purge des réseaux de torche
 - L'inertage de bacs
 - L'alimentation des turbines à gaz
 - Les garnitures des compresseurs
- Réseau d'air instrument et d'air service
- Réseau de gaz inerte (azote)
- Réseaux d'égouts
- Installation de secours électrique, alimentée par un alternateur Diesel
- Réseau de protection incendie

1.2 Régulation

Le travail d'un automaticien consiste souvent à mettre en place une chaîne de commande sur un processus. Ceci afin que l'ensemble fonctionne de manière automatique tout en répondant à un cahier des charges précis. [1]

Tout d'abord nous allons définir quelques termes que nous allons utiliser par la suite puis nous allons nous intéresser aux régulateurs PID et la boucles de régulation en cascade.

Un système de commande est un assemblage de constituants physiques branchés ou reliés les uns aux autres de telle sorte qu'il puisse se commander, se diriger ou se régler lui-même, ou bien commander, diriger un autre système. [2]

On distingue deux types de fonctionnement du système de commande : système de commande en boucle ouverte et système de commande en boucle fermée.

Un système de commande en boucle ouverte est un système où le signal de commande est indépendant du signal de sortie. [2]

Un système de commande en boucle fermée est un système où le signal de commande dépend d'une façon ou d'une autre du signal de sortie. [2]

Ainsi les objectifs du bouclage sont :

- rejet de la perturbation :

Une perturbation est un système parasite qui vient modifier le comportement du système et l'on traite comme une entrée subie. [1]

Rejeter une perturbation c'est faire en sorte que celle-ci n'affecte pas (ou pas trop longtemps) le fonctionnement du système. [1]

- rapidité.

Nous pouvons juger la rapidité d'un système en mesurant sa réponse indicielle, soit le temps de réponse (à 5 ou 10%), soit le temps de montée ou encore en considérant ces deux grandeurs à la fois.

Pour un système de 1^{er} ordre ou un système de 2nd ordre sans dépassement ($\alpha > 1$ ou $\alpha = 1$) ces deux grandeurs sont assez proches. Par contre, pour un 2nd ordre tel que $\alpha < 1$, nous remarquons que plus α est faible plus le temps de réponse va augmenter. En effet, dans ce cas la sortie présente un dépassement important et des oscillations qui vont mettre un certain temps à s'amortir. Ainsi le temps de montée et le temps de réponse peuvent être différents. Ils peuvent être considérés comme des contraintes de rapidité. [1]

- précision.

Nous pouvons caractériser la précision en comparant le signal de sortie au signal d'entrée. Le signal résultant, souvent appelé l'erreur $\varepsilon(t)$ représente donc la différence entre la consigne (l'objectif souhaité) et la mesure (résultant). La précision sera d'autant meilleure que $\varepsilon(t)$ tendra vers zéros (en effet dans ce cas l'objectif est atteint).

- stabilité.

Nous définissons un système asservi comme étant un système de commande et amplification de puissance avec une chaîne fermée (système à retour), il est important de savoir l'organisation, les éléments et leurs fonctions qui le composent. [3]

❖ Définition d'une boucle de régulation

Ensemble des éléments utilisés pour l'asservissement à une grandeur de consigne. Une boucle de régulation va du (ou des) capteur(s) à l'actionneur comme organe de sortie. Les éléments intermédiaires traitent généralement le signal par voie électronique ou pneumatique. Une boucle de régulation peut utiliser des techniques analogiques ou numériques.

❖ Éléments constitutifs d'une boucle de régulation

Dans la plupart des installations industrielles, il est nécessaire de maintenir les grandeurs physiques à des valeurs prescrites, quelque soient les variations internes ou externes qui peuvent avoir une influence sur ces grandeurs. Il résulte qu'un système de réglage automatique est constitué d'un ensemble d'éléments reliés les uns aux autres de telle manière qu'ils puissent s'opposer aux effets des perturbations que le système subit. [3]

La mesure est l'action fondamentale pour assurer le réglage, le contrôle et la protection automatique.

Le capteur qui assure la fonction de la mesure, est l'un des principaux éléments dans les systèmes automatiques. Le capteur est directement appliqué à la grandeur à régler, à contrôler ou à protéger. Son rôle consiste à capter et à transformer la grandeur physique à mesurer en un signal plus commode à être transportée et traitée, le plus souvent de nature électrique. [3]

Par exemple, on peut trouver des capteurs de position, de vitesse, de débit, de température, de pression, de niveau, de pH, de densité, de masse, de conductivité, d'oxygène ou de gaz carbonique, de concentration, etc...

Un actionneur est un organe qui est capable d'apporter de l'énergie ou de la matière dans une boucle de régulation, en fonction de l'information fournie par le régulateur (ou bien le correcteur). Par exemple, un moteur électrique associé à son amplificateur de puissance représente un actionneur. Les vannes et les pompes sont d'autres actionneurs.

Le régulateur est le "cerveau" de la boucle de régulation.

Un régulateur reçoit deux informations :

- Le signal de mesure (**M ou PV**) provenant du capteur,
- la consigne (**C ou SP**) (qui peut être locale ou externe)

Son rôle est d'essayer de minimiser l'écart entre la consigne et le signal de sortie du système.

En fonction de l'écart entre ces deux valeurs et de l'algorithme de calcul pour lequel il a été configuré, il délivre un signal de sortie (**S ou OUT**) dirigé vers l'actionneur afin d'annuler cet écart et de ramener la mesure vers la valeur de consigne.

À une catégorie donnée de systèmes à asservir correspond un type de correcteur adopté. Pour effectuer un choix judicieux, il faut connaître les effets des différentes actions de régulateur PID : proportionnelle, intégrale et dérivée. Présenté sur le schéma suivant :

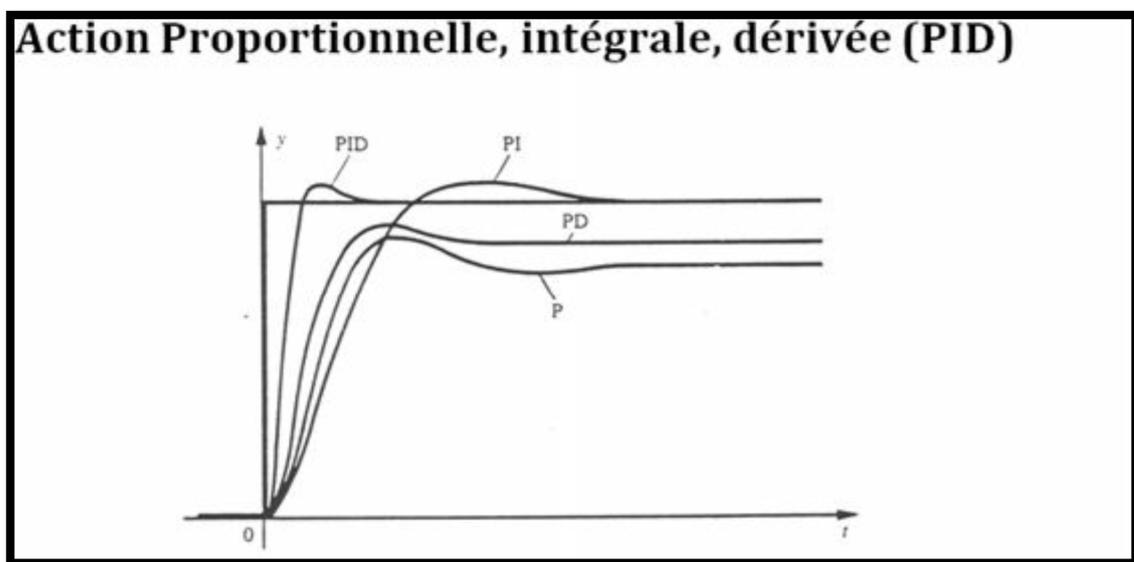


Figure 6: Effets des actions du régulateur PID pour un même procédé

Un régulateur PID est obtenu par l'association de ces trois actions et il remplit essentiellement les trois fonctions suivantes :

- Il fournit un signal de commande en tenant compte de l'évolution du signal de sortie par rapport à la consigne.
- Il élimine l'erreur statique grâce au terme intégrateur.
- Il anticipe les variations de la sortie grâce au terme dérivateur.

La commande $u(t)$ donnée par le régulateur PID, dans sa forme Classique est décrite par :

$$u(t) = K_p[\varepsilon(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t \varepsilon(t)dt + T_d \frac{d\varepsilon(t)}{dt}]$$

Cette expression est la somme de trois termes :

le terme proportionnel :

$$P = K_p \varepsilon(t)$$

le terme intégral :

$$I = K_p \frac{1}{T_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt$$

le terme dérivatif :

$$D = K_p T_d \frac{d\varepsilon(t)}{dt}$$

Les paramètres du régulateur PID sont le gain proportionnel K_p , le temps intégral T_i et le temps dérivatif T_d , les temps étant exprimés en secondes. Un régulateur PID possède différentes structures.

Ce tableau résume les structures :

Tableau 3: Structures d'un régulateur PID

Structure du régulateur PID	Fonction de transfert	Schéma de la structure
Structure parallèle	$C(p) = K_p + \frac{1}{T_i * p} + T_p * p$ $C(p) = \frac{1 + K_p * T_i * p + T_i * T_d * p^2}{T_i * p}$	
Structure mixte	$C(p) = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i * p} + T_p * p \right)$ $C(p) = K_p \frac{1 + T_i * p + T_i * T_d * p^2}{T_i * p}$	
Structure série	$C(p) = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i * p} \right) (1 + T_p * p)$ $C(p) = K_p \frac{1 + (T_i + T_d) * p + T_i * T_d * p^2}{T_i * p}$	

❖ Boucle de régulation en cascade

La régulation cascade est une technique utilisée pour permettre aux procédés qui ont une grande constante de temps d'avoir une réponse rapide face aux perturbations extérieures ainsi qu'aux changements de consigne, tout en minimisant les risques de dépassement de la mesure. Ceci est réalisé en régulant une boucle secondaire plus rapide qui va influencer la boucle principale. Le procédé principal est contrôlé par une boucle PID maître, dont la sortie sert de consigne au procédé secondaire, régulé par une seconde boucle PID. Cette seconde boucle est appelée la boucle "esclave".

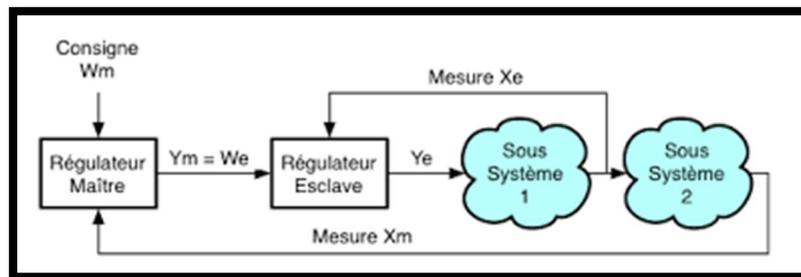


Figure 7: Boucle de régulation en cascade.

La régulation en cascade permet d'augmenter considérablement la qualité de la régulation. Cela concerne en particulier le comportement dynamique de la boucle de régulation, donc l'évolution de la grandeur réglée en cas de modification de la grandeur pilote ou d'apparition de grandeurs perturbatrices.

❖ Outils de la simulation

Matlab est l'outil de référence pour la simulation numérique, notamment en ce qui concerne l'automatique. Il offre des possibilités avancées que ce soit en matière d'identification ou de commande. Ce logiciel permet de calculer les réponses de fonctions de transfert représentant des systèmes physiques. Il permet, de manière plus générale, de résoudre une grande diversité de problèmes de simulation, dans des domaines aussi variés que le traitement du signal, la vision industrielle et la régulation de paramètres dans des systèmes industriels.

Simulink est un outil de Matlab utilisé pour la simulation des systèmes, il permet de réaliser une simulation grâce à une fenêtre graphique où l'on réalise un schéma-blocs.

Nous l'avons utilisé dans notre cas dans une industrie pétrolière pour simuler la réponse du système de régulation en cascade du niveau de l'huile du *Slug catcher*.

1.3 Système de contrôle de la sécurité intégrée ICSS

1.3.1. Architecture du système ICSS :

Les systèmes ICSS d'EL MERK se composent de:

1.3.1.1. Système de contrôle et de surveillance (CMS) :

Ce système est conçu pour la surveillance et le contrôle de processus. Il est composé d'une fenêtre principale pour les opérations dans l'usine et de plusieurs connexions aux autres systèmes (Interface en série).

1.3.1.2. Système de protection (SGS) :

C'est le système qui gère la sécurité de toute l'installation. Il fournit des fonctions de sécurité de processus. C'est aussi un enregistreur de séquence d'événements. Il possède une interface avec un système de commande distribué à des fins d'alarme et d'affichage.

1.3.1.3. Système de contrôle incendie et gaz (FGS) :

Ce système est conçu pour la surveillance du gaz et de l'incendie. Il fournit les fonctions d'alarme et de mitigation.

1.3.1.4. Système de télésurveillance et acquisition de données (SCADA) :

Il représente un panneau de contrôle de tête de puits. Il permet le contrôle du poste de rassemblement du champ et le contrôle du poste de la vanne de blocage.

1.3.1.5. Système de gestion des biens (AMS) :

Ce système fournit un dispositif de communication sur champ. Son rôle est l'étalonnage de l'instrument (Configuration/Diagnostics). Il gère aussi l'information de maintenance.

1.3.1.6. Gestionnaire avancé d'alarme (AAM) :

Il permet de réduire le flux des alarmes et les alarmes intempestives. Il fournit une suppression et un rayonnage des alarmes, ainsi que des outils et des rapports pour mieux les analyser.

1.3.1.7. Système d'allocation de produits (PAS) :

Il attribue l'huile, le condensat et le GPL produits en masse aux partenaires.

1.3.1.8. Système de protection des machines (MPS) :

Il surveille les capteurs de vibration et de température des équipements rotatifs et il fournit des déclics pour protéger les équipements.

1.3.1.9. Système de gestion de l'information de laboratoire (LIMS) :

C'est un système de gestion complet des données et une mise en lot du contrôle de qualité de laboratoire. Ce système permet la gestion de la collecte et l'analyse des échantillons manuels, la gestion de l'analyse et mesure de laboratoire et la transmission des données de laboratoire à ICSS Data Historian.

1.3.1.10. Système de diffusion publique et d'alarme générale (PAGA - par Telecom) :

Les alarmes visuelles et audibles dans l'usine sont actionnées par le système PAGA. Il est utilisé pour alerter et avertir les personnes des dangers.

Remarque :

Nous allons nous intéresser aux 3 premiers systèmes, car ce sont les composants majeurs du système ICSS.

Ainsi les composants majeurs du système ICSS sont :

- CMS, système de contrôle et de surveillance du contrôle de processus,
- SGS, le système de protection, pour les fonctions de fermeture sécurisée,
- F&G, Système incendie et gaz pour la surveillance de la fuite de gaz et de feu et pour fournir des fonctions de mitigation...

Ces systèmes de contrôle sont installés dans la « salle de contrôle centrale : CCR » et dans les zones éloignées des salles d'équipements du local d'instrumentation : (P1-OIL, P2-OIL, P1-COMP, P2-COMP, P1-NGL, U1, U2, Switch Gear Building (SB-1), ainsi que dans l'immeuble de sécurité, salle du simulateur, salle de l'immeuble administratif, immeuble de la maintenance et laboratoire.

1.3.2. Aperçu du système :

Centum VP représente une nouvelle ère dans le système de contrôle distribué à large échelle. Il intègre la versatilité et la fiabilité dans ses séries CENTUM précédentes avec les concepts d'environnement ouverts.

Le système de surveillance et de contrôle (CMS) est la pièce centrale de la configuration ICSS. C'est un système de contrôle du traitement qui se base sur Windows dans le dernier système Microsoft Vista. Les composants CMS sont désignés comme des 'Stations' raccordées à des boîtes de communication redondantes Venet/IP par des commutateurs à deux couches. La vitesse de transmission du réseau est évaluée à 1 Gbps et avec une distance allant jusqu'à 100

mètres entre les nœuds. Utilisé en tandem avec une fibre optique, on peut aller jusqu'à 5 km ou plus entre commutateurs à deux couches.

Un groupe de postes liés par le réseau Vnet/IP dans une topologie en étoile est désigné par 'Domaine'. Les domaines peuvent être liés en utilisant des commutateurs à 3 couches.

Pour ce projet EL MERK, le domaine suivant a été considéré comme basé sur ces systèmes. Chaque branche aura son propre ICSS fonctionnel complet mis en interface avec les systèmes auxiliaires.

Domaine #1: CMS, (FCS)

Domaine #2: SGS (SCS)

Domaine #3: F&G (SCS)

Les domaines sont connectés avec les commutateurs à trois couches pour surveiller/contrôler les graphiques et labels entre les domaines.

En dehors du Yokogawa CMS (Centum VP), les systèmes Yokogawa SGS et F&G (ProSafe-RS) sont intégrés avec un réseau de contrôle Vnet/IP. Ces systèmes répondent non seulement aux exigences d'application dans l'instrumentation de sécurité, mais assurent également une efficacité plus élevée de fonctionnement en les intégrant avec Centum VP CMS. ProSafe-RS utilise l'architecture Centum VP dans ses technologies de base. Pour cette raison, nous pouvons nous attendre aux avantages suivants :

Les concepts de bases comme les plateformes informatisées et les méthodes d'entretien peuvent être partagés avec CENTUM VP. En effet, le raccordement par Vnet/IP est possible, et la construction du système ainsi que la conception de l'interface sont rendues plus simples.

ProSafe-RS est équipé de fonctions pour être 'intégré avec CENTUM VP, fournissant ainsi une interface de communication pour accéder à SCS (Contrôleur ProSafe-RS) ou ProSafe-RS par Vnet/IP d'OIS et FCS de CENTUM VP. [4]

1.3.3. Avantages de l'ICSS :

L'utilisation d'un ICSS simplifie les interfaces entre les systèmes. Il fournit un seul point de responsabilité pour l'approvisionnement et permet le contrôle du processus, la surveillance des machines et la protection des équipements du système de sécurité. la partie sécurité *Off-site* est assuré par le système SCADA.

Chaque branche peut être contrôlée, surveillée et activée au départ d'une console opérateur située dans le CCR. Le poste de travail peut être utilisé pour contrôler et surveiller.

L'architecture CMS est conçue pour que le CCR ait une seule base de données pour toute zone de la salle locale des équipements d'instrumentation (LIER).

L'ingénierie sera effectuée au départ de la salle CCR. Tous les domaines sont raccordés avec les commutateurs à 3 couches pour surveiller les labels et les graphiques entre domaines.

1.3.4. Composition du système ICSS :

1.3.4.1. Système de contrôle distribué DCS (Distributed Control System) [4]

❖ Définition du DCS :

Comme nous l'avons défini précédemment, le DCS, Système de Contrôle Distribué, appelé aussi le SNCC, Système Numérique de Contrôle Commande, est un ensemble d'équipements (matériels et logiciels) permettant la régulation et le contrôle ainsi que la supervision d'un procédé industriel, dans lequel les éléments de contrôle ne sont pas centralisés mais distribués à travers un système et/ou des sous-systèmes.

Le système de contrôle est normalement lié par un réseau de communication à travers lequel les contrôleurs peuvent échanger l'information et interagir entre les composants de chaque sous-système.

Le terme DCS est toujours utilisé comme l'abréviation anglaise. Des fabricants ont cependant modifié l'interprétation du « D » pour qu'il signifie par exemple : « Digital Control System » ou « Decentralized Control System ».

❖ Les composants du DCS :

Un système de contrôle commande DCS est obligatoirement associé à des contrôleurs et des ordinateurs industriels qui permettent la visualisation et le contrôle de toutes les installations d'un site pétrolier.

Un tel système est associé aux éléments suivants :

- Les Contrôleurs / Ordinateurs spécialisées. (Automates DCS)

Comme les PLC (Programmable Logic Controller), qui sont souvent utilisés dans les installations, les automates DCS ont :

- Un contrôleur qui est l'ordinateur proprement dit,
- Une alimentation,
- Une (ou plusieurs) cartes de communication par réseau de terrain,
- Une (ou plusieurs) cartes de communication par réseau avec des ordinateurs,
- Une (ou plusieurs) cartes de communication par liaison série RS232 ou RS422 / RS485,

- Des cartes d'entrées / sorties classiques (entrées analogiques, sorties analogiques, entrées logiques, sorties logiques).
- Une embase (RACK)



Figure 8: Automates DCS (Digital Control System)

- Les modules d'entrées/sorties déportées

Des API ou micro-API programmables, qui permettent d'associer toute l'instrumentation en réseau avec un DCS, induisant également un gain de temps de câblage considérable. Ils peuvent être conçus soit en version standard ou en version zones à risque Ex.

Ils sont souvent associés avec le protocole de communication HART (Highway Adressable RemoteTransducer). Ceci permet de changer les paramètres des capteurs/transmetteurs à distance ou alors de diagnostiquer des capteurs à distance en cas de panne.

- Les serveurs :



Figure 9: Photo d'un serveur

Ce sont des PC industriels hautement performants généralement situés dans les locaux techniques de l'instrumentation et à l'intérieur d'armoires métalliques (Rack Mounted).

Ils ont pour fonction de stocker toutes les historiques, toutes les alarmes, tous les programmes du DCS, toutes les vues synoptiques. Ils gèrent donc tous les OIS (Operator Interface Station OIS) ainsi que les EWS (Engineering work station).

Ils sont entièrement redondants et reliés aux cartes microprocesseurs de chaque contrôleur du système DCS à l'aide de leur carte réseau (utilisant l'adresse « mac » afin d'éviter des conflits avec d'autres cartes).

Normalement, ils sont configurés en Maître /Esclave, ce qui permet de garantir le contrôle en cas de panne du serveur maître ; l'esclave prend le relai. Chacun possède un double disque dur de technologie Raid « chaîne redondante de disques Indépendants », positionné en miroir, ils permettent, dans le cas où un disque dur tombe en panne, l'autre prend le relais. On peut les changer à chaud ou à froid.

- Les stations opérateurs (Operator Interface Station OIS) :



Figure 10: Les stations opérateurs

Ce sont les ordinateurs qui font l'interface HMI (Human Machine Interface) dont l'accès n'est possible que pour les vues synoptiques, listing d'alarmes, historiques, boucles de régulation avec « face plate » des régulateurs etc....

Les OIS clients se trouvent généralement en salle de contrôle. Ils sont interconnectés sur un réseau Ethernet associé au système DCS. Les OIS clients viennent chercher toutes les informations nécessaires à leur fonctionnement sur le serveur maître. D'autre part, si le serveur maître tombe en panne, ils basculent automatiquement sur le serveur esclave et il y a une interruption (momentanée) des vues synoptiques et de toutes les informations associées pendant le basculement.

- Les Stations d'Ingénieurs (Engineering Work Station EWS)

Ils ont la même particularité que les OIS client, sauf que pour les EWS, il est possible d'effectuer des modifications ou des projets complets à partir de ce poste.

L'EWS va permettre de compiler et de charger toutes les modifications dans chacun des serveurs associés. C'est un PC de configuration qui va permettre de modifier des programmes, d'ajouter des vues synoptiques, etc....

- Différence entre DCS (Digital Control System) et PLC (Programmable Logic Controller) :

Les cycles de scrutation sont généralement plus rapides sur un DCS que sur un PLC, ce qui permet le traitement d'un plus grand nombre des entrées/sorties logiques/analogiques.

Un système DCS a, par définition, une HMI. Il est donc destiné aux réglages de boucles de régulation, aux enregistrements de toutes les mesures, ainsi que la surveillance de tous les paramètres nécessaires au procédé.

Généralement, les PLC sont fournis sans système de supervision (SCADA) dans la configuration de base, alors que les DCS sont fournis avec leur superviseur dédié.

❖ Le DCS et son réseau :

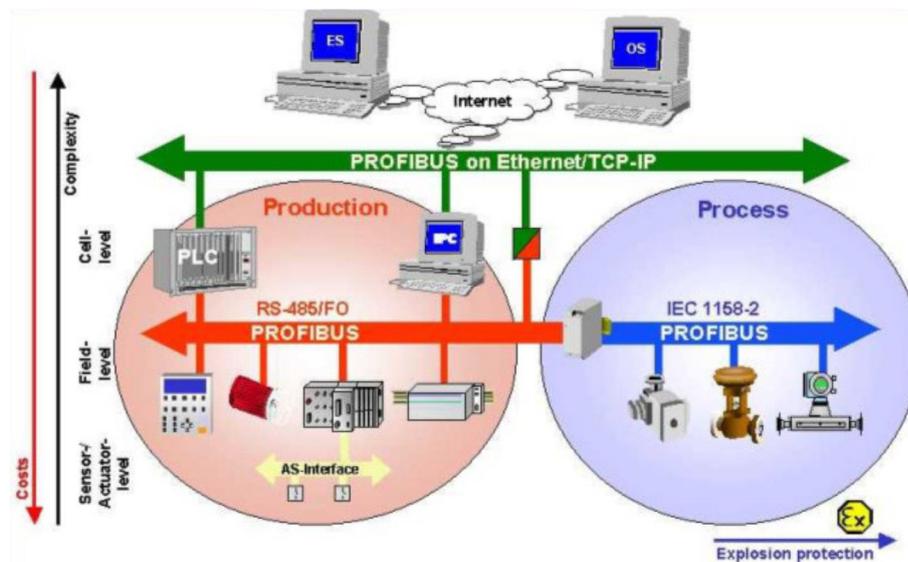


Figure 11: Image du réseau DCS

Les DCS sont généralement câblés tout en réseau industriel et informatique.

- **LE NIVEAU ETHERNET** : Les systèmes DCS communiquent en réseau ETHERNET (TCP/IP) avec les ordinateurs servant aux opérateurs (Operating System). Tout cela en communiquant par l'intermédiaire de passerelles et de cartes réseaux.

- **LE NIVEAU RESEAU DE TERRAIN** : Les capteurs transmetteurs et les actionneurs sont associés à des bus de terrain.

❖ Avantage du DCS :

- Il possède une interface opérateur très évoluée (graphiques, historiques, alarmes, paramètres) ;
- Il permet des réglages aisés des paramètres de contrôle ;
- Il permet la configuration de blocs pré-programmés ;
- Il utilise des langages de programmation évolués pour des algorithmes spécialisés ;

- Il fait une programmation de contrôle séquentiel.
- ❖ Inconvénient :
 - Il est très coûteux ;
 - Il demande beaucoup de travail de développement et de conception ;
 - Il reste assez complexe ;
 - Il est généralement applicable pour de larges procédés.

1.3.4.2. Système de protection SGS (Safe Guarding System) [5]

Le système de protection SGS fourni pour ce projet, est le système de commande de sécurité YOKOGAWA PROSAFE-RS. PROSAFE- RS est un système SIL-3 (niveau de sécurité intégrée) certifié par TUV conformément à la norme IEC61508 sachant que SIL-4 est le niveau d'intégrité le plus élevé.

Le système SGS contient 19 contrôleurs dans les installations de traitement central distribués dans différents LIER, conformément aux critères du projet. Chaque contrôleur de sécurité est capable de surveiller et de contrôler le procédé, indépendamment des signaux d'échange câblés entre les déclenchements pour un arrêt de toute l'usine.

Il est aussi muni d'une console câblée. Des boutons poussoirs d'arrêt d'urgence existent au niveau de la salle de contrôle.

❖ Hiérarchie d'arrêt de l'usine (Emergency Shut Down)

Le système d'arrêt d'urgence (ESD) est conçu pour minimiser les conséquences des situations d'urgence, généralement liées à des inondations incontrôlées, fuite d'hydrocarbures, ou un début d'incendie des hydrocarbures. Tout cela peut provoquer un désastre surtout dans des zones vulnérables.

Suite aux catastrophes déjà survenues dans d'autres sites : explosion, incendie ou même attaques terroristes, le système d'arrêt d'urgence s'est développé pour devenir aussi performant que possible.

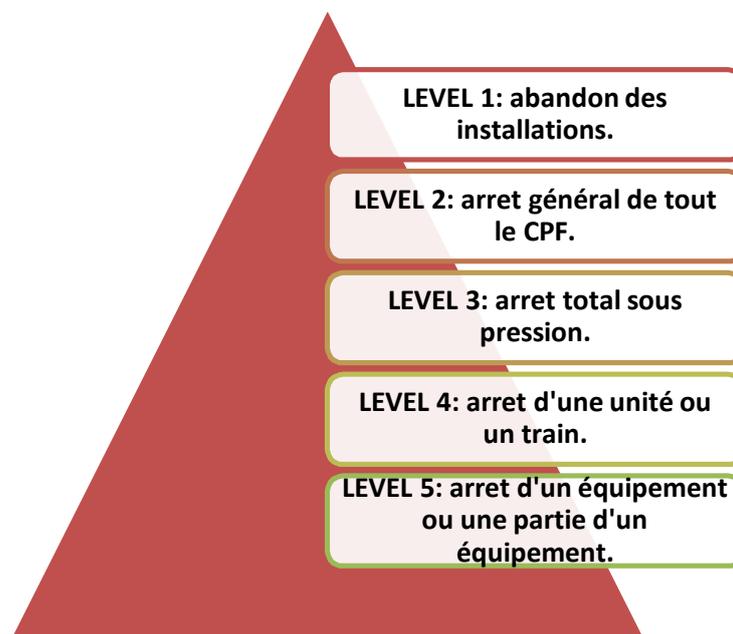
– Actions typiques d'un système d'arrêt d'urgence :

Le système d'arrêt d'urgence permet de réaliser plusieurs fonctions parmi ces fonctions, nous pouvons citer :

- Arrêt de tout le système, d'une partie et où des équipements.

- Isolation des stocks d'hydrocarbures.
 - Isolation des équipements électriques.
 - Arrêt de l'écoulement d'hydrocarbures.
 - Fermeture des puits et des FGS.
 - Dépressurisation de l'installation.
 - Contrôle de la ventilation d'urgence
 - Fermeture des portes étanches et portes coupe-feu.
- La hiérarchie de l'ESD :

Cette pyramide illustre les 5 niveaux d'arrêt d'urgence.



- Arrêt de niveau 1 (abandon des installations) :

Un arrêt de niveau 1 est une initiation manuelle d'un isolement de toutes les alimentations principales vers l'installation de traitement centrale et IB et l'arrêt total et la dépressurisation automatique de l'installation de traitement centrale. Cette action s'effectue à l'aide d'un bouton-poussoir installé sur la console de la salle de commande centrale.

- Arrêt de niveau 2

Un arrêt de niveau 2 est classé comme « Arrêt d'urgence (ESD) de niveau 2 » et un « Arrêt d'urgence d'incendie confirmé de niveau 2 ».

- Arrêt d'urgence (ESD) de niveau 2 :c'est l'initiation d'un arrêt total (sauf le système d'azote et d'eau de source) et une dépressurisation automatique de

l'installation centrale de traitement. L'initiation d'un arrêt d'urgence de niveau 2 est une action manuelle de l'opérateur en cas d'urgence (ou en cascade d'un arrêt de niveau 1) où l'opérateur pense qu'une intervention manuelle est nécessaire pour empêcher ou mitiger un événement dangereux.

- Arrêt d'urgence de niveau 2 d'incendie confirmé (incendie de niveau 2) : est l'initiation automatique d'un arrêt total (sauf le système d'azote et d'eau de source) et une dépressurisation automatique de l'installation de traitement centrale. Après détection d'un incendie confirmé dans une zone d'incendie, le système de F&G (incendie et gaz) isole les prises de soudure électrique et les prises électriques dans l'installation de traitement centrale, met en marche la pompe d'eau d'incendie, initie le CO₂ ou le déluge, selon le besoin, et envoi aussi des inter-déclenchements de niveau 2 aux SGS respectifs. Dans chaque LIER, ces signaux sont saisis comme marqueurs communs, alors que les actions d'exécution sont les mêmes.
- Arrêt de niveau 3 (PSD) L'arrêt de niveau 3 est l'initiation d'un arrêt total sous pression (sauf air pour instruments, système d'azote et d'eau de source) et une dépressurisation automatique de l'installation de traitement centrale.

L'arrêt sous pression (PSD) est lancé par les causes suivantes :

- Perte d'alimentation électrique principale.
 - Gaz confirmé dans une des zones d'incendie.
 - Bouton poussoir dans la salle de commande centrale et divers emplacements de l'installation de traitement centrale (au nombre de 7).
 - Pression très basse du réservoir d'air pour instruments.
 - Pression très basse du gaz combustible de pétrole liquéfié – niveau très haut du séparateur de torche HP et de torche BP.
- Arrêt de niveau 4 (unité/train) : C'est un arrêt de l'unité ou train qui est lancé par une des causes suivantes :
- Transfert d'arrêt de niveau 3.
 - PB de groupe manuel.
 - Condition de procédé anormale dans l'UNITÉ.
 - Niveau de liquide très haut dans un des séparateurs à torche suivants :

- Train de pétrole 1 et train de pétrole2 lance un arrêt du train de pétrole et de condensat 1 et 2 respectivement.
- Une torche AP lance un arrêt du système de reprise de condensat de pétrole brut.
- La torche de GNL(LGN) lance un arrêt de l'unité de LGN.
- La torche HP/LT lance un arrêt du système d'IGC, du système de RGC et du réservoir de stockage de GPL.
 - Un niveau très élevé du réservoir tampon de gaz combustible HP arrête le compresseur de gaz d'injection et le compresseur de gaz de résidus.
 - Une pression très élevée du réservoir tampon de gaz combustible HP arrête le compresseur de gaz d'injection et le compresseur de gaz de résidus.
- Arrêt d'équipement de niveau 5 : Il est lancé par des conditions anormales du procédé dans l'équipement et isole chaque équipement ou arrête partiellement le train.

❖ Vote

Pour les détecteurs cruciaux basés sur les méthodes d'analyse des risques (HAZOP) et les évaluations SIL, le vote utilisé est 1002, 2002 OU 1003. Le vote avec la philosophie de dégradation suivante est adopté.

- Système de vote 1002 :

Tableau 4: Système de vote 1002

Capteur/émetteur (1)	Capteur/émetteur (2)	action
En bon état	En bon état	
En bon état	Alarme	
En bon état	Défaillant	
En bon état	Isolé	
Alarme	Alarme	
Alarme	Défaillant	
Alarme	Isolé	
Défaillant	Isolé	
Défaillant	Défaillant	

- Système de vote 2002 :

Tableau 5: Système de vote 2002

Capteur/émetteur (1)	Capteur/émetteur(2)	action
En bon état	En bon état	

En bon état	Alarme	
En bon état	Défaillant	
En bon état	Isolé	
Alarme	Alarme	
Alarme	Défaillant	
Alarme	Isolé	
Défaillant	Isolé	
Défaillant	Défaillant	

– Système de vote 2003:

Tableau 6: Système de vote 2003

Capteur/émetteur (1)	Capteur/émetteur (2)	Capteur/émetteur (3)	action
En bon état	En bon état	En bon état	
Alarme	En bon état	En bon état	
Isolé	En bon état	En bon état	
Défaillant	En bon état	En bon état	
Alarme	Alarme	En bon état	
Isolé	Alarme	En bon état	
Défaillant	Alarme	En bon état	
Isolé	Défaillant	En bon état	
Défaillant	Défaillant	En bon état	
Isolé	Alarme	Alarme	
Défaillant	Défaillant	Alarme	
Isolé	Défaillant	Alarme	
Isolé	Défaillant	Défaillant	

Légende :	
Vert→ pas de déclenchement du système	
Rouge→ déclenchement du système	

❖ Validation des mesures

Pour fournir des informations et des alarmes à l'opérateur, les transmetteurs de CMS et de SGS sont comparés et validés pour être dans les limites spécifiées des valeurs moyennes mobiles de chacun. Ceci est traité par le bloc fonctionnel dans le système de CMS.

Le bloc fonctionnel du CMS se compose de deux portions secondaires.

- Portion de validation : Elle vérifie la validité de la valeur du transmetteur.
- Portion de comparaison : La comparaison est réalisée par le calcul CUSUM.

Des déviations entre les valeurs des deux transmetteurs, au-dessus de la valeur de référence, sont continuellement accumulées et quand la valeur accumulée (valeur CUSUM) dépasse une certaine limite, une alarme est déclenchée.

En cas de différence au-delà de la limite prédéterminée, les alarmes sont déclenchées pour permettre à l'opérateur d'identifier le transmetteur fautif et de faire les réparations nécessaires. Cette alarme de déviation n'empêche pas l'action de déclenchement prévue du transmetteur.

Concept de pré-alarme – Dans le cas où un transmetteur est utilisé pour des arrêts liés au SGS sans un transmetteur de procédé correspondant câblé au CMS, les valeurs de procédés sont transférées au CMS en créant un point miroir dans le CMS et toutes les pré-alarmes sont générées par ce point. Toutes les pré-alarmes sont générées par le CMS et affichées sur l'OIS.

1.3.4.3. Système d'incendie et de gaz F&G (Fire & Gas system) [6]

L'objet du système de détection d'incendie et de gaz est de fournir un avertissement précoce des décharges de gaz ou d'incendie dans l'installation de traitement centrale. Ceci permet de prendre les mesures de réduction des risques suivantes :

Quand une détection d'incendie ou de gaz est confirmée (2ooN), le système alerte automatiquement tout le personnel par l'intermédiaire du système d'annonce par haut-parleur d'alarme générale (PAGA). Ceci cause un arrêt du travail et une évacuation de tout le personnel dans la zone, réduisant ainsi les possibilités d'accident mortel.

Quand une détection d'incendie est confirmée (2ooN) sur certains groupes mécanique, (par exemple une turbine à gaz ou un moteur à combustion interne), le système lance les alarmes locales de pré-décharge et le déclenchement du système d'extincteurs.

Quand une détection d'incendie ou de gaz est confirmée dans la zone de procédé de l'installation de traitement centrale, le SGS de l'ICSS lance automatiquement une action d'exécution. Cette action isole les inventaires d'hydrocarbures et isole l'équipement électrique et les prises de courant électrique d'utilités dans la zone affectée. Ceci limite l'alimentation de carburant aux incendies possibles et réduit la probabilité d'allumage des gaz détectés.

Les systèmes principaux d'incendie et de gaz dans l'installation centrale de traitement sont divisés dans les systèmes de F&G en fonction de l'emplacement physique.

– Détecteurs de F&G

Détection d'incendie : Les fonctions de détection d'incendies sont continuellement en service et permettent de les localiser dès leur commencement, minimisant ainsi les risques pour les personnes, l'environnement et les équipements. La détection d'incendie est accomplie en utilisant des détecteurs de chaleur, des détecteurs de flamme et des détecteurs optiques de fumée.

Des postes de détecteurs de chaleur et de détecteurs de flammes sont utilisés dans les zones de procédés. Des détecteurs de fumée optiques sont utilisés dans les bâtiments.

Détection de gaz : La fonction de détection de gaz inflammables surveille continuellement et détecte des gaz inflammables à tous les endroits où ils sont les plus aptes à s'accumuler. La détection des gaz est accomplie en utilisant des postes de détecteurs de gaz IR et des détecteurs à rayon IR LOS (passage ouvert).

Les détecteurs de F&G, les boutons poussoirs sont câblés aux armoires de F&G dans les LIER respectifs en fonction de l'emplacement du détecteur et du PB. Les détecteurs de F&G connectés au système de F&G sont en logique de vote. En votant, ces détecteurs lancent des alarmes confirmées d'incendie ou de gaz si les détecteurs 200N sont en état d'alarme. Les conditions d'alarme de détecteurs spécifiques sont listées dans les tableaux :3,4 et 5 de paramètres d'alarme.

Les détecteurs de gaz et de flammes sont compatibles à HART.

❖ Points de consigne d'alarme pour les détecteurs de F&G

Les différents détecteurs de l'installation d'El Merk ont des points de consignes pour les alarmes qui sont résumés dans le tableau 7.

Tableau 7: Paramètres d'alarme générale

TYPE DE DÉTECTEUR	ZONE	ALARME HAUT	ALARME TRÈS HAUT
Détecteur de chaleur - RC	Procédé	S/O	107 °C
Détecteur de chaleur - RC	Salle de batteries	S/O	60 °C
Détecteur de chaleur - RR	Bâtiment de laboratoire	S/O	8 °C/min
Détecteur de chaleur - F	Salle de commande centrale	S/O	65 °C
Détecteur de chaleur - LHS	Procédé	S/O	105 °C
Détecteur de chaleur - LHS	Zone de cave de câbles	S/O	88 °C
Détecteur de chaleur - RC	Abri de transformateur	S/O	107 °C
Détecteur de gaz - IR	Procédé	LIE de 20 %	LIE de 40 %
Détecteur de gaz - IR	Salle de HVAC	LIE de 20 %	LIE de 40 %
Détecteur de gaz - LOS	Procédé	1 LIE-M (LIE 20 %)	2 LIE-M (LIE 40 %)
Détecteur de gaz -H2	Salle de batteries	LIE de 20 %	LIE de 40 %
Détecteur de flamme (UV/IR)	Procédé	S/O	19 mA

❖ Système de déluge

- Le projet El Merk a 2 types de système de déluge :
 - Déluge d'eau.
 - Déluge de mousse.
- Les systèmes à vannes de déluge ont pour objet de fournir de grandes quantités d'eau sur une grande surface dans un temps relativement court. L'activation du système de déluge est manuelle ou automatique.
- Pour ce projet, les types suivants de vanne de déluge sont fournis :
 - Vanne de déluge simple.
 - Vanne de déluge double.
 - Vanne de déluge à mousse.

Exploitation du système de déluge :

- Activation manuelle

Les vannes de déluge peuvent être actionnées manuellement soit par un bouton poussoir au niveau de la chambre de commande centrale, soit un bouton poussoir situé sur le bâti de vanne de déluge.

– Activation automatique

Une détection d'incendie confirmée active le fonctionnement automatique de la vanne de déluge.

– Système de bouchon fusible :

Des boucles/bouchons fusibles d'air pour instrument sont fournis pour détecter un incendie près de l'équipement protégé. Quand les éléments fusibles fondent à cause de la chaleur d'un incendie, l'air est libéré du système de commande de vanne de déluge et ouvre la vanne en conséquence. Les bouchons fusibles ont un point de fusion qui est de 180 °C.

❖ Système de CO₂ pour bâtiment

Les systèmes de noyage total éteignent les incendies en déchargeant rapidement du CO₂ dans un volume enclos pour créer une atmosphère appauvrie fortement en oxygène, qui est incapable de soutenir de la combustion.

Interface du système de HVAC

- Le système de F&G a les actions / interfaces suivantes avec le système de HVAC.
- Le registre d'admission d'air frais de HVAC est fermé en cas de détection confirmée d'incendie.
- Le système de HVAC est arrêté en cas de détection d'incendie confirmée.
- Le système de HVAC est arrêté en cas de décharge de CO₂.
- Le ventilateur de secours de la salle de batteries est mis en marche en cas de détection de gaz de niveau 1.

❖ Interface de SGS et F&G

Il y'a une interaction entre le système d'incendie et de gaz et le système de protection. Ce dernier représente un automate qui donne des ordres d'exécution des mesures de protection tel que le système d'arrêt d'urgence ESD et activer les systèmes F&G avec ses différents compartiments.

Tableau 8: Les actions émises par le SGS lors du déclenchement de F&G

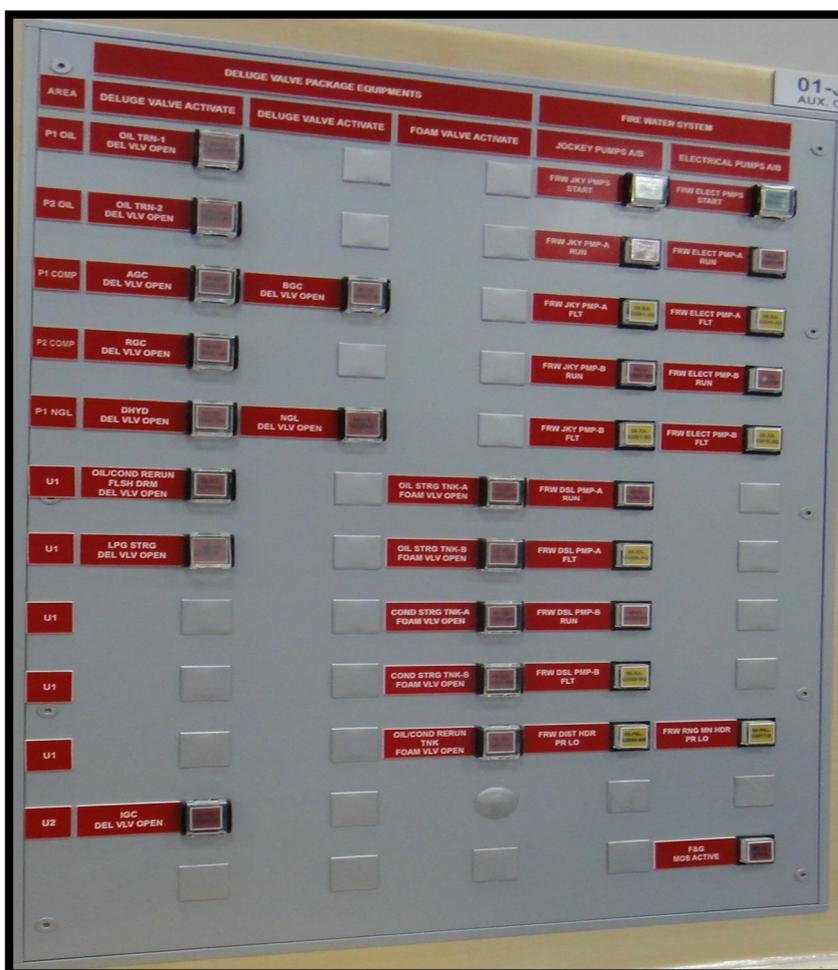
INITIATEURS	ACTIONS D'EXÉCUTION
INCENDIE CONFIRMÉ ZONE 101	Lancement d'arrêt de niveau 2
INCENDIE CONFIRMÉ ZONE 101	Lancement d'arrêt de niveau 2
INCENDIE CONFIRMÉ ZONE 301	Lancement d'arrêt de niveau 2
INCENDIE CONFIRMÉ ZONE 302	Lancement d'arrêt de niveau 2
INCENDIE CONFIRMÉ ZONE 401	Lancement d'arrêt de niveau 2
INCENDIE CONFIRMÉ ZONE 501	Lancement d'arrêt de niveau 2
INCENDIE CONFIRMÉ ZONE 502	Lancement d'arrêt de niveau 2
INCENDIE CONFIRMÉ ZONE 503	Lancement d'arrêt de niveau 2
INCENDIE CONFIRMÉ ZONE 601	Lancement d'arrêt de niveau 2
INCENDIE CONFIRMÉ ZONE 602	Lancement d'arrêt de niveau 2
INCENDIE CONFIRMÉ ZONE 603	Lancement d'arrêt de niveau 2
INCENDIE CONFIRMÉ ZONE 701	Lancement d'arrêt de niveau 2

Tableau 9: Les actions émises par le SGS lors du déclenchement du F&G.

INITIATEURS	ACTIONS D'EXÉCUTION
INCENDIE CONFIRMÉ LIER U1	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ LEER U1	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ LIER PÉTROLE P1	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ LEER PÉTROLE P1	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ LIER PÉTROLE P2	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ LEER PÉTROLE P2	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ LIER COMP P1	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ LEER COMP P1	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ LIER LGN P1	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ LEER LGN P1	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ LIER COMP P2	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ LEER COMP P2	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ LIER U2	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ LEER U2	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ DANS UNE ZONE SANS PURGE	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ SB1	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ DANS BÂTIMENT DE SALLE DE COMMANDE CENTRALE	Lancement d'arrêt de niveau 3
INCENDIE CONFIRMÉ DANS BÂTIMENT DE LABORATOIRE	L'alimentation électrique du bâtiment du laboratoire est isolée quand le système d'arrosage est en marche

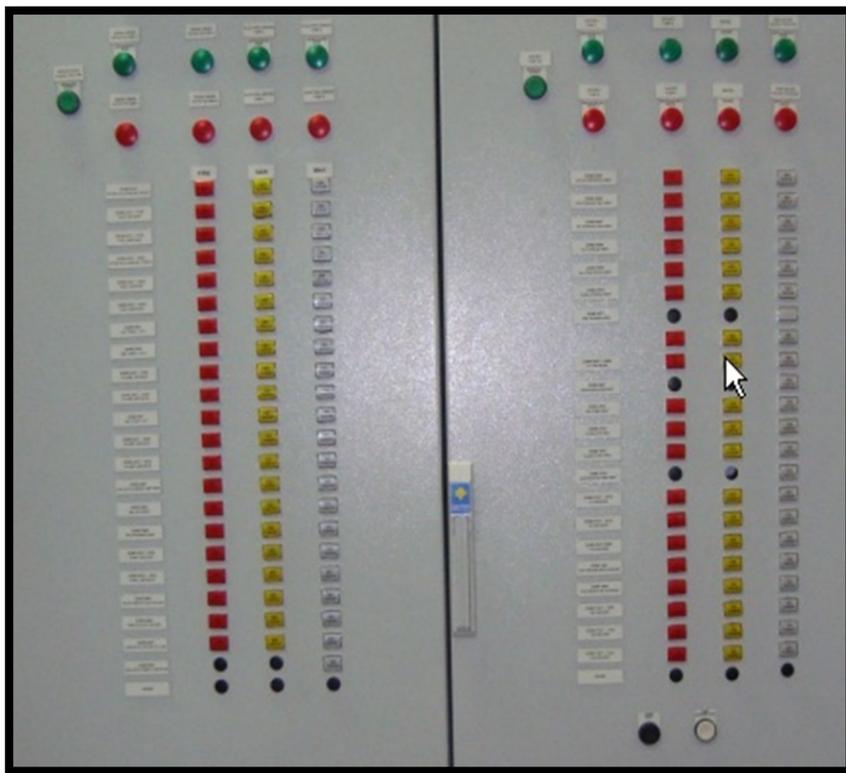
Tableau 10: Les actions émises par le SGS lors du déclenchement du F&G.

INITIATEURS	ACTIONS D'EXÉCUTION
ProGAZ CONFIRMÉ DANS LE BÂTIMENT ET LE PROCÉDÉ DE PÉTROLE P1	Lancement d'arrêt de niveau 3
GAZ CONFIRMÉ DANS LE BÂTIMENT ET LE PROCÉDÉ DE PÉTROLE P2	Lancement d'arrêt de niveau 3
GAZ CONFIRMÉ DANS LE BÂTIMENT ET LE PROCÉDÉ DE COMP P1	Lancement d'arrêt de niveau 3
GAZ CONFIRMÉ DANS LE BÂTIMENT ET LE PROCÉDÉ DE COMP P2	Lancement d'arrêt de niveau 3
GAZ CONFIRMÉ DANS LE BÂTIMENT ET LE PROCÉDÉ DE LGN P1	Lancement d'arrêt de niveau 3
GAZ CONFIRMÉ DANS LE BÂTIMENT ET LE PROCÉDÉ DE U1	Lancement d'arrêt de niveau 3
GAZ CONFIRMÉ DANS LE BÂTIMENT ET LE PROCÉDÉ DE U2	Lancement d'arrêt de niveau 3
GAZ CONFIRMÉ DANS LE BÂTIMENT ET LE PROCÉDÉ DE SB1	Lancement d'arrêt de niveau 3



Comme décrit dans les sections précédentes, l'indication et l'activation de la décharge de déluge et de la décharge de CO2 sont disponibles sur l'armoire auxiliaire dans la salle de commande centrale.

Figure 12: Armoire de matériaux (zone de procédé de F&G)[Groupement Berkine]



Une activation confirmée d'incendie et de gaz et MAC activé dans chaque zone est transférée aux armoires de matrice situées dans le bâtiment de sécurité et à la porte de sécurité. Comme indiqué dans la section précédente, la pompe d'eau d'incendie peut être mise en marche à partir de la salle de commande centrale et du bâtiment de sécurité. L'indication de fonctionnement et d'indication est également disponible dans l'armoire de matrice située dans le bâtiment de sécurité.

Figure 13: Alarme au niveau de la salle de contrôle [Groupement Berkine]

1.4 Etude de risques

Pour faire une étude de risque d'une installation nous devons suivre le processus décrit dans le schéma ci-dessus :

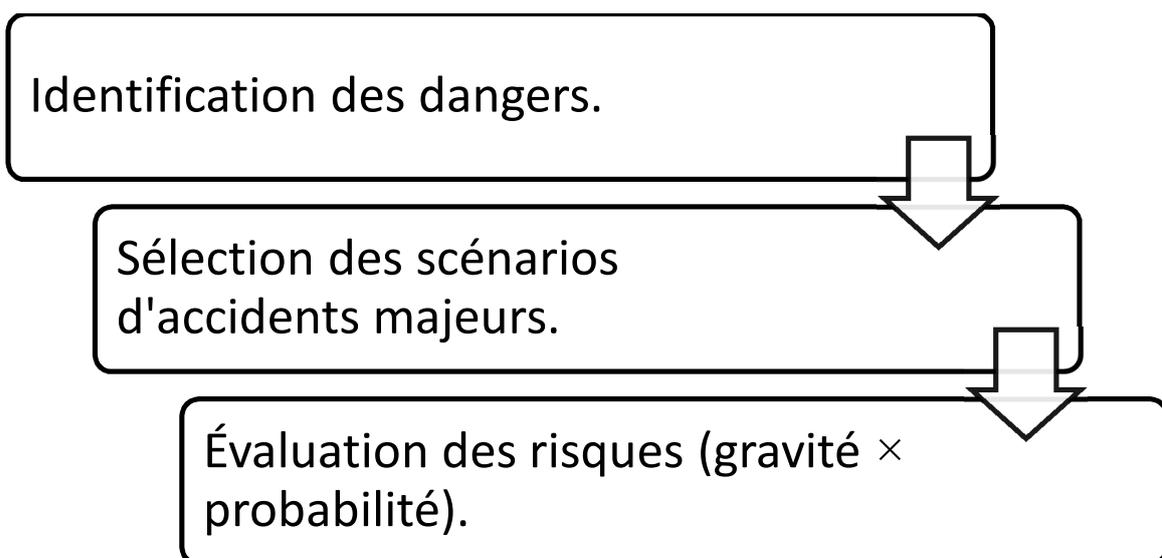


Figure 14: Processus d'analyse de risque

Pour faire une étude risque de toute l'installation, nous devons employer des méthodes d'analyse de risques, parmi ces méthodes nous avons choisi d'utiliser la méthode HAZID suivi de la méthode HAZOP.

1.4.1. Etude HAZID [7]

L'étude HAZard IDentification (HAZID) est définie comme étant une méthode :

- structurée,
- basée sur des mots clés pour l'identification et l'analyse des risques,
- permettant une identification documentée, rapide et fiables des dangers sur un site.

Son objectif est d'attirer l'attention sur les sujets suivants :

- Impact des unités sur leur environnement.
- Impact de l'environnement sur les unités.
- Dangers courants.

L'étude HAZID conjugue à la fois l'identification des risques et leurs analyses.

L'étude HAZID fournit une appréciation du potentiel de danger d'une installation industrielle où des substances dangereuses sont utilisées. Elle renseigne donc les sections sur lesquelles une analyse approfondie des risques devra être conduite. Parmi les techniques potentiellement utilisées pour l'analyse approfondie on peut citer, entre autres, l'étude HAZOP.

La figure ci-dessous illustre le tableau qui est utilisé dans l'étude HAZID.

Dangers	Causes	Conséquences	Protection / prévention	Actions / recommandations

Figure 15: Exemple de tableau utilisé lors de l'étude HAZID.

1.4.2. Etude HAZOP [8]

La méthode HAZard OPerability HAZOP est un outil formalisé, systémique et semi-empirique utilisé et développé pour analyser les risques potentiels associés à l'exploitation d'une installation industrielle.

Considérant de manière systématique les dérives des paramètres d'une installation en vue d'identifier les causes et les conséquences, cette méthode est particulièrement utile pour l'examen de systèmes thermo-hydrauliques, pour lesquels des paramètres comme le débit, la température, la pression, le niveau et la concentration sont particulièrement importants pour la sécurité.

De par sa nature, cette méthode requiert notamment l'examen de schémas et plans de circulation des fluides ou schémas P&ID (Piping and Instrumentation Diagram).

❖ Principe de la méthode :

Elle identifie les problèmes qui représentent un risque pour le personnel, l'environnement, les équipements et empêche le bon fonctionnement des installations.

L'étude HAZOP est une technique qualitative basée sur les mots guide et nécessite une équipe pluridisciplinaire autour d'une série de réunions.

La figure ci-dessous nous montre un exemple de tableau HAZOP utilisé :

Déviation:					
Causes	Conséquences	Détection	Mesures existantes	Recommandations	Observations

Figure 16: Tableau utilisé lors de l'étude HAZOP

La démarche à suivre pour mener une étude HAZOP est résumé dans la figure ci-dessous.

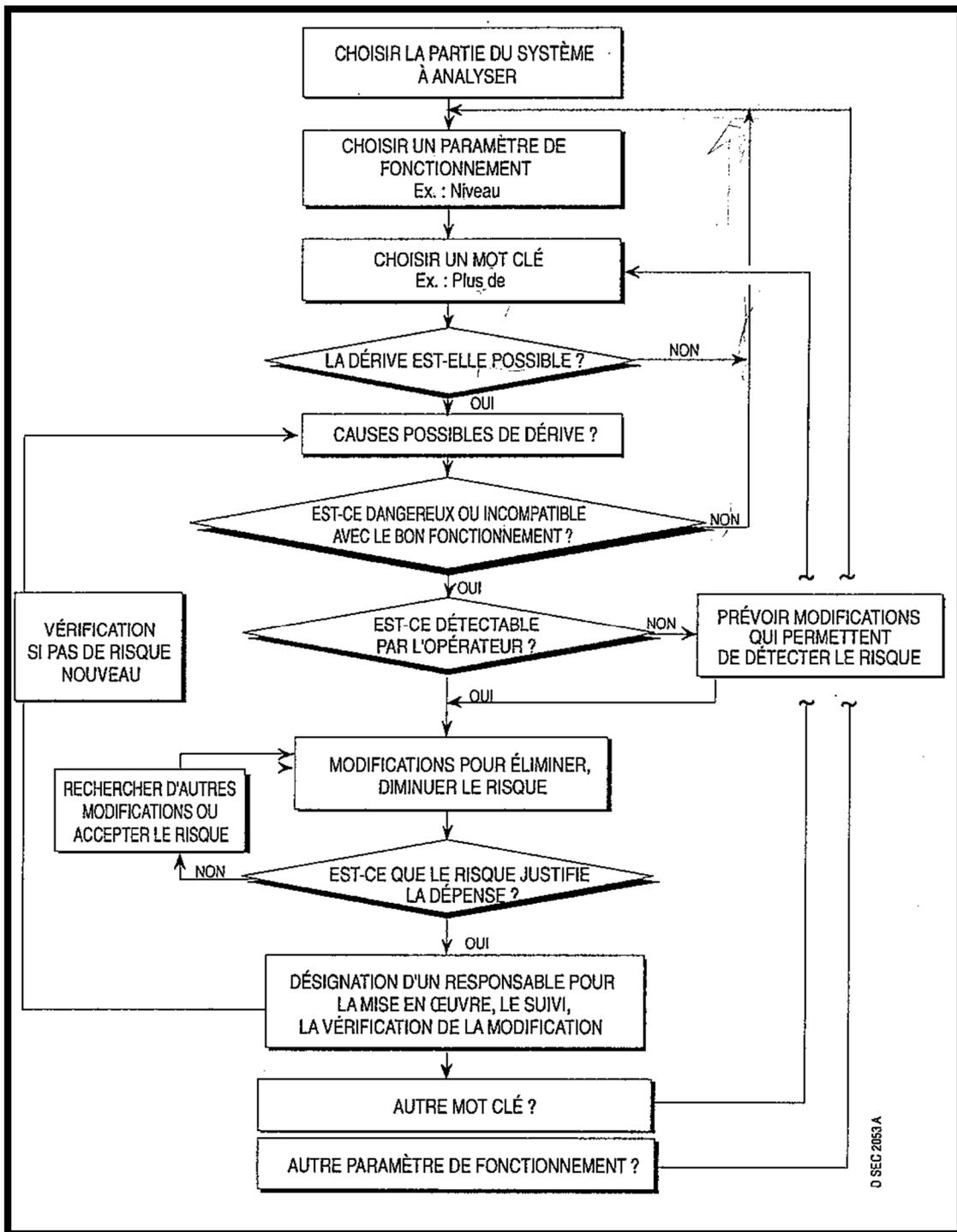


Figure 17: Organigramme de la démarche HAZOP.

❖ Différence entre l'étude HAZOP est l'étude HAZID :

Une étude HAZOP est basée sur l'examen de la réponse du process à une déviation anormale des paramètres (elle examine ce qui se passe dans le process), alors que l'étude HAZID prend principalement en compte les dangers hors process et ceux associés à des rejets non contrôlés du process (elle examine ce qui peut arriver en plus du process).

2. Partie pratique

Après avoir établi les principes et le cadre théorique des outils dont nous avons besoin, nous mettons en pratique cela dans le but de ressortir avec de solutions au problème posé.

Avant d'entamer l'étude du système ICSS, nous ferons une analyse des risques de toute l'installation pour déterminer l'équipement le plus vulnérable.

Ensuite l'étude du système ICSS se divise en deux parties :

- ❖ la partie contrôle qui traite de l'étude d'une boucle de régulation.
- ❖ la partie réponse du système de sécurité.

2.1. Etude HAZID

L'étude HAZID fournit une appréciation du potentiel de danger d'une installation industrielle où des substances dangereuses sont utilisées. Elle renseigne donc les sections sur lesquelles une analyse approfondie des risques devra être conduite. Parmi les techniques potentiellement utilisées pour l'analyse approfondie on peut citer, entre autres, l'étude HAZOP.

Tout d'abord, avant de commencer notre étude HAZID, nous devons diviser notre installation en zones pour faciliter l'évaluation de notre étude.

L'identification des dangers permet dans un second temps de dégager des scénarii d'accidents majeurs/graves impliquant les substances dangereuses.

L'identification des dangers est complétée par le recensement des moyens de prévention et de protection assurant la maîtrise du procédé.

Le tableau qui liste les différentes zones à étudier est représenté en annexe A.

Le tableau suivant définit les différentes zones à étudier.

Notre étude HAZID est résumée dans un tableau qui est mis en annexe B, par la suite nous allons exploiter cette étude pour faire une évaluation des risques.

Les scénarios suivants ont été retenus pour faire l'objet d'une évaluation supplémentaire.

La liste qui répertorie un ensemble représentatif de scénarii d'accident majeur susceptibles de se produire sur le site d'El Merk est introduite en annexe C.

2.2. Evaluation des risques

L'évaluation des risques implique de comparer les conséquences d'un danger et la probabilité qu'il se produise. Les risques vont être comparés dans une matrice de risques.

Les scénarios d'accidents majeurs ont été placés sur une matrice de risque en tenant compte de l'évaluation de la classification des conséquences (gravité) ainsi que de la probabilité d'occurrence d'un accident majeur potentiel.

Tableau 11: Grille de niveau de gravité "G" [9]

Niveau de gravité		Description des conséquences
6	Plusieurs morts	Morts accidentelles > 100
5	Catastrophique	Plusieurs morts accidentelles parmi le personnel et la population. (De 11 à 100 morts accidentelles).
4	Extrêmement grave	Morts accidentels parmi le personnel, blessures graves parmi la population (incapacité permanente ou défiguration). (De 1 à 10 morts accidentelles).
3	Majeur	Blessures graves parmi le personnel (incapacité permanentes). Blessures parmi la population (non permanentes).
2	Grave	Blessures importantes parmi le personnel (non permanentes). Blessures légères parmi la population.
1	Mineur	Blessures légères parmi le personnel.

Tableau 12: Grille de niveau de fréquence "F" [9]

Niveau de fréquence	Catégorie de probabilité	Fréquence
1	Quasiment improbable	10^{-8} à 10^{-6} / an
2	Très improbable	10^{-6} à 10^{-5} / an
3	Assez improbable	10^{-5} à 10^{-4} / an
4	Improbable	10^{-4} à 10^{-3} / an
5	Moyennement probable	10^{-3} à 10^{-2} / an
6	Assez probable	10^{-2} à 10^{-1} / an
7	Probable	10^{-1} / an

Critère d'acceptabilité du risque :

La matrice de risque est divisée en trois zones comme décrit ci-dessous :

Tableau 13: matrice d'évaluation des risques [9]

Score de 17 à 42	Zone inacceptable : dans cette zone, le risque est considéré comme inacceptable et il est impératif de le réduire ou de l'atténuer.
Score de 6 à 16	Zone tolérable : dans cette zone, les risques sont acceptables, mais leur réduction doit être envisagée lorsque cela est réalisable.
Score de 1 à 5	Zone acceptable : dans cette zone, les risques sont à niveau tellement bas, qu'il est généralement admis qu'aucun effort supplémentaire n'est nécessaire pour les réduire.

Le tableau suivant détermine le risque $R=G \times F$

Tableau 14: Evaluation des risques des différents scénarii

Scénario	Description	Zone	G	F	R
1	VCE- Explosion d'un nuage de vapeur dû à un dégagement de gaz/condensat provenant des pipelines adjacents du séparateur associé.	1	5	3	15
2	Jet-fire- Dû à une fuite importante de pétrole brut non stabilisé au niveau de l'admission du séparateur de pétrole.	1	4	4	16
3	Flash-fire - Dû à un dégagement de pétrole au niveau inférieur du stabilisateur de condensats se produisant lors de conditions climatiques rares.	2	5	1	5
4	VCE - Explosion d'un nuage de vapeur dû à une libération de GNL/gaz au niveau du système de déshydratation.	4	4	2	8
5	Flash-fire- Dû à une fuite de gaz au niveau du compresseur intermédiaire des gaz associés.	3	4	3	12
6	Feu de nappe - Dû à un épandage de	5	3	4	12

	GNL au niveau inférieur de la colonne du dééthaniseur.				
7	Jet-fire – dû à une fuite importante de gaz au niveau du compresseur intermédiaire des gaz associés.	3	4	3	12
8	Flash-fire – dû à une fuite importante de gaz d’injection suite à une défaillance du collecteur de décharge	7	4	3	12
9	Jet-fire – dû à une fuite importante au niveau de la vanne de décharge du compresseur de gaz résidu.	6	4	3	12
10	Flash-fire – dans l’enceinte de la turbine.	7	3	4	12
11	Flash-fire – dû à une défaillance du réservoir de stockage du pétrole.	8	4	3	12
12	Boil-over – Dans le bac de stockage du pétrole.	8	3	3	9
13	Feu de nappe – dû à un épandage de pétrole brut au niveau de la vanne de décharge de la pompe de surpression de pétrole.	8	3	3	9
14	BLEVE : au niveau de la sphère de stockage du GPL.	9	4	3	12
15	Flash-fire – dû à une défaillance critique de la sphère e stockage du GPL.	9	4	2	8
16	Flash-fire – dû à une fuite importante au niveau du bac de stockage de condensats.	10	4	3	12
17	Feu de nappe - Dû à une fuite importante e condensats au niveau de la vanne de décharge de la pompe de surpression de condensats.	10	3	4	12
18	Flash-fire – dû à une fuite importante du GPL au niveau du pipeline d’expédition.	12	4	3	12
19	Flash-fire – dû à une fuite importante	14	4	3	12

	au niveau du pipeline d'expédition du pétrole.				
20	Flash-fire - Dû à un dégagement de pétrole au niveau inférieur du slug catcher.	1	4	3	12

Ainsi la matrice de risque des scénarii précédents est représentée ci-dessous:

Tableau 15: Matrice de risque des scénarii

G	F	1	2	3	4	5	6	7
6								
5		3.		1.				
4			15, 4.	19, 18, 16, 14, 11, 9, 8, 7, 5, 20.	2.			
3				13, 12.	17, 10, 6.			
2								
1								

Cette matrice de criticité nous montre que le scénario 1 et 2 sont dans la zone tolérable mais très proche de la zone inacceptable.

Ces deux scénarios peuvent se produire dans la zone 1 « Slug-catchers et récepteurs».

Cette zone est considérée comme une zone vulnérable d'où la nécessité de prendre plus de mesure de prévention et protection pour éviter que les accidents majeurs se produisent.

2.3. Etude HAZOP

Nous commençons notre étude par la définition du système/ nœud étudié :

Nœud: Slug Catcher

Schémas: ELM-PUL-PR-PFD-1001; ELM-PUL-PID-1001 (voir les annexes D et E)

Le slug catcher est conçu pour travailler à 50% dans des conditions normales et sécuritaires.

Le flux de production est de 200000kg/h / jour à 280000kg/h / jour

Pression de fonctionnement de 40 bars.

Séparation se déroule en 3 phases:

- La phase aqueuse est envoyée à l'unité de traitement d'eau Tagi.
- La phase huile est envoyé aux trains de séparation 1 et 2.
- La phase gazeuse est envoyée à l'unité de compression.

Les têtes de puits sont évaluées à une pression entre 60 et 150 bars.

Ci- dessous le tableau de notre étude HAZOP :

Tableau 16: Etude HAZOP

Déviations: 1. Pas/ peu de débit					
Causes	Conséquences	Détection	Mesures existantes	Recommandations	Observations
-Fermeture des vannes de sécurité SDV en amont du slug catcher (réception du CPF). -Fuite au niveau des pipelines (amont du slug catcher). -Problèmes au niveau des puits (off-site).	-Perte de production. -Baisse du niveau du slug catcher.	-Alarme au niveau de la salle de contrôle qui indique la fermeture des vannes. -Contrôle visuel des paramètres par le tableautiste (salle de contrôle).	-Indicateurs de niveau du slug catcher. -Vannes SDV (08SDV10009) en aval du slug catcher (fermeture au cas où il n'y'a pas assez de débit qui arrive).	-Contrôle automatique des paramètres (alarme visuelle plus sonore). -Vérification périodique des vannes et système d'alarme.	-L'influence de débit est seulement ressenti quand le niveau de slug catcher commence à baisser.
Déviations: 2. Trop de débit					
Causes	Conséquences	Détection	Mesures existantes	Recommandations	Observations
-Arrivée	-Surcharge	-Le contrôle de	-Alarme	-Mettre des	-Le problème

brusque du brut.	potentielle du CPF. Augmentation de la pression dans le slug catcher. Augmentation du niveau d'huile du slug catcher. -Incapacité des vannes régulatrices en aval du slug catcher (08FV10001 et 08FV10002) de stabiliser le niveau à la valeur de la consigne.	la production se fait quotidiennement -Le contrôle visuel de l'opérateur au niveau de la salle de contrôle (cas de perturbation des paramètres).	« niveau haut» du slug catcher et fermeture automatique des vannes de sécurité (08SDV10058, 08SDV10056, 08SDV10057 et 08SDV10006) en amont du slug catcher. -Alarme « pression haute » et déclenchement du système de sécurité qui permet la fermeture de toutes les vannes de sécurité (SDV en amont) et l'ouverture des BDV pour l'évacuation du gaz vers la torche).	vannes régulatrices de débit en amont du slug catcher. -Mettre un système de comptage de débit dans l'off-site ou niveau des collecteurs ou des puits pour pouvoir prévenir une arrivée brusque de débit.	d'augmentation de débit se ressent quand il y'a une augmentation du niveau d'huile du slug catcher qui va provoquer des arrêts d'urgence et fermetures des vannes de sécurité.
------------------	---	---	--	--	--

Déviatio: 3. Débit inverse (retour de débit)

Causes	Conséquences	Détection	Mesures existantes	Recommandations	Observations
-Fermeture intempestive de tous les puits. -Fermeture intempestive des vannes de la réception.	-Perte de production. Augmentation de la pression au niveau de la tête des puits.	-Indicateurs de pression.	-Indicateurs de pression. -Vannes de sécurité des puits. -Vannes de sécurité (SDV) au niveau de la partie réception (slug catcher).	-Munir les équipements de clapet anti-retour.	Ce cas est assez improbable car la différence de pression qui provoque à la circulation du brut est bien contrôlée.

Déviatio : 4. Pression élevée.

Causes	Conséquences	Détection	Mesures existantes	Recommandations	Observations
-Fermeture intempestive de la vanne SDV 10009 (aval du slug catcher). -Feu externe.	-Perte de production. -Rupture des pipelines (dommage mécanique). -Une	-Indicateurs de pression. -Alarme « pression haute ». -Indicateur de température.	-Fermeture de quelques vannes qui alimentent le slug catcher. -Evacuation de l'excès de gaz	-Prévoir lors de la conception des équipements à plus grande fiabilité et performance). -Mettre un	-Une augmentation de la pression engendre des menaces importantes sur la sécurité (rupture du

Augmentation brusque du débit d'entrée.	éventuelle surpression du slug catcher.	-Détecteur de feu.	avec les soupapes du slug catcher. -Evacuation de l'excès de gaz avec l'ouverture maximale de la vanne régulatrice (08PV10006). Déclenchement du système de sécurité : ouverture des BDV (08BDV10008 A, 08BDV10008B) vers la torche. -Fermeture de quelques puits si nécessaires. -Isolation du slug catcher.	programme de maintenance des différentes vannes. -Revoir le tarage des vannes si nécessaire.	slug catcher). -Faire des tests d'étanchéité des vannes. -Respect des distances pour l'emplacement des torches.
---	---	--------------------	---	---	---

Déviatio

Déviatio					
Causes	Conséquences	Détection	Mesures existantes	Recommandatio	Observations
-Défaillance de la boucle de régulation de la pression et ouverture d'une vanne vers torche. -Perte de confinement au niveau du slug catcher -Perte de confinement au niveau des pipelines. -Perte de confinement au niveau du manifold de production. Dépressurisation accidentelle.	-Envoi du gaz vers la torche HP. -Diminution de la vitesse de rotation des compresseurs pour essayer de maintenir une pression de service au niveau du slug catcher. -Perte de production. -Retour de débit.	-DéTECTEURS de gaz. -DéTECTEURS de feu. -Indicateurs de pression.	-Fermeture des vannes de sécurité en aval du slug catcher pour maintenir la pression. -Initiation de l'arrêt d'urgence de l'installation.	-Mettre une procédure pour les opérations sur les compresseurs.	-S'assurer de l'étanchéité du slug catcher. -DéTECTER les points faibles et les éventuelles fissures sur le slug catcher. -Mettre un programme d'inspection de la zone réception (slug catcher).

Déviatio

Causes	Conséquences	Détection	Mesures existantes	Recommandatio	Observations
--------	--------------	-----------	--------------------	---------------	--------------

-Causes externes (augmentation de la température externe). Augmentation de la température due à l'épuisement des puits.	-Perturbation au niveau du slug catcher. -Problème de fonctionnement des équipements en aval (train de séparation et compresseurs qui travaillent à des températures bien déterminées).	-Indicateurs de température. -Alarme "haute température". -Détecteurs de chaleur.	-Réglage à un point de consigne (alarme au système DCS) -Système de refroidissement du slug catcher avec de l'eau.	-Système de refroidissement et isolement thermique du matériel.	-Faire un programme de tests et maintenance des détecteurs. -Choisir l'emplacement des détecteurs de chaleur et des indicateurs de température.
--	--	---	---	---	--

Déviati on: 7. Température basse

Causes	Conséquences	Détection	Mesures existantes	Recommandati ons	Observations
-Baisse de la température externe (conditions climatiques)	-Formation des hydrates dans les pipelines et/ou slug catcher. -Excès de liquide dans le slug catcher par rapport au gaz.	-Indicateur de température.	-Système de raclage des pipelines.	-Injection des produits anti-hydrates. -Mettre un système calorifuge pour les équipements.	-Bien choisir les produits à injecter pour pouvoir les maîtriser par la suite.

Déviati on: 8. Niveau élevé

Causes	Conséquences	Détection	Mesures existantes	Recommandati ons	Observations
Augmentation du débit d'entrée. -Défaillance de la boucle de régulation du niveau. -Défaillance des vannes.	Entrainement du liquide vers les compresseurs (conduite de gaz). Augmentation de la pression du slug catcher. -Rupture du slug catcher.	Indicateurs de niveau. -Alarme « niveau élevé » du slug catcher.	-Alarme niveau élevé qui génère le système d'arrêt d'urgence. -Vanne de régulation du niveau. -Vannes Tout Ou Rien: SDV en amont du slug catcher (fermeture d'arrivée des puits).	-Mettre des vannes régulées en amont du slug catcher. -Augmenter la capacité des vannes régulatrices de niveau en choisissant des vannes plus performantes (Cv élevé). -Ajouter des conduites en parallèle avec un switcher pour ramener rapidement le	-Bien choisir les régulateurs de niveau ainsi que la boucle de fonctionnement.

				liquide à un niveau désiré.	
Déviatiion: 9. Niveau bas					
Causes	Conséquences	Détection	Mesures existantes	Recommandations	Observations
-Défaillance de la boucle de régulation du niveau. -Fuite au niveau du slug catcher. -Fuite en amont du slug catcher : au niveau des canalisations (pipelines).	-Entrainement du gaz dans les canalisations d'huile et d'eau. -Perturbation du travail des trains en aval du slug catcher. -Perte de production.	-Indicateurs de niveau. -Alarme « niveau bas » du slug catcher.	-Fermeture de la vanne de sécurité SDV en aval du slug catcher.	-Observation et inspection périodique des équipements.	-Jouer sur la boucle de régulation en augmentant la fiabilité des matériaux.
Déviatiion: 10. Variation de la composition					
Causes	Conséquences	Détection	Mesures existantes	Recommandations	Observations
-Présence du sable. -Présence d'eau. -Présence de sels. -Présence de la mousse. -Excès de produits chimiques injectés au niveau des puits.	-Corrosion des pipelines et des équipements. -Problème au niveau du niveau du slug catcher. -Perte de production. -Perturbation du travail des vannes. Accumulation des sédiments dans le slug catcher.	-Analyse d'échantillon.	-Des inhibiteurs de corrosions. -Prise d'échantillons et analyse dans le laboratoire.	-Inspection du niveau du slug catcher et maintenance des indicateurs de niveau.	-Augmenter le temps de séjours dans l'unité de dessalage pour permettre l'élimination des sels.

2.4. Etude du système de régulation de niveau du «Slug Catcher »

Objectif du procédé de contrôle :

La phase liquide des hydrocarbures qui arrive au séparateur tri-phasique huile/gaz/eau « oil secondary separator V08-1001-3 » du séparateur bi-phasique liquide/gaz « primary separator V08-1001-1 » va subir une séparation tri-phasique selon la densité :

Le gaz est envoyé vers les compresseurs, l'eau est acheminée vers son unité de traitement et l'huile vers deux trains de séparation.

La photo ci-dessous représente le slug catcher secondaire dans le CPF (Central Processing Facility).



Figure 18: Slug catcher "oil secondary separator V08-1001-3"

Principe de régulation :

Le niveau d'huile dans le séparateur « slug catcher » V08-1001-3 est limité au pourcentage exigé par le cahier de charge. Dans notre cas le slug catcher tri-phasique doit travailler à 50% du niveau d'huile.

La régulation de niveau est de type régulation en cascade :

- Boucle extérieure (niveau)
- Boucle intérieure (débit)

Régulation de niveau à 50% = 12mA de l'étendue de mesure [min-max = 0-100% = 4-20mA]

Le débit max à travers la vanne est égale à 178077 Kg/h d'après le data sheet de la vanne.

Problème rencontré :

Un nombre supplémentaire de puits vont être ajoutés au manifold d'entrée de brut, ce qui va faire augmenter le débit d'entrée du slug catcher.

Cette situation risque de déstabiliser le système de contrôle de niveau dans "le slug catcher" dans le cas où le débit d'entrée Q_{in} devient supérieur au débit max total Q_{out} fourni par les deux vannes de régulation comme décrit précédemment.

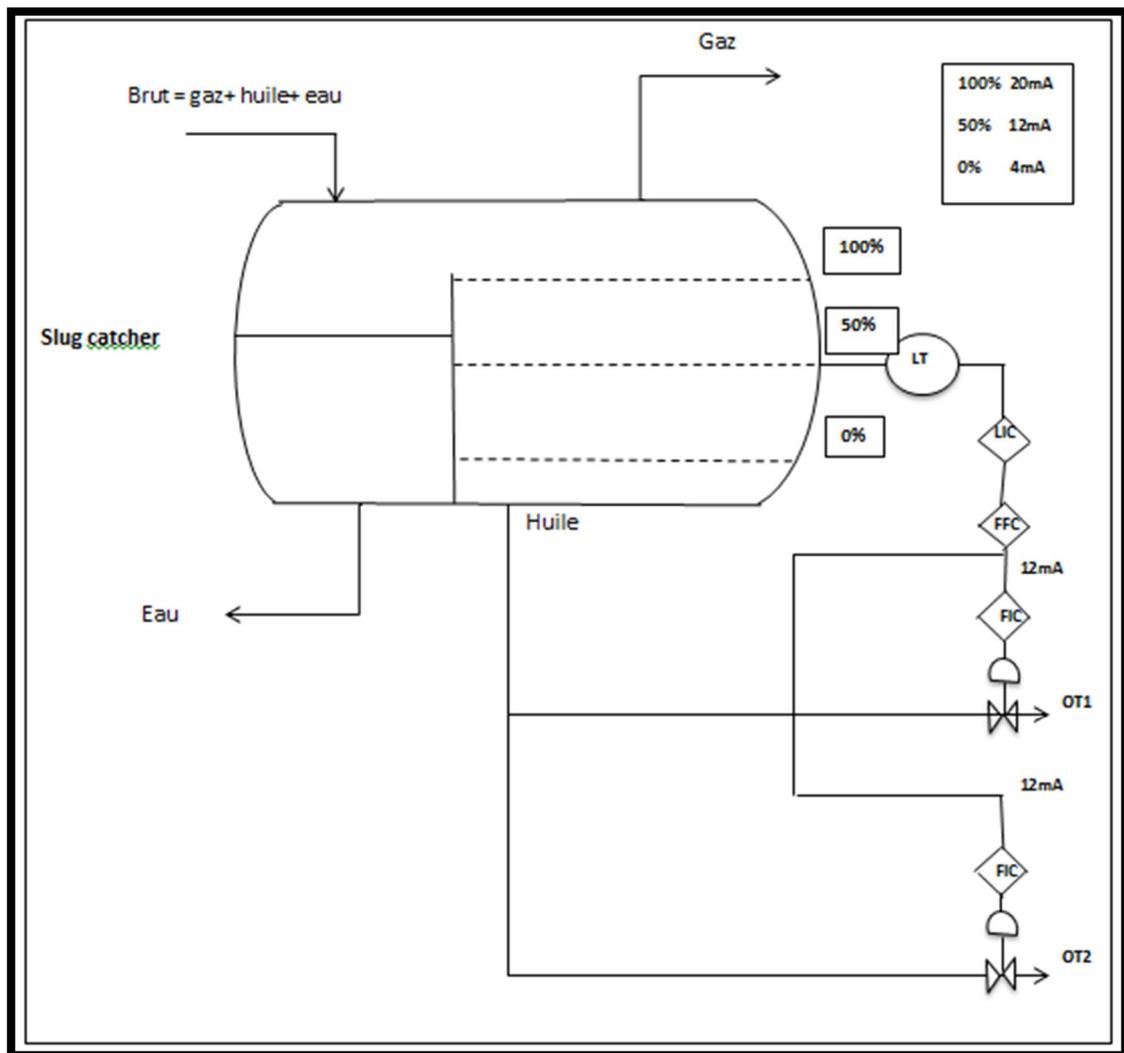


Figure 19: Schéma du slug catcher expliquant la boucle de régulation de l'huile

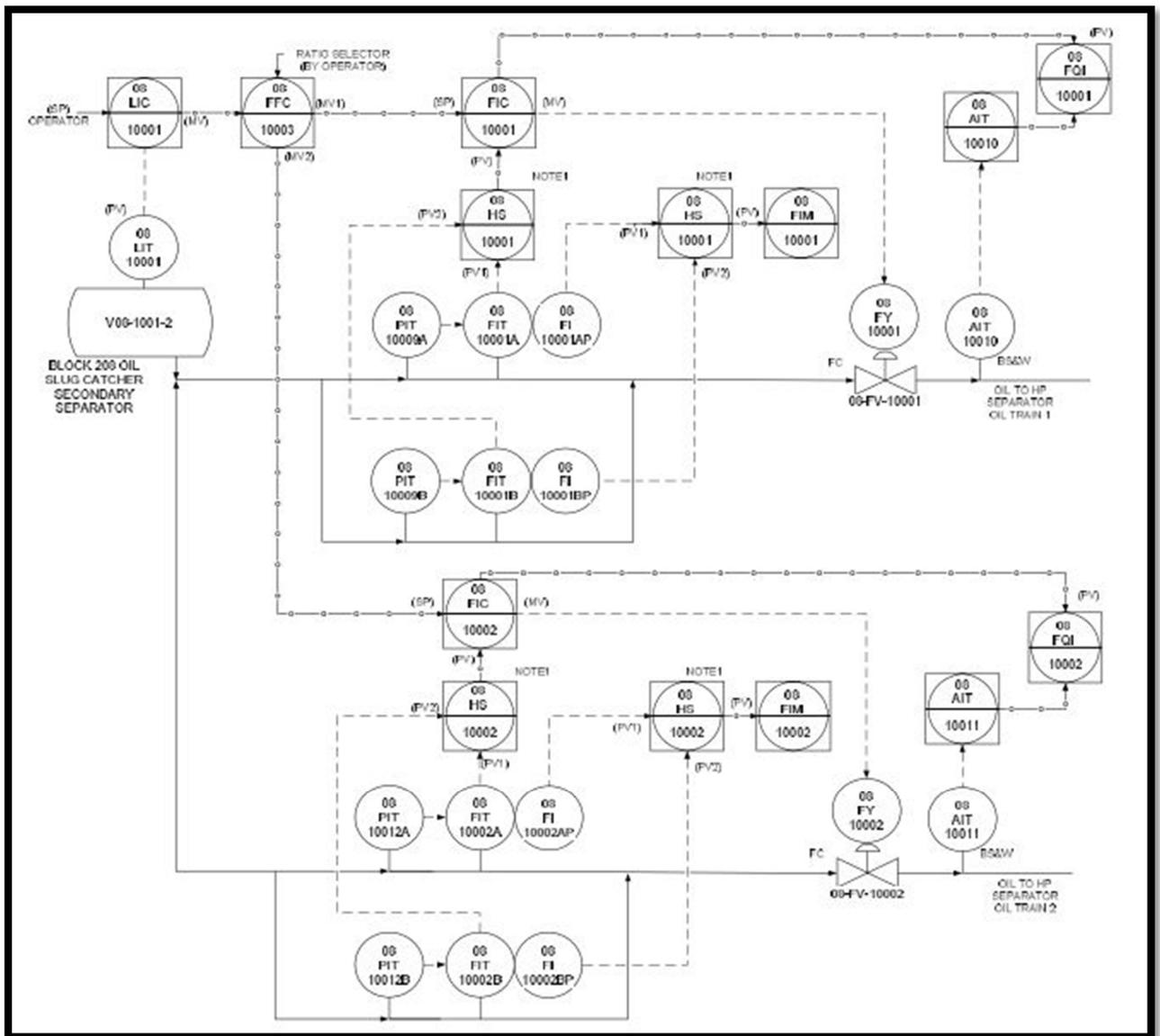


Figure 20: Schéma P&ID de la partie slug catcher secondaire. [Groupement Berkine]

D'après le schéma précédent, nous déduisons notre boucle de régulation de niveau.

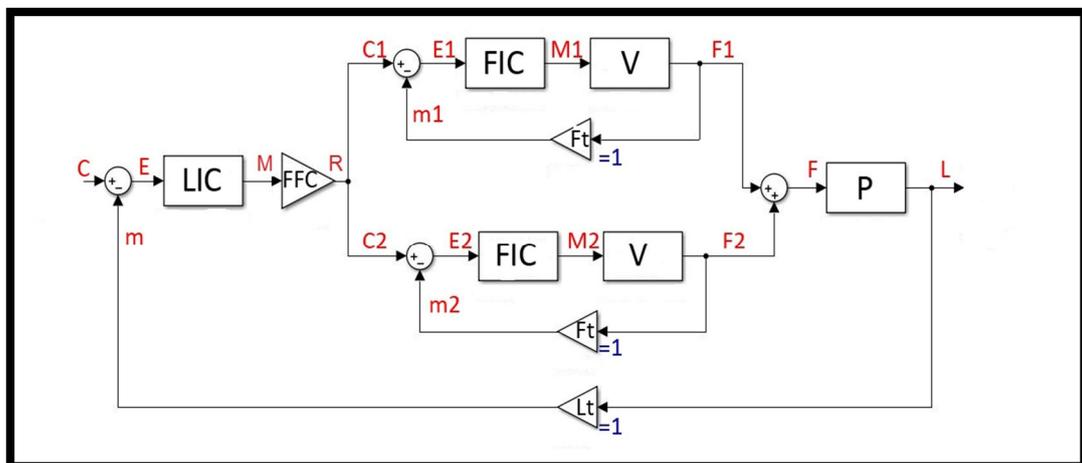


Figure 21: Schéma bloc de la boucle de régulation

LIC : régulateur de niveau.

FFC : diviseur du signal (switcher).

FIC : régulateur de débit.

V : la vanne.

P : le procédé.

Calcul des fonctions de transfert

$$\frac{F1}{C1} = \frac{FIC * V}{1 + Ft * FIC * V}$$

$$\frac{F2}{C2} = \frac{FIC * V}{1 + Ft * FIC * V}$$

$$\frac{F}{R} = \frac{FIC * V}{1 + FIC * V} + \frac{FIC * V}{1 + FIC * V}$$

$$\frac{R}{E} = LIC * FFC \Rightarrow \frac{R}{E} = 0.5 * LIC$$

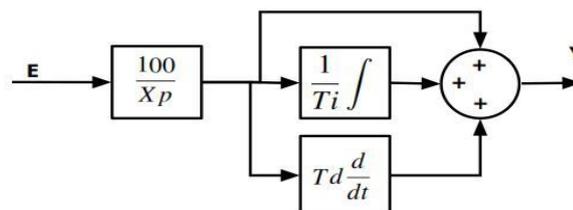
$$\frac{F}{E} = \frac{F}{R} * \frac{R}{E} \Rightarrow \frac{F}{E} = 0.5 * LIC * \left(\frac{F1}{C1} + \frac{F2}{C2} \right)$$

$$\frac{L}{E} = 0.5 * P * LIC * \left(\frac{F1}{C1} + \frac{F2}{C2} \right)$$

$$\frac{L}{C} = \frac{Lt * L/E}{1 + Lt * L/E} \Rightarrow \frac{L}{C} = \frac{L/E}{1 + L/E} \quad (1)$$

Identification de système

La structure des régulateurs FIC et LIC est mixte.



$$\frac{Y(s)}{E(s)} = \frac{100}{Bp} \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right)$$

Avec :

$$\frac{100}{Bp} \text{ action proportionnelle}$$

$$\frac{1}{T_i s} \int \text{ action intégrale}$$

$$T_d \frac{d}{dt} \text{ action dérivée}$$

Le Groupement Berkine a opté pour l'utilisation de régulateur PI pour LIC et FIC.

Les fonctions de transfert des régulateurs s'écrivent :

$$FIC = \frac{A + T_{i1} s + A}{T_{i1} s}$$

$$LIC = \frac{B + T_{i2} s + B}{T_{i2} s}$$

La fonction de transfert de la vanne V:

$$V(s) = \frac{Gv * e^{-\theta_v * s}}{1 + \tau_v s} , t. q : Gv = Kv = c_{max} \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho}} \quad (d'après le datasheet)$$

Avec:

Gv: le gain de la vanne.

ΔP : chute de pression au niveau de la vanne.

ρ : masse volumique de fluide.

c_{max} : le débit à 100% d'ouverture de la vanne.

θ_v : le temps de retard de la vanne.

τ_p : constante de temps.

La fonction de transfert du système (procédé) est:

$$P(s) = \frac{Gp * e^{-\theta p * s}}{s}$$

Avec :

Gv: le gain du process.

θ_v : le temps de retard du process.

$$\frac{F1}{C1} = \frac{FIC * V}{1 + Ft * FIC * V} = \frac{(AT_{i1} * Gv * e^{-\theta V s})s + A * Gv * e^{-\theta V s}}{(\tau_v T_{i1})s^2 + (T_{i1} + AT_{i1} * Gv * e^{-\theta V s})s + A * Gv * e^{-\theta V s}}$$

Pour déduire la fonction de transfert de tout le système (L/C) nous devons remplacer dans l'équation (1).

Le calcul théorique des fonctions de transfert

$$Q_{in}(t) - Q_{out}(t) = C * \frac{dH(t)}{dt} \quad C: \text{section du ballon, } H : \text{niveau}$$

Le modèle est alors:

$$\frac{H(s)}{Q_{in}(s) - Q_{out}(s)} = \frac{1/C}{s}$$

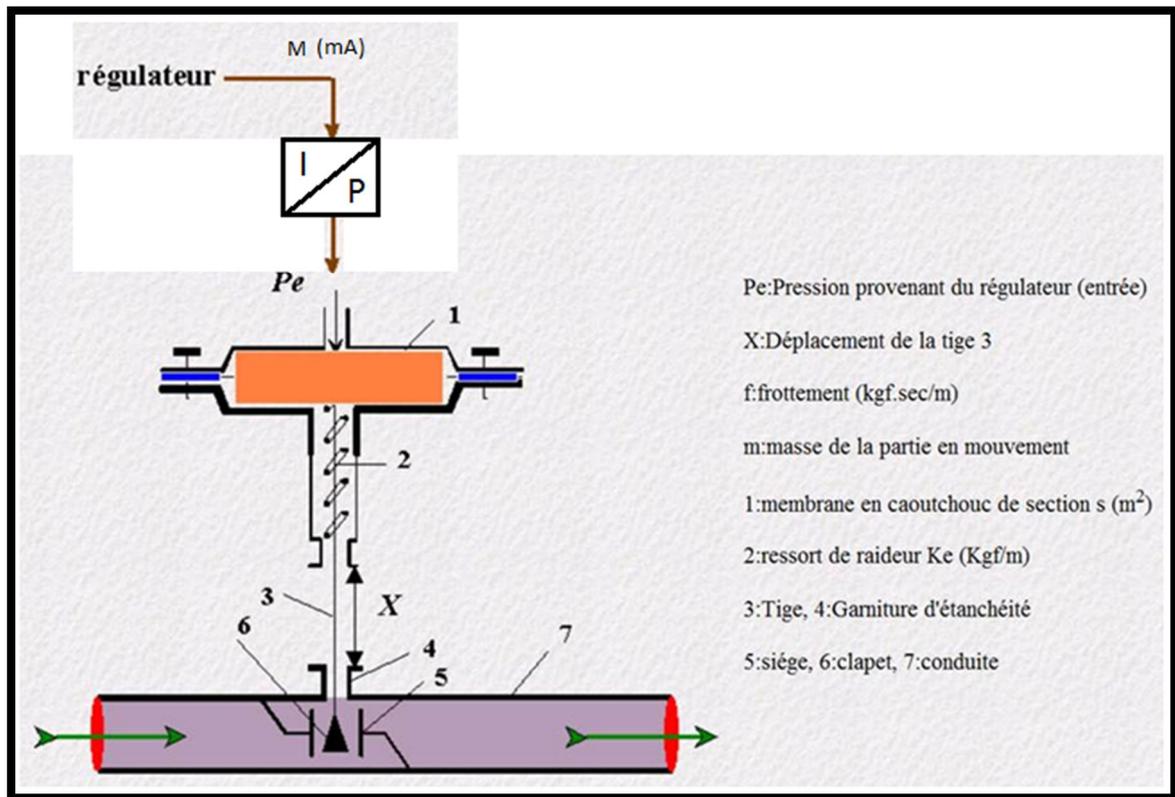


Figure 22: Schéma des composants d'une vanne

Bilan des forces (loi de Newton) : $m \frac{d^2X}{dt^2} = -kX - f \frac{dX}{dt} + P_e s$

Sous forme réduite : $T^2 \frac{d^2X}{dt^2} + 2\gamma T \frac{dX}{dt} + X = kP_e$

$$\gamma = \frac{f}{2\sqrt{Mk}} \text{ coefficient d'amortissement}$$

avec : $T = \sqrt{\frac{M}{k}}$ constant de temps en second

$1/T(\text{sec})^{-1}$ est la fréquence propre du système

La vanne étant linéaire, on remplace X par :

$$X = \frac{1}{c_{max}} \sqrt{\frac{\rho}{\Delta P}} Q$$

P_e représente la sortie du régulateur 4-20 mA, il est égal à $A \cdot M$ avec A : gain

Nous considérons que le mouvement de la tige en déplacement est uniforme.

(Terme au carré = 0).

Le modèle est alors :

$$\frac{Q}{M} = \frac{Kv}{1 + T_v s}$$

Ce qui nous permet la fonction de transfert de la vanne.

Nous allons déterminer par la suite les valeurs des différents paramètres des fonctions de transfert.

On garde les valeurs de l'état initial du système, et nous allons seulement changer son mode de fonctionnement : de l'état automatique à l'état manuel ; dans ce cas nous n'avons plus la boucle en cascade.

La figure ci-dessous représente une capture d'écran de l'interface « CentumVp » du DCS.

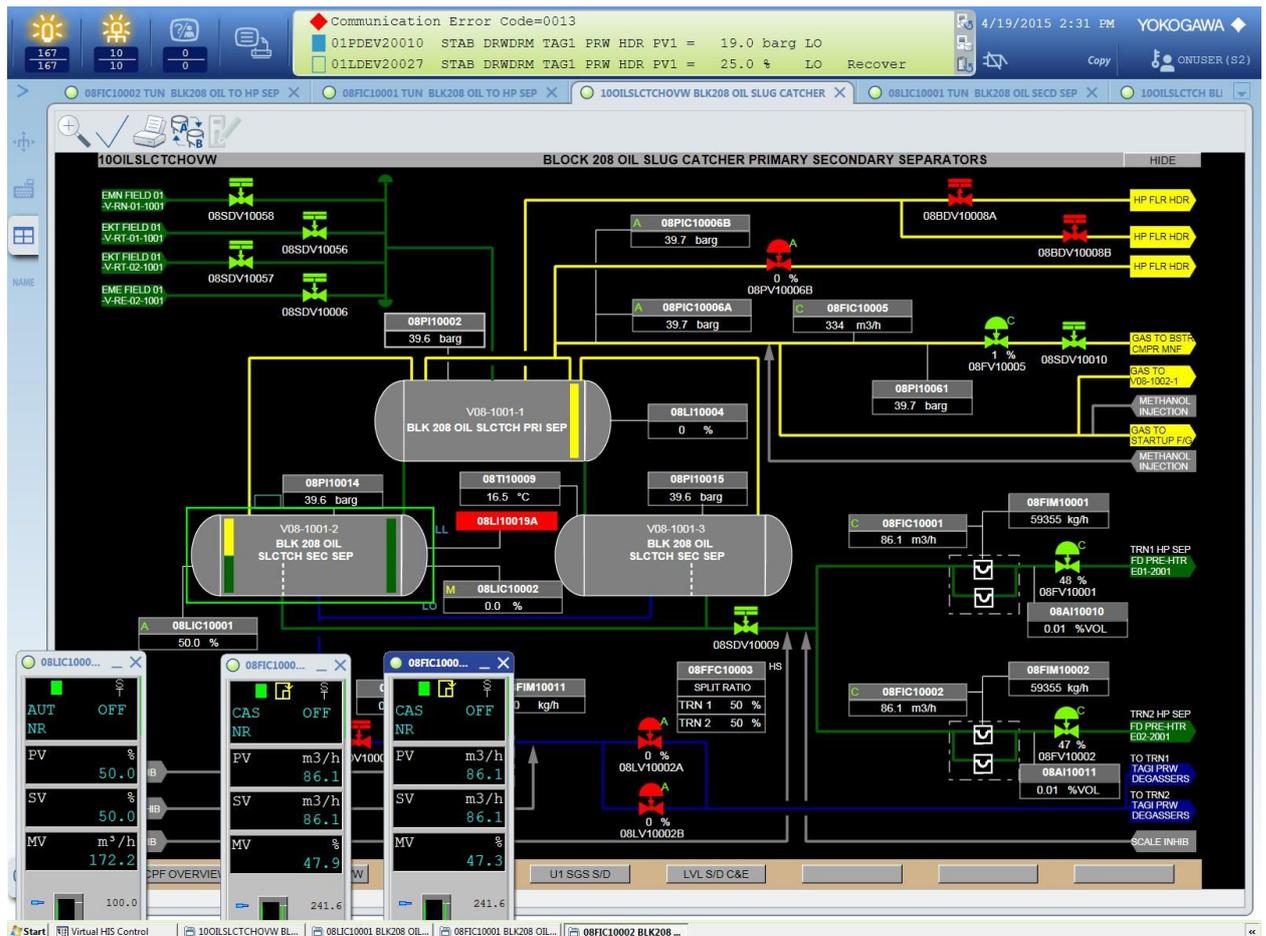


Figure 23: Interface “Centum Vp” bloc 208 -slug catcher- [10]

Nous introduisons une nouvelle valeur de la consigne MV (les deux vannes) pas loin du point de fonctionnement pour ne pas perturber le système, tel que $MV1 = MV0 + 5$

Vanne1 : $MV0 = 47.9$; cette valeur devient : $MV1 = 52.9$.

Vanne2 : $MV0 = 47.3$; cette valeur devient : $MV1 = 52.3$.

Nous affichons les courbes de MV (signal) et PV (débit de la vanne) pour les deux boucles intérieures de débit et la courbe extérieure de niveau.

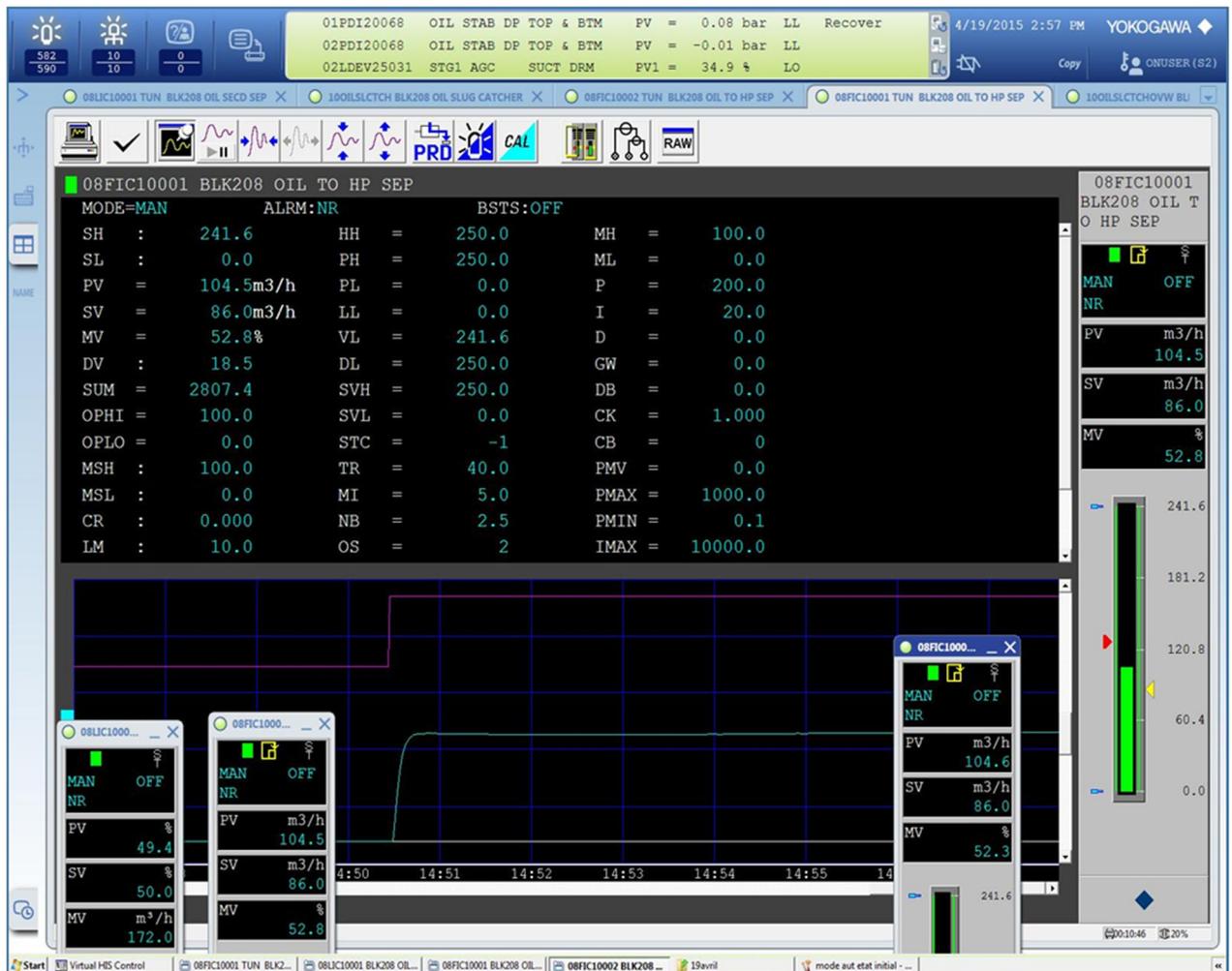


Figure 24: Interface "Centum Vp" 08FV10001 [10]

La courbe en bleu/vert représente le débit de la vanne (PV) et celle en violet est celle du signal de commande (MV).

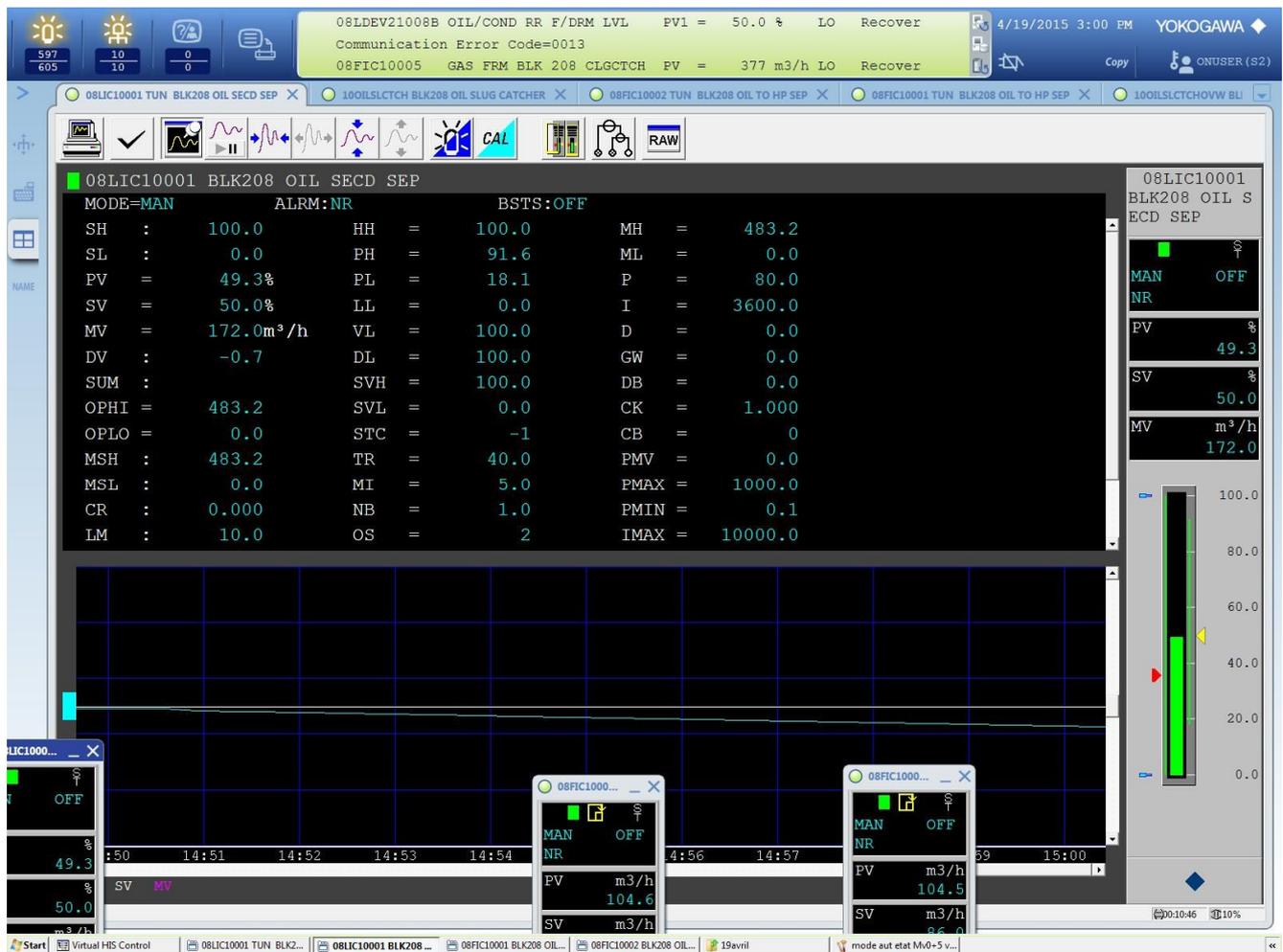


Figure 25: Interface "CentumVp" du régulateur 08LIC10001 [10]

La baisse du niveau remarquée sur la figure 5.7 peut être interprétée par l'augmentation du débit de sortie suivant l'ouverture des vannes 08FV10001 et 08FV10002 sachant que le débit d'entrée est toujours constant.

Utilisation de la méthode de Broida pour un système du premier ordre (débit) [1]

Comme Strejc, Broïda s'intéresse aux processus stables. Il procède à une identification en boucle ouverte. Mais il simplifie en considérant que la forme de la réponse peut être assimilée à une fonction mathématique du premier ordre avec une constante de temps T , assortie d'un retard pur τ .

La figure ci-dessous nous montre le principe de la méthode de Broida [9].

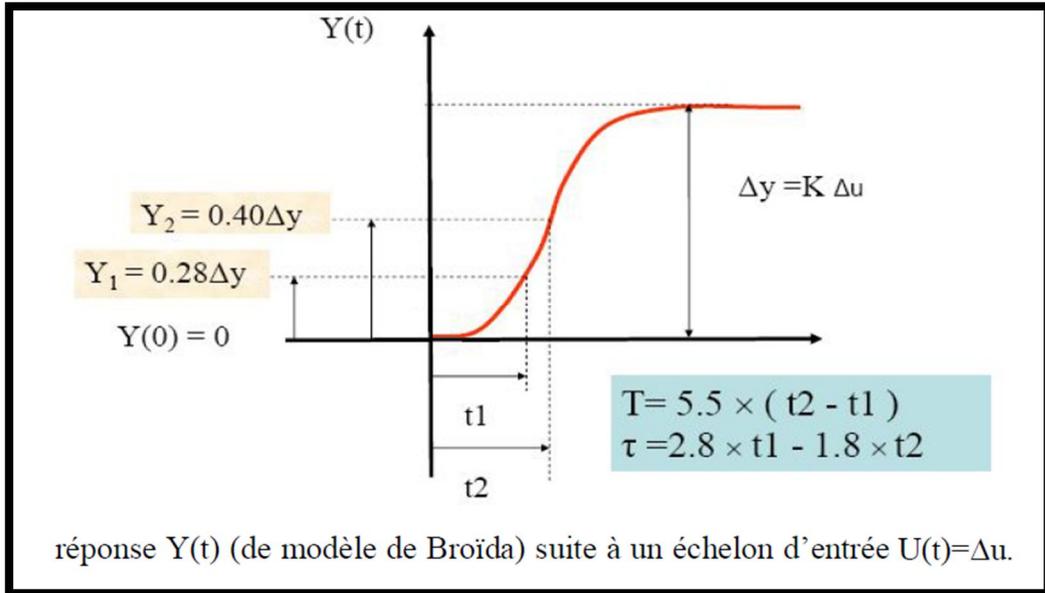


Figure 26: Principe de la méthode de Broida

À partir de la méthode de Broida, nous pouvons calculer les inconnus G_v , τ_v , θ_v dans cette fonction de transfert :

$$V(s) = \frac{G_v * e^{-\theta_v s}}{\tau_v s + 1}$$

- *Calcul de G_v :*

$$G_v = \frac{\Delta F}{\Delta M}$$

De la courbe, nous déduisons $\Delta M = 8.8$ div et $\Delta F = 13.3$ div $\Rightarrow G_v = 1.51$.

- *Calcul de τ_v*

$$\tau_v = 5.5(t_2 - t_1)$$

$$\Delta t = 0.5 \text{ sec} \Rightarrow \tau_v = 5.5 (0.5) = 2.75 \text{ sec.}$$

- θ_v

$$\theta_v = 2.8.t_1 - 1.8.t_2 = 2 \text{ sec.}$$

Donc :

$$V(s) = \frac{1.51 * e^{-2s}}{2.75s + 1}$$

Utilisation de la méthode rapide pour un système intégrateur ou instable (niveau) :

Dans cette méthode la réponse à un échelon d'un procédé intégrateur est sous forme d'une rampe, en régime permanent. L'asymptote de cette réponse est une droite d'équation : $y(t)=a*(t-t_1)$ de pente a et qui coupe l'axe du temps en t_1 .

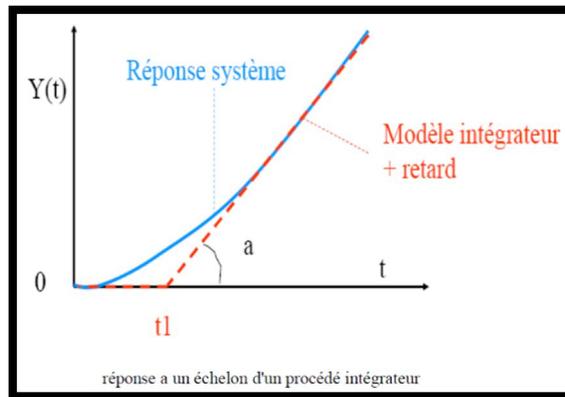


Figure 27: Principe de la méthode rapide

À partir de la méthode rapide et d'après les courbes nous calculons les inconnus (Gp , θp) dans la fonction de transfert.

$$P(s) = \frac{Gp * e^{-\theta ps}}{s}$$

- Calcul de Gp :

$$Gp = \frac{\Delta L / \Delta t}{\Delta F}$$

$$\Delta L = 1.9 \text{ div}$$

$$\Delta t = 15h:00 \text{ min} - 14h:51 \text{ min} = 540 \text{ s}$$

$$Gp = \frac{1.9/0.5}{13.3} = 0.00026$$

- $\theta p = 3.5 \text{ sec}$

Donc :

$$P(s) = \frac{0.00026 * e^{-3.5s}}{s}$$

Partie Simulation Matlab « Simulink »

La figure ci-dessous nous montre le schéma bloc avec lequel nous avons travaillé pour faire la simulation.

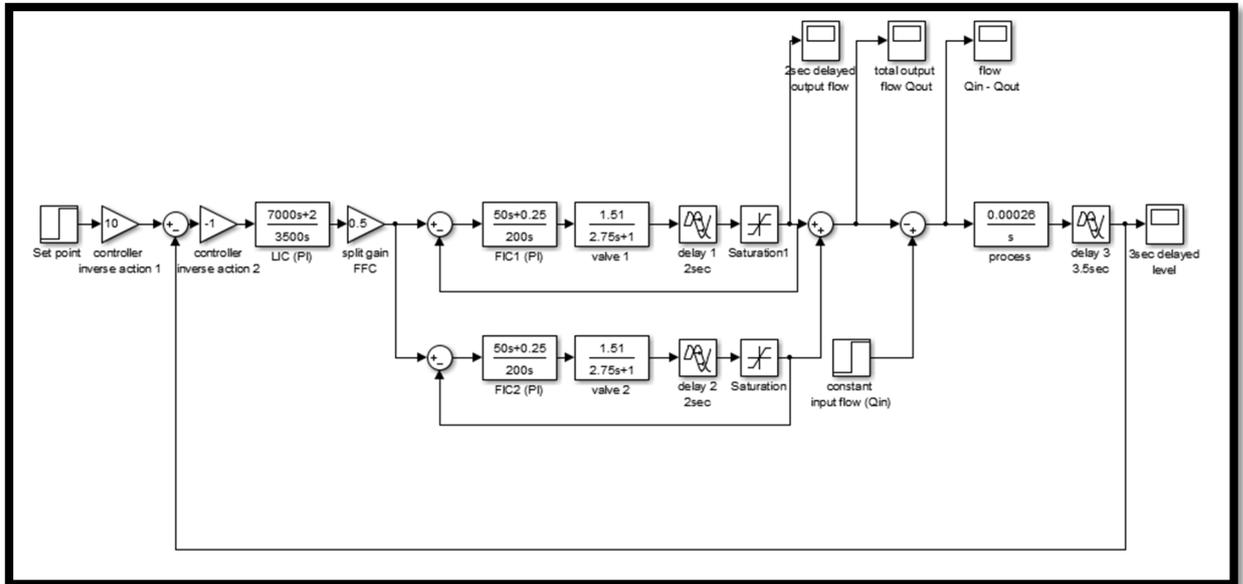


Figure 28: Schéma en bloc de la boucle de régulation introduit dans Simulink

Nous allons définir chaque bloc et sa fonction dans notre boucle de régulation. Pour cela, nous allons utiliser le schéma suivant pour mieux expliquer :

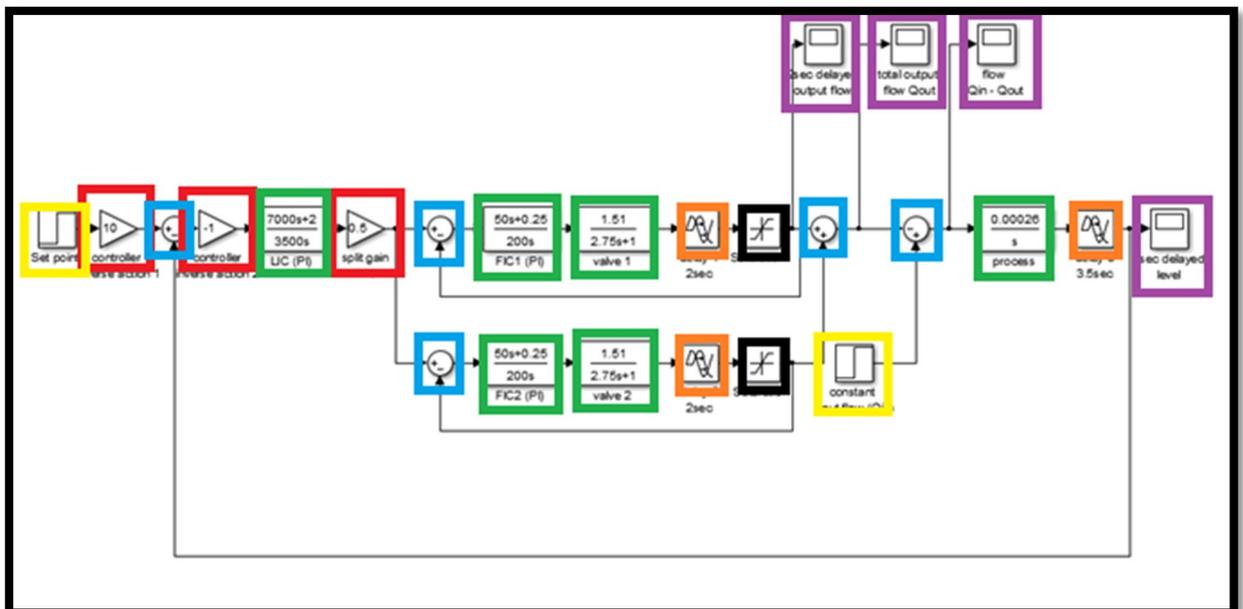


Figure 29: Schéma bloc Simulink (bloc bien défini)

Nous remarquons qu'il y'a plusieurs blocs. Pour mieux expliquer, nous insérons un tableau en annexe F.

Les amortissements au démarrage ($t=0$) sont peu importants, car nous démarrons toujours en mode manuel jusqu'à atteindre la consigne de niveau puis nous remettons en mode automatique. Nous avons lancé la simulation et ouvert les trois fenêtres pour afficher les courbes pour pouvoir visualiser et faire la comparaison.

Nous définissons :

Q_{in} : débit d'entrée et Q_{out} : débit de sortie des deux vannes.

Nous distinguons trois possibilités :

- $Q_{in} - Q_{out} = 0$ le niveau se stabilise.
- $Q_{in} - Q_{out} < 0$ le niveau diminue.
- $Q_{in} - Q_{out} > 0$ le niveau augmente.

En régime statique (permanant), le niveau se stabilise à la consigne et $Q_{in} - Q_{out} = 0$. C'est-à-dire $Q_{in} = Q_{out}$.

Lancement de la simulation « Simulink Matlab »

Cas n°1 : état actuel : $Q_{in} = 280000 \text{ kg/h} < Q_{out \text{ max}}$ (deux vannes)

- L_c (consigne de niveau) = 50%.
- Débit d'entrée actuel $Q_{in} = 280000 \text{ kg/h}$.
- Débit maximal de la vanne $X = 178077 \text{ kg/h}$.
- Lancement de simulation avec $Q_{out \text{ max}} = X * 2 = 356154 \text{ kg/h}$.

Remarque :

Si les deux vannes sont capables à 100% d'ouverture de fournir un débit max Q_{out} légèrement supérieur au débit d'entrée Q_{in} , alors le système tend vers la stabilisation en régime permanent et le niveau va atteindre la valeur de consigne (système stable).

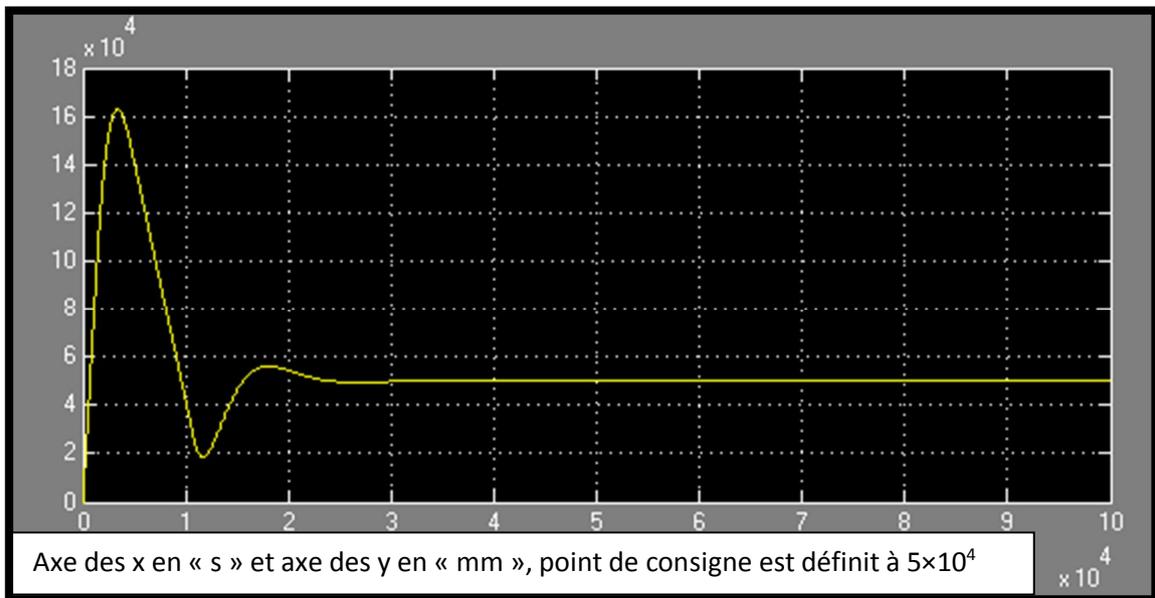


Figure 30: Réponse du niveau du système actuel (cas n°1)

Nous remarquons que le système actuel est un système stable : il arrive à ramener le niveau à la valeur de la consigne.

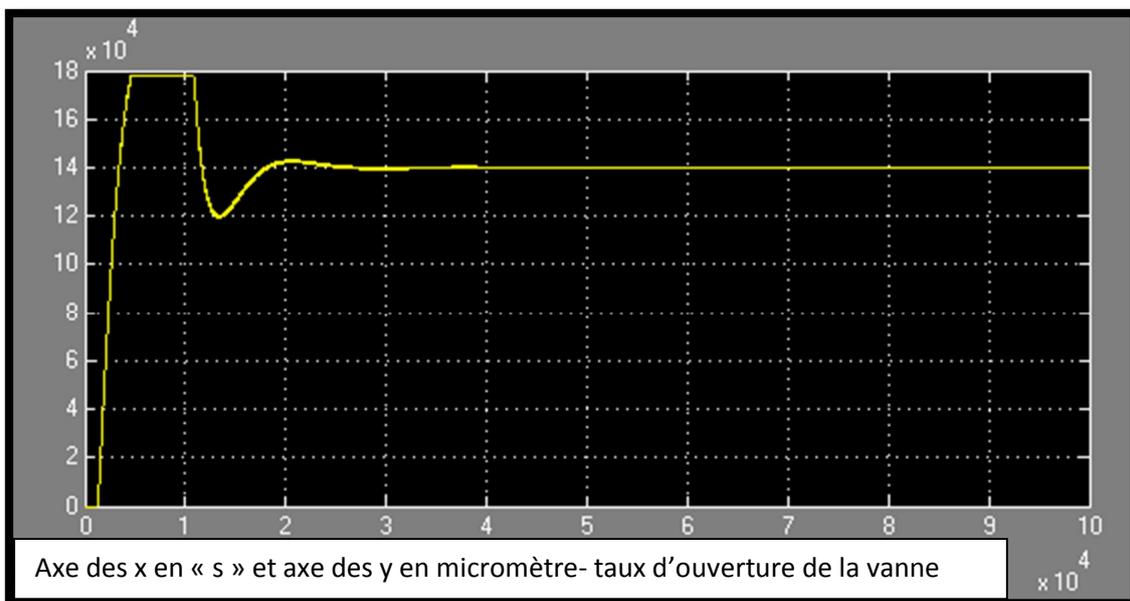


Figure 31: Réponse de la vanne (cas n°1)

La vanne est ouverte à une position stable qui lui permet de garder le niveau du slug catcher à la consigne.

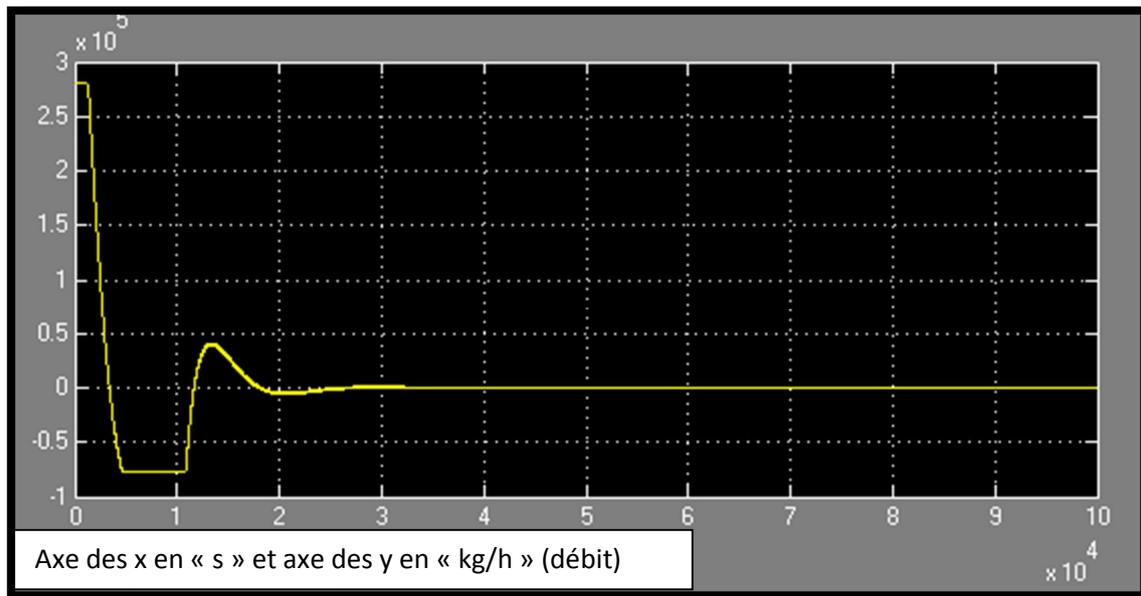


Figure 32: Courbe de $Q_{in} - Q_{out}$ (cas n°1)

Cette figure illustre bien que l'erreur tend vers zéro car le système de régulation actuel arrive à ramener le niveau à la valeur de la consigne.

Augmentation du débit d'entrée (ajout de nouveaux puits)

Cas n°2: $Q_{in} = Q_{out\ max}$ (deux vannes) = $2 * X = 356154\ Kg/h$.

- L_C (consigne de niveau) = 50%.
- Débit d'entrée actuel $Q_{in} = 356154\ kg/h$.
- Débit maximal de la vanne $X = 178077\ kg/h$.
- Lancement de simulation avec $Q_{out\ max} = X * 2 = 356154\ kg/h$.

Si les deux vannes à 100% d'ouverture fournissent un débit max $Q_{out} = Q_{in}$ donc le niveau d'huile ne peut plus atteindre la valeur de consigne, il se stabilise à une valeur plus grande que la consigne.

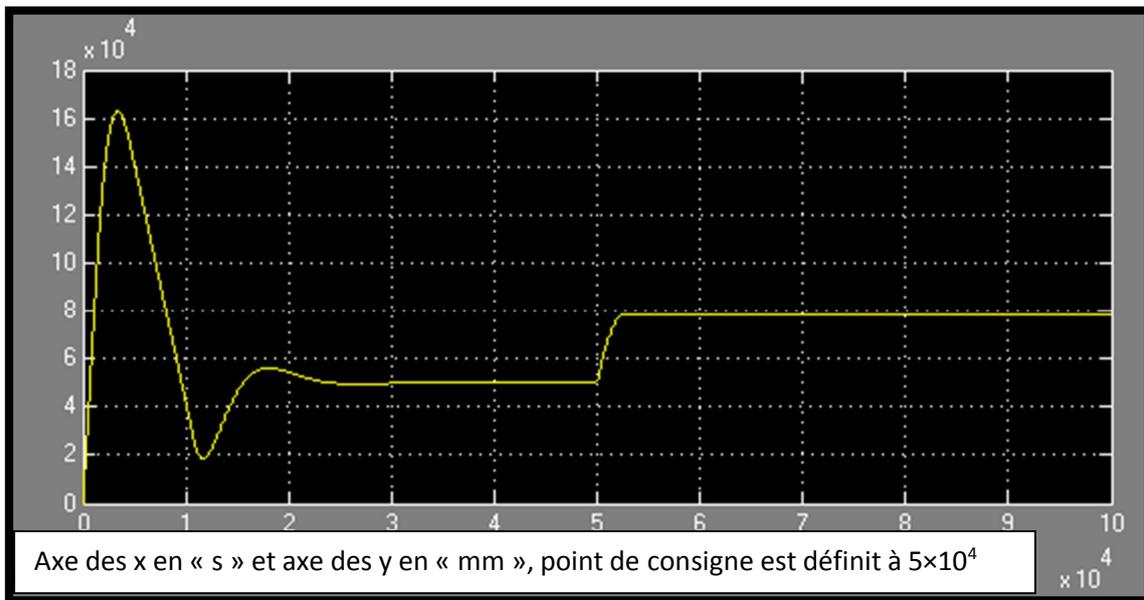


Figure 33: Réponse du niveau (cas n°2)

Le niveau va se stabiliser à une valeur autre que celle de la consigne.

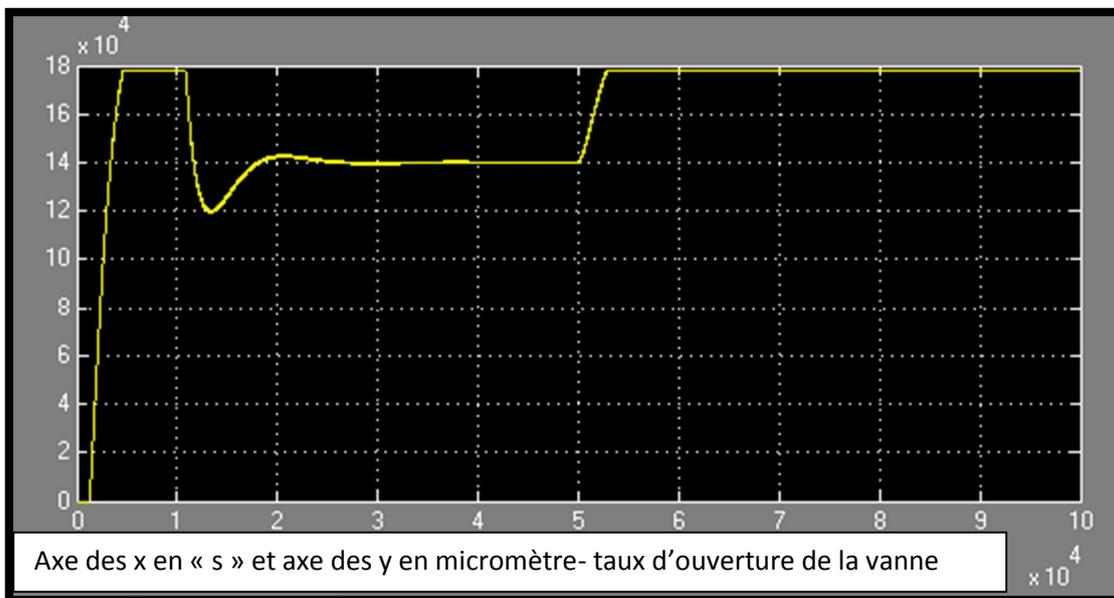


Figure 34: Réponse de la vanne (cas n°2)

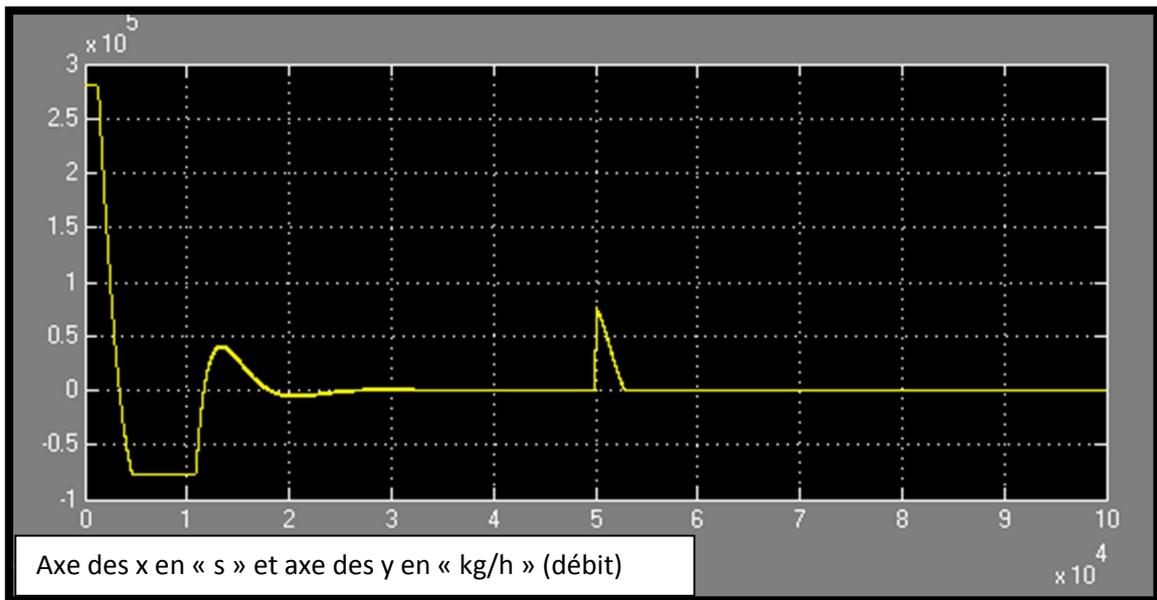


Figure 35: $Q_{in} - Q_{out}$ (cas n°2)

Cas n°3: $Q_{in} = 400000 \text{ kg/h} > Q_{out \text{ max}}$ (deux vannes)

Si le débit d'entrée est supérieur au débit total maximal fourni par les deux vannes de régulation ouvertes à 100%, le système est instable (système intégrateur) et le niveau commence à augmenter dans le ballon pour atteindre la valeur LHH (Level High High), qui déclenche le système de sécurité pour arrêter l'unité.

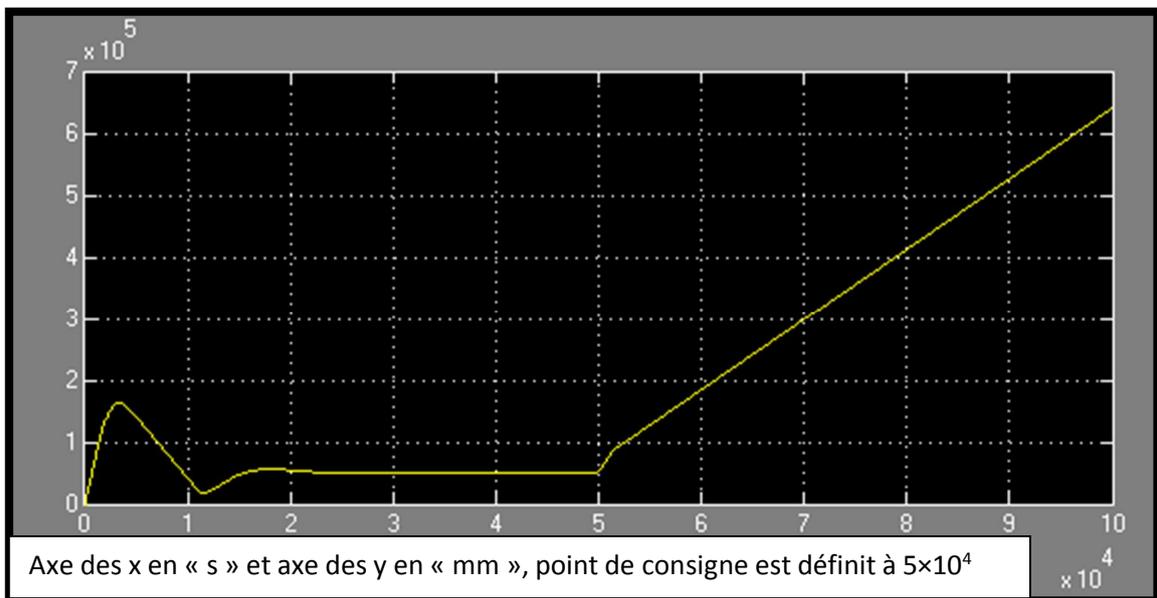


Figure 36: Réponse du niveau (cas n°3)

Nous remarquons que le niveau du slug catcher continu d'augmenter et ne se stabilise pas, même après une longue durée de 12heures.

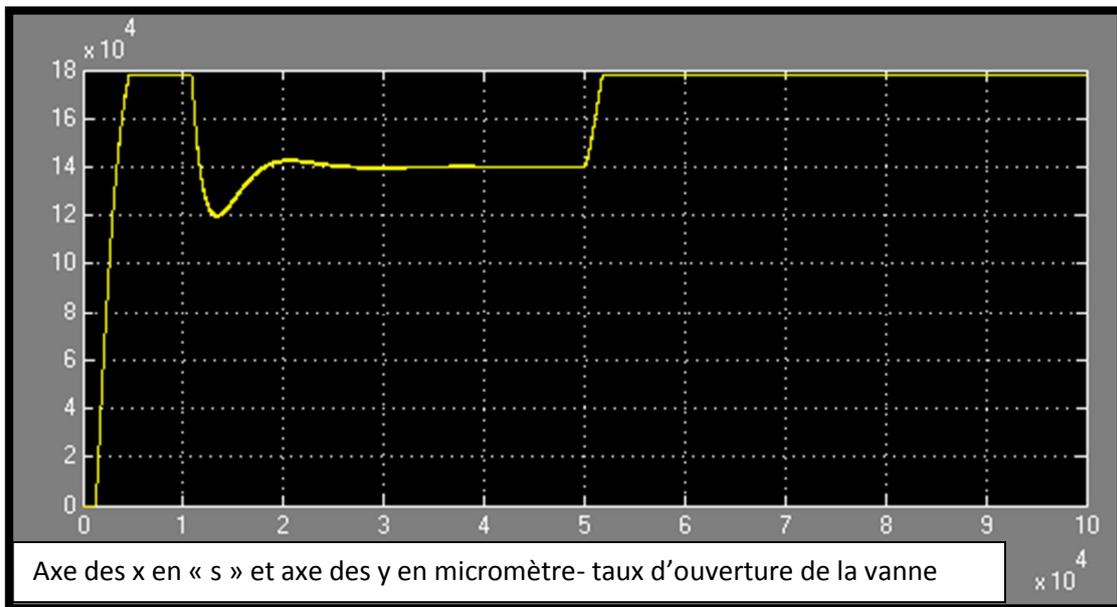


Figure 37: Réponse de la vanne (cas n°3)

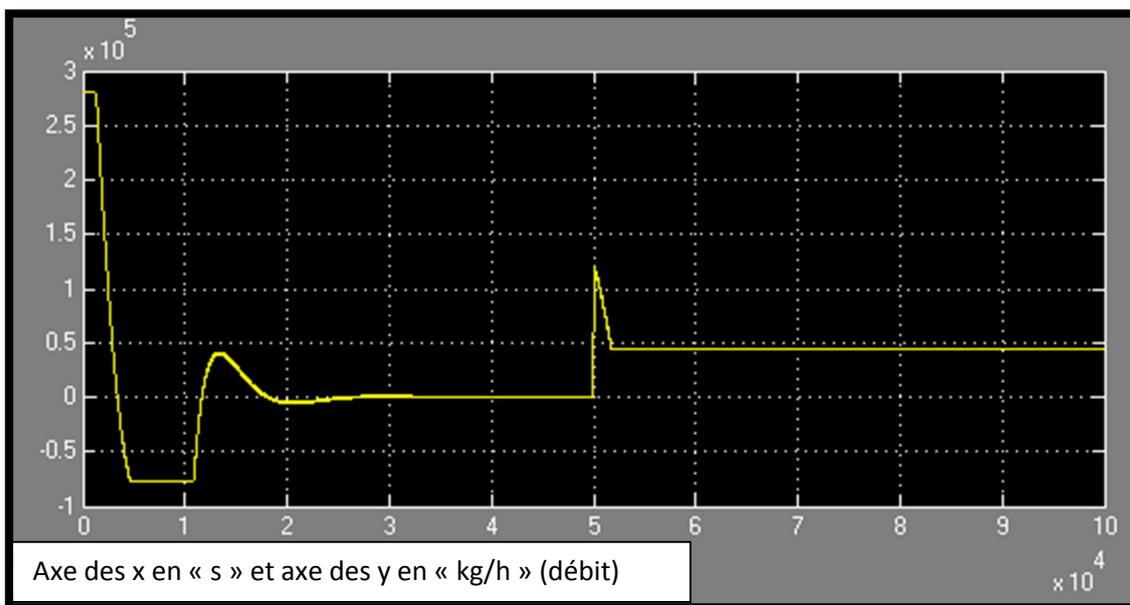


Figure 38: $Q_{in} - Q_{out}$ (cas°3)

Le problème qui se pose est que le niveau n'arrive plus à atteindre la valeur de sa consigne, alors qu'il a été conçu pour travailler à 50% pour des raisons de sécurité.

De ce fait, nous allons proposer des solutions.

Proposition de Solutions :

Proposition n°1 : Remplacement des vannes actuelles par deux vannes de C_v plus grand.

On choisit par exemple $X=250000$ Kg/h et on lance la simulation pour $Q_{in}=400000$ Kg/h.

Nous gardons le même schéma bloc précédent du cas n°3 seulement nous changeons la valeur de la saturation de la vanne au lieu de $X=178077$ kg/h nous introduisant $X=250000$ kg/h.

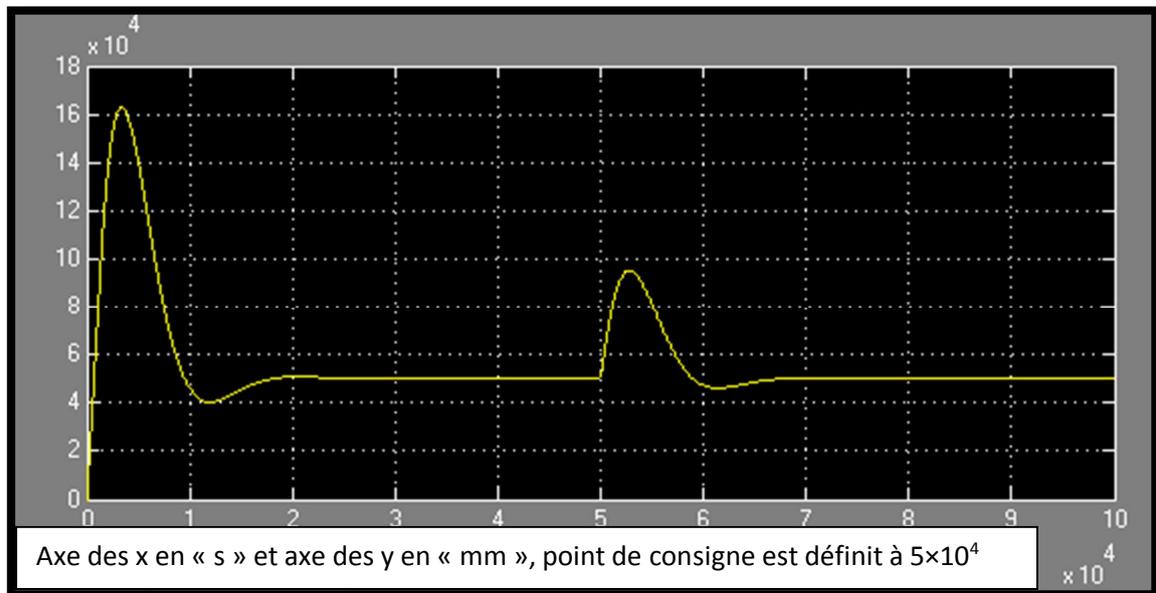


Figure 39: Réponse du niveau proposition n°1

Nous remarquons que le niveau atteint de nouveau sa valeur de consigne. Ainsi, le changement de la vanne serait bénéfique.

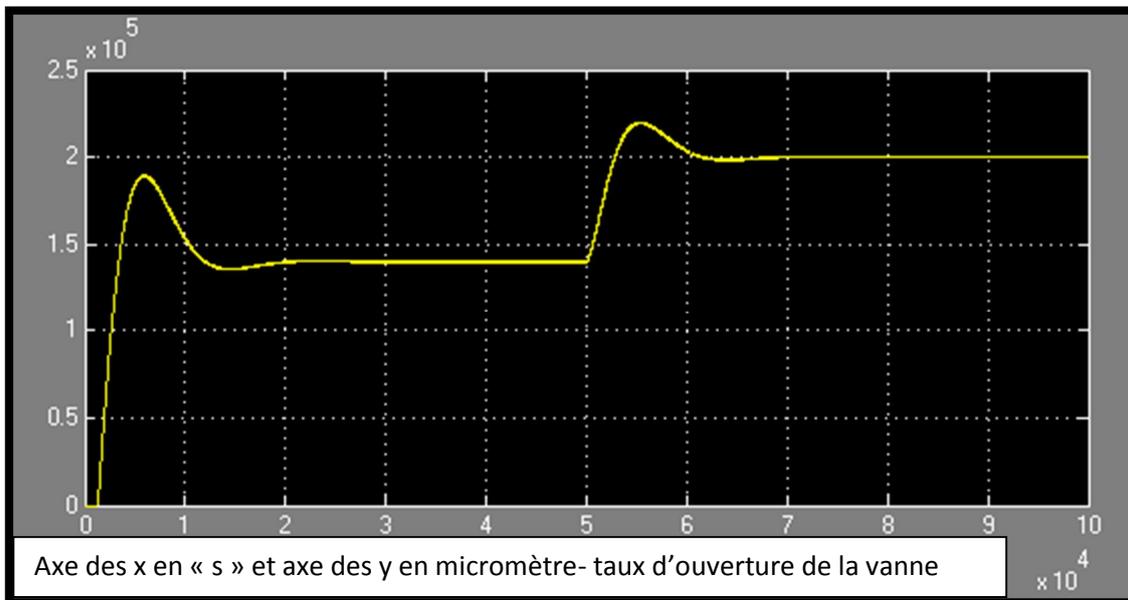


Figure 40: Réponse de la vanne proposition n°1

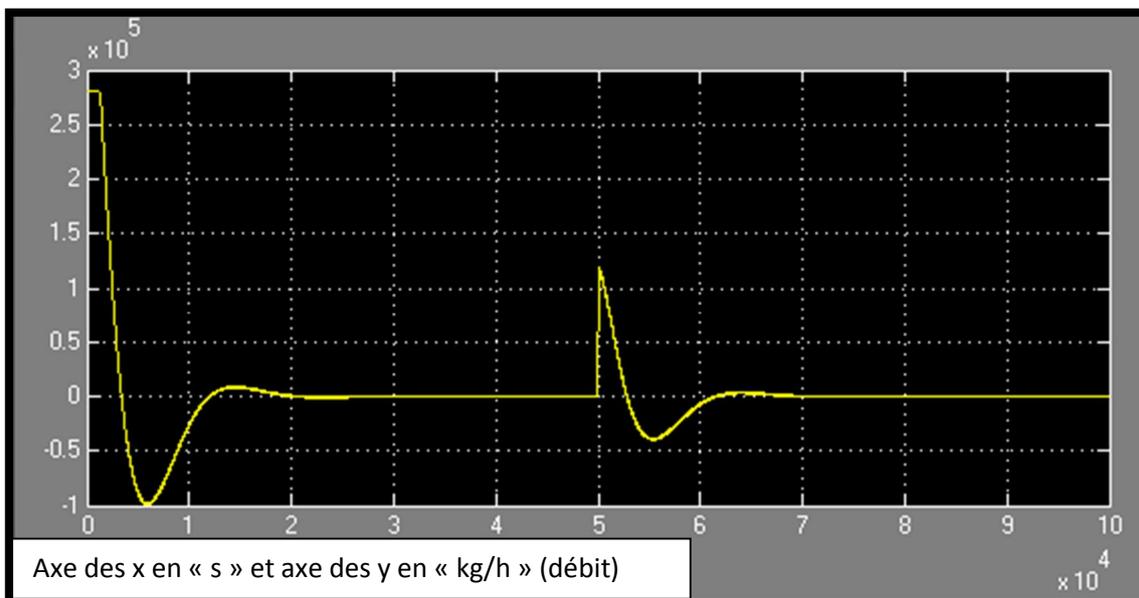


Figure 41: Qin -Qout proposition n°1

Le problème est résolu et le système devient stable. (Le niveau dans le ballon peut atteindre sa valeur de consigne).

Proposition n°2 : Ajout de deux vannes identiques changer aussi la valeur de FFC de 0.5 à 0.25, car le débit total va être partagé cette fois-ci sur les quatre vannes de régulation.

Lancement de la simulation pour et $Q_{in}=400000\text{Kg/h}$.

Ci-dessous le nouveau schéma bloc de la boucle de régulation dans le Simulink.

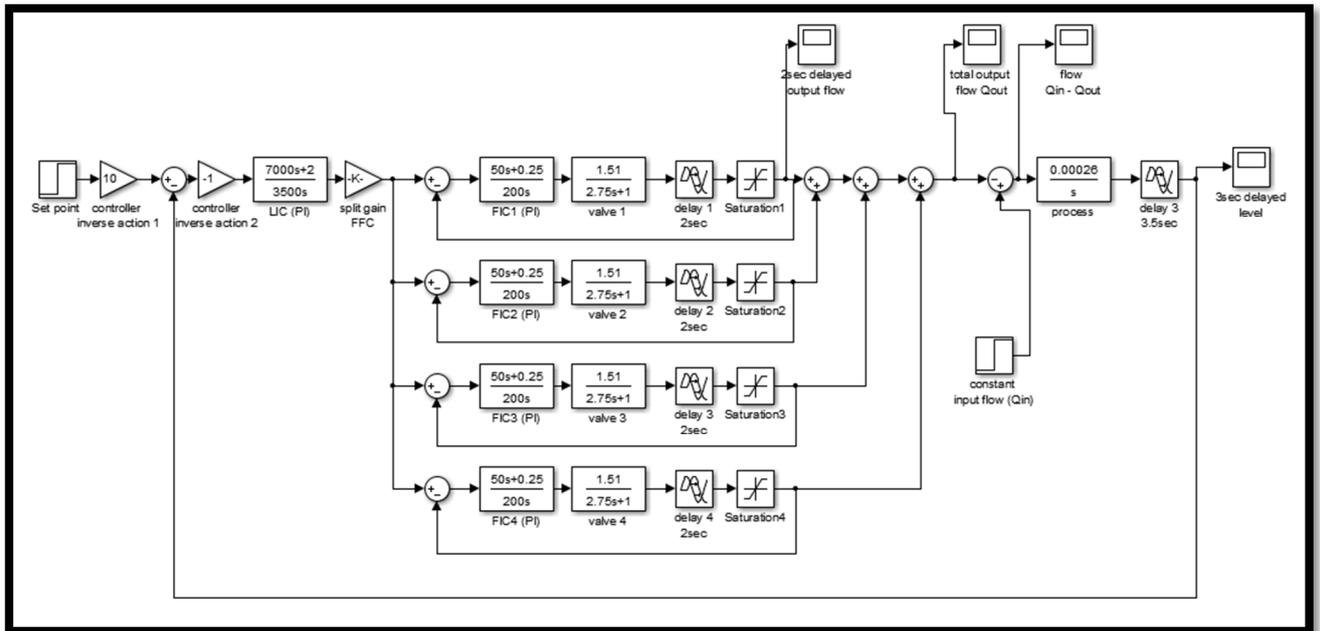


Figure 42: Nouveau schéma bloc Simulink (proposition n°2)

Nous allons voir maintenant la réponse de ce nouveau système et s'assurer que le niveau se stabilise à sa valeur de consigne.

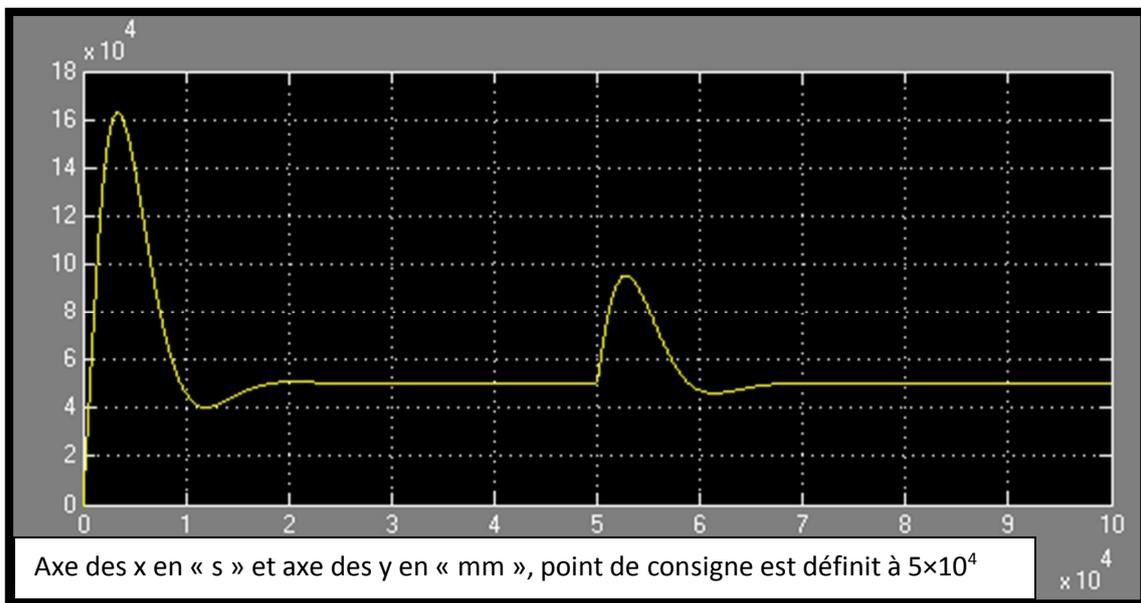


Figure 43: Réponse du niveau proposition n°2

Nous remarquons que le niveau tend vers la valeur de la consigne.

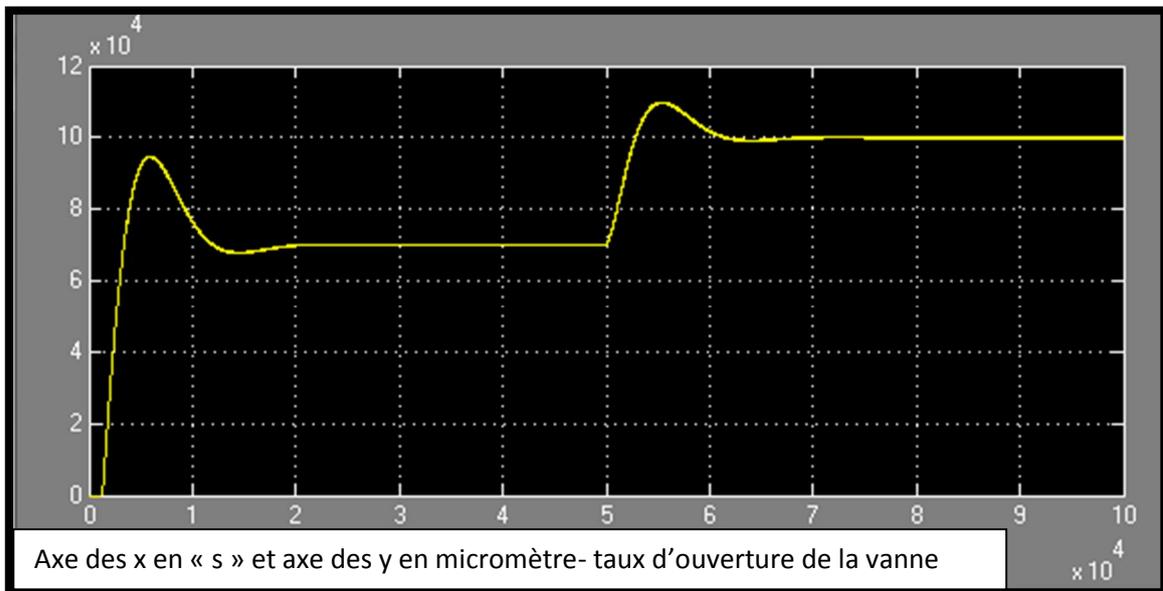


Figure 44: Réponse de la vanne proposition n°2

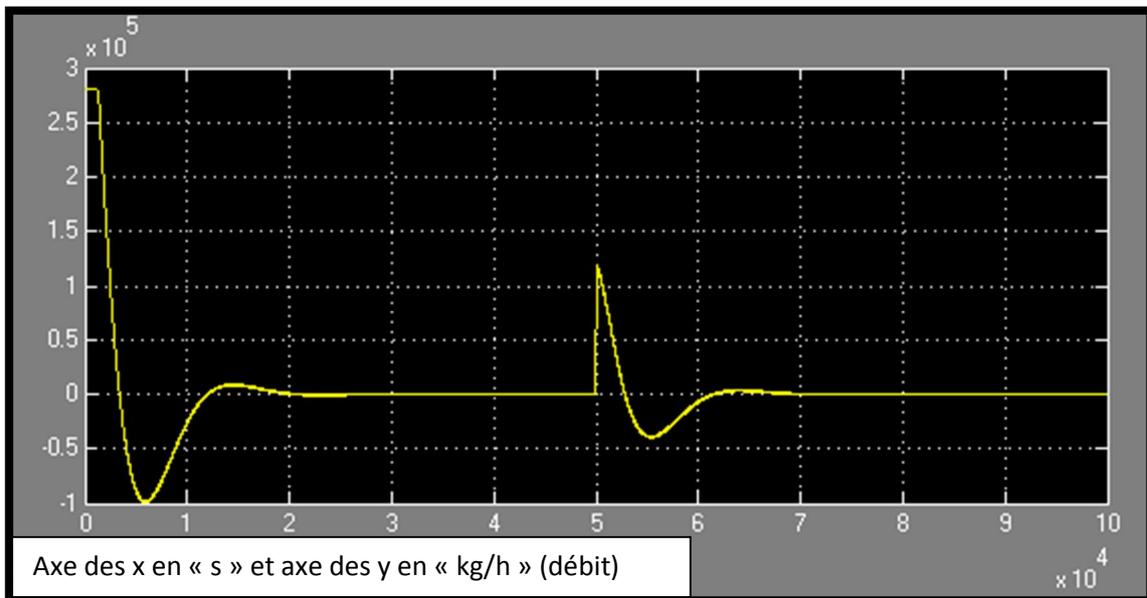


Figure 45: Qin - Qout proposition n°2

Notre objectif qui était de ramener le niveau à sa valeur de consigne est atteint. Aussi c'est à l'entreprise de choisir si elle veut changer les vannes actuelles avec d'autres vannes avec une plus grande capacité, ou d'ajouter deux autres vannes et modifier la boucle de régulation.

La consigne 50% a été choisie pour mesure de sécurité. Ainsi, le fait que le débit d'entrée va augmenter, ceci ne va pas affecter ni perturber le travail du slug catcher.

2.5. Système de sécurité ICSS du slug catcher

Le système de sécurité process et incendie ICSS permet l'intégration des trois systèmes : DCS, SGS et F&G.

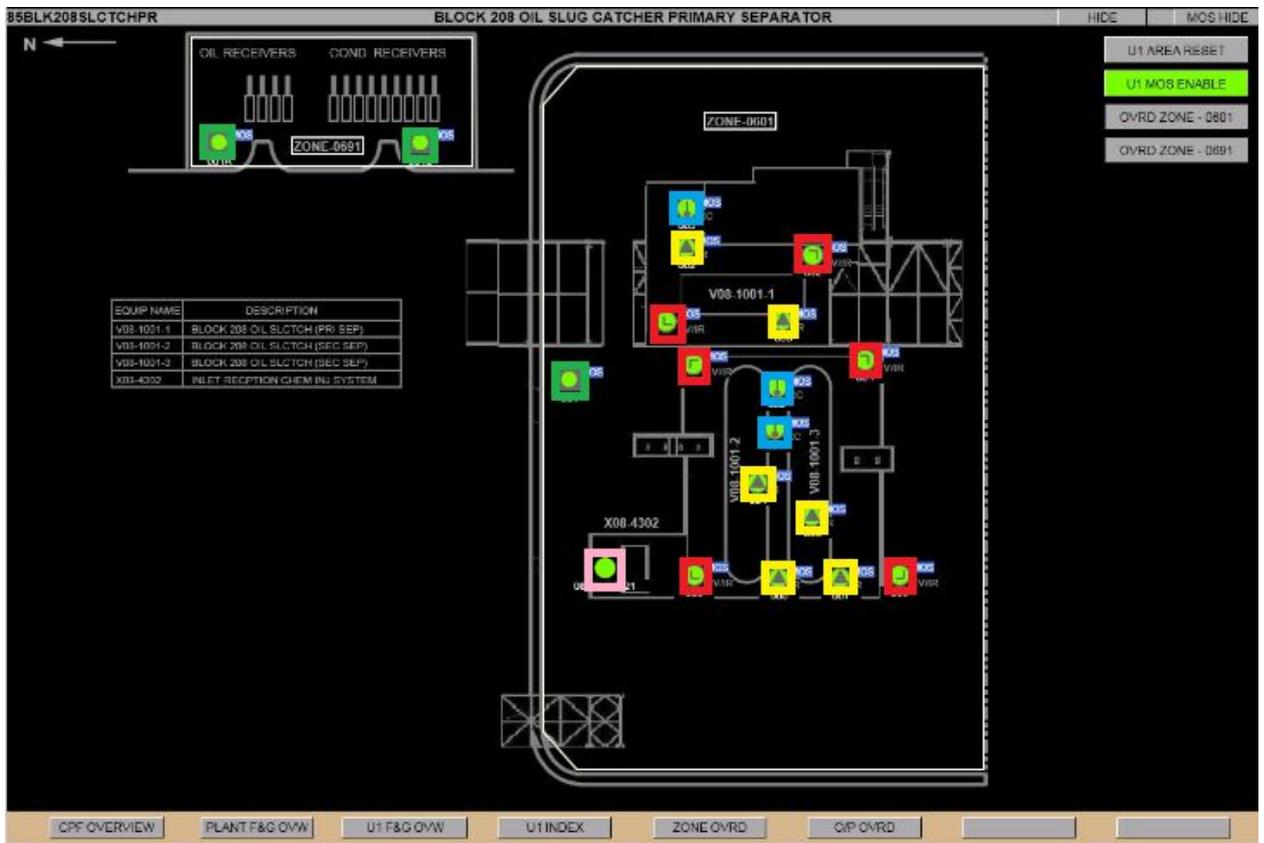


Figure 46: Emplacement des détecteurs dans la zone 601 [10]

Le bloc 208 – partie réception (slug catcher primaire et secondaire) contient différents types de détecteurs :

- Les détecteurs de feu (flamme) en rouge.
- Les détecteurs de gaz en jaune.
- Les détecteurs de chaleur en bleu.

Cette zone contient des boutons poussoirs genre d'alarme pour signaler à la salle de contrôle la présence d'un danger représenté en vert dans la figure-ci dessus.

Une douchette est placée dans cette zone (en rose), en cas de brûlure ou autres problème, cette douchette est connectée à la salle de contrôle, en cas de déversement d'eau (son utilisation) une alarme se déclenche à la salle de contrôle pour prévenir qu'il y'a danger ou un incident près du slug catcher.

Le Groupement Berkine a élaboré lors de la phase de conception d'El Merk des matrices causes et effets (causes & effects) du système ICSS.

Ces matrices assurent le bon fonctionnement de tout le système (DCS, SGS et F&G).

Exemple de scénario de la matrice causes et effets :

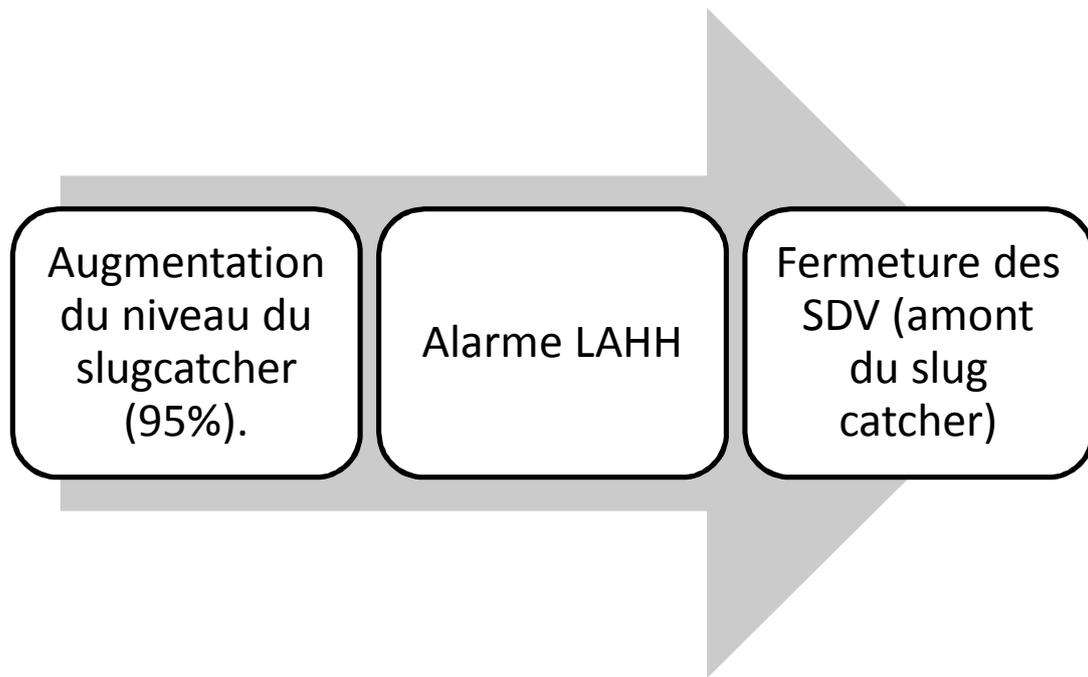


Figure 47: Scénario issu du diagramme causes et effets

En cas d'augmentation du niveau du slug catcher, une alarme LAHH (Level Alarm High) va se déclencher dans tout le système et le système SGS prend automatiquement les actions de sécurité.

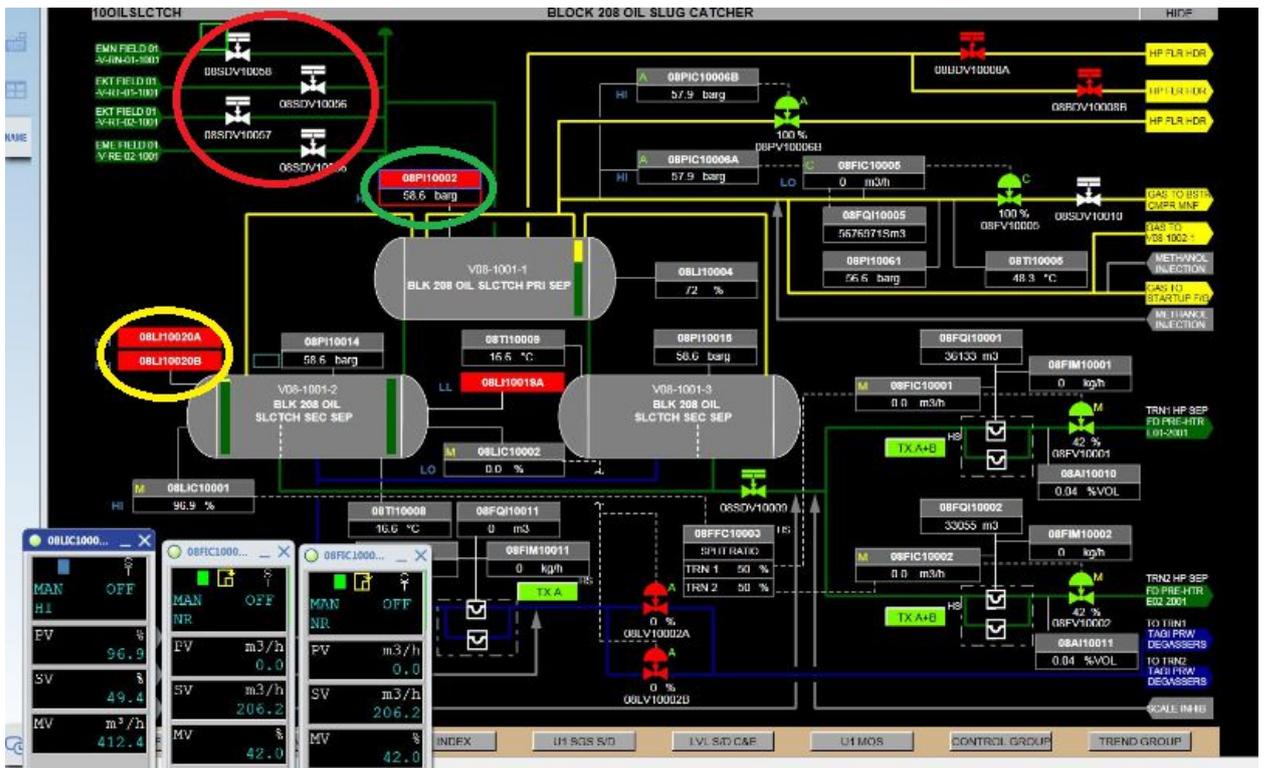


Figure 48: Interface du DCS avec les alarmes LAHH [10]

Nous remarquons bien que si le niveau du slug catcher augmente cela peut causer une augmentation de la pression du slug catcher et déclenchement du système de sécurité, dans ce cas c'est la fermeture des vannes SDV.

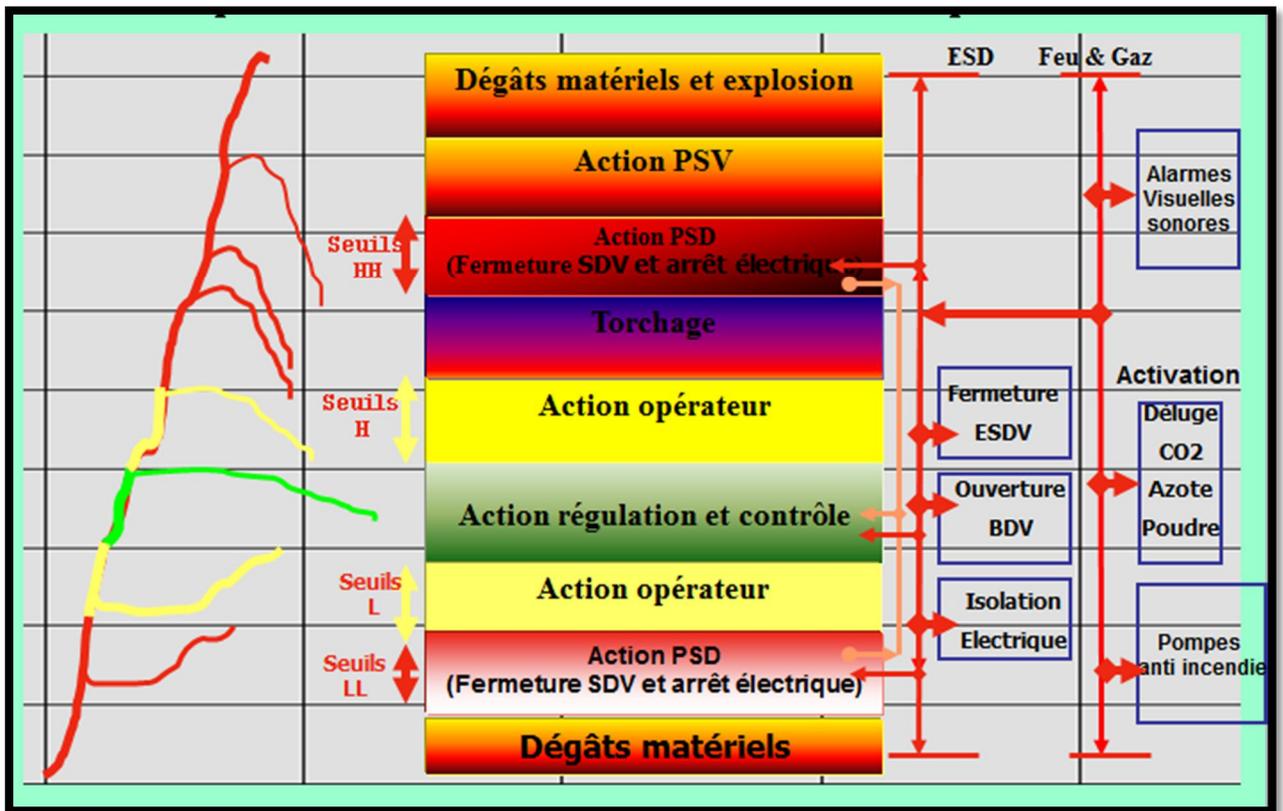


Figure 49: Philosophie du contrôle et de la sécurité du procédé. [Groupement Berkine]

L'importance de la philosophie du contrôle et de la sécurité du procédé est que à un certain moment l'intervention humaine n'est plus efficace ainsi seul le système ICSS permet la parfaite maîtrise du contrôle et de la sécurité de par son intégration sous une même architecture de tous les systèmes qui le composent mais aussi la parfaite communication entre ces systèmes ce qui réduit les effets de chevauchement et mal fonctionnement de ces systèmes.

Conclusion

Le système de contrôle de sécurité intégrée ICSS est une technologie très récente. Elle permet une parfaite maîtrise de la sécurité du procédé grâce à l'intégration de différents systèmes tels que le système de contrôle distribué DCS, le système de protection SGS et le système d'incendie et de gaz.

Le slug catcher représente un équipement critique dans l'installation d'EL MERK, car il est contient un brut non stabilisé, de par sa position amont du procédé de traitement du brut.

Nous avons étudié le système de contrôle du niveau d'huile du slug catcher pour déterminer la capacité des vannes à maintenir la stabilité du système suite à l'augmentation du débit d'entrée.

Nous avons proposé deux solutions pour ramener le système vers la stabilité de nouveau.

La première est de modifier les deux vannes qui existent par d'autres vannes ayant une plus grande capacité.

La deuxième est de modifier la boucle de régulation en lui ajoutant deux autres circuits.

Ainsi, le régulateur de niveau (maitre) va envoyer son signal vers quatre régulateurs de débit (esclaves), au lieu de deux, pour améliorer la performance du système.

Nous avons effectué une étude HAZOP du slug catcher pour traiter la partie sécurité pour pouvoir par la suite combiner et mettre en évidence le rôle de l'ICSS et son importance dans une industrie aussi complexe que celle du traitement de pétrole brut.

Références bibliographiques

- [1] Automatique système linéaires et continus. P. Codron, S. Le Ballois, Dunod, 2006.
- [2] Système asservis 1, cours et problèmes. J.J.DI Stefano, A.R. Stubberud, I.J. Williams, 1974.
- [3] Systèmes asservis linéaire, L. Harous, M. Djeddi, T. Bahi. OPU, Alger, 1994.
- [4] YOKOGAWA - Middle East Process Solutions - Groupement Berkine, 2007.
- [5] Petrofac copy- El Merk Project Safety, Fire & Gas System- document n° ELM-PUL-OP-PRC-0062/A1, 2012.
- [6] Central Processing Facility EL MERK, ALGERIA Contract no. : SC 4012100, PETROFAC Job no.: JI – 195, SAFETY AND FIRE & GAS SYSTEM, 2012.
- [7] Rapport d'étude INERIS-DR-PA6055-CL47569, 2006.
- [8] M.ROYER, « HAZOP: une méthode d'analyse des risques-présentation et contexte », TECHNIQUE DE L'INGENIEUR, se4030, 2009.
- [9] Etude de danger de l'installation El Merk, bureau d'étude Hazteck, 2007 (révision 2011).
- [10] Interfaces graphiques du système DCS du Groupement Berkine, 2015.

Annexes

Annexe A

ANNEXE A

Tableau 1: Les différentes zones

Zones	Lieu	Description	Matières
1	Installations périphériques/ installation centrale de traitement (ICT)	Slug-catchers et récepteurs.	Brut non stabilisé et condensats.
2	ICT	Trains de pétrole 1 et 2.	Brut non stabilisé et GNL.
3	ICT	Trains 1 et 2 de surpression et de compression des gaz associés.	GNL.
4	ICT	Trains de déshydratation 1 et 2.	GNL.
5	ICT	Trains de GNL 1 et 2.	GNL et fractions.
6	ICT	Compresseurs de gaz résidu.	Gaz résidu.
7	ICT	Compresseurs de gaz d'injection.	Gaz d'injection.
8	ICT	Stockage et expédition du pétrole.	Pétrole stabilisé.
9	ICT	Stockage et expédition de GPL.	GPL.

10	ICT	Stockage et expédition de condensats.	Condensats.
11	Installations périphériques	Injection de gaz et gas-lift.	Gaz d'injection.
12	Installations périphériques	Pipelines d'expédition de condensats et de GPL.	Condensats et GPL.
13	Installations périphériques	Système de production /collecte de condensats de gaz et de pétrole.	Brut non stabilisé et condensats.
14	Installations périphériques	Pipelines d'expédition de pétrole (stabilisé).	Pétrole stabilisé.

Annexe B

ANNEXE B

Tableau 1: Etude HAZID

Dangers	Causes	Conséquences	Protection / prévention	Actions / recommandations
Climat extrême	Chaleur	- Détérioration des équipements. -Effets sur le personnel.	-La majorité des équipements ont été conçus pour résister à la chaleur. - Equipements de protection individuelle	/
Climat extrême	Froid	-Effets sur le personnel et les équipements.	-La majorité des équipements ont été conçus pour résister au froid. - Equipements de protection individuelle (EPI).	/
Climat extrême	Vent	-Effets sur les équipements	La majorité des équipements	/

		et les structures.	ont été conçus pour résister à une certaine puissance de vent.	
Climat extrême	Tempête de sable.	<ul style="list-style-type: none"> - Perturbation du travail des compresseurs à cause du blocage d'air qui les alimente. - Arrêt d'urgence. - blocage dans le système d'aération (HVAC). - Impacts sur le personnel. 	<ul style="list-style-type: none"> - Filtrer l'air qui entre dans les compresseurs. - procédure d'opérations et de maintenance des équipements. - HVAC a été conçu avec des types de filtres bien adaptés. - Le port d'EPI. 	-alarme confirmée lié au système de control et de sécurité intégré (ICSS).
Evènement naturel	La foudre.	-Dommages pour l'installation.	Concevoir des équipements qui résistent à la foudre	/

		-Problème au niveau des équipements qui ont une grande hauteur (four, colonne).	(avec une éventuelle mise à la terre).	
Intervention humaine	Terroristes.	-Dommages de l'installation. -Impacts sur le personnel.	- Sécurisation de toute l'installation (présence de militaires).	/
Infrastructures	Transport du personnel et du matériel.	-Risques liés au transport entre le l'installation centrale de traitement et la base de vie.	- Rapprochement de la base de vie par rapport à l'ICT. - Formation des conducteurs.	/
Infrastructures	Transport aérien.	-Crash d'avion. -mauvais décollage. -Mauvais atterrissage.	- Interdiction de vol de nuit. -Control des procédures de vol.	/

Infrastructures.	Approvisionnement et exportation.	- Mouvement des camions citernes sans surveillance.	- Détermination d'un itinéraire sécurisé. -Se conformer à la réglementation de la gestion du transport des matières dangereuses.	/
Dangers d'incendie et d'explosion.	L'inventaire des hydrocarbures (process).	-Jet fire. -Flash fires. - Explosions. -Impacts sur le personnel, les biens et l'environnement.	- Détecteurs de feu et de gaz. -Système d'incendie F&G -Isolation (SDV, BDV).	/
Dangers d'incendie et d'explosion.	Stockage des produits inflammables.	- Débordement du réservoir.	- Indicateurs de niveau. -Arrêt d'urgence lors de	Plan d'urgence en cas de fuite ou renversement du GPL.

			l'alarme high level.	
Dangers d'incendie et d'explosion.	Stockage des produits inflammables.	-Feu du réservoir.	-Système de détection d'incendie et de gaz.	/
Dangers d'incendie et d'explosion.	Exportation du GPL.	-Explosion et/ou incendie.	-Transport du GPL par pipelines.	/
Dangers d'incendie et d'explosion.	Sources (énergie d'activation) : flamme des torches, fours, équipements électrique et énergie statique.	-Explosion et/ou incendie.	- Procédure de permis de travail pour l'accès des véhicules dans l'installation.	/
Dangers du process.	Pression élevée.	- Détérioration des équipements.	-Vanne de régulation de pression. -Arrêt d'urgence causé par la pression élevée. -ESD et évacuation des BDV de	/

			l'excès de gaz vers torche. Système d'incendie F&G.	
Dangers du process.	Température élevée ou basse.	-Pour une température assez bas il y'a une formation des hydrates.	- Equipements résistants à une température minimale et maximale. -Injection du méthanol pour élimination des inhibiteurs des hydrates.	/
Dangers du process.	Variation de la composition.	- Perturbation du process.	-Tests du brut issus de différents puits.	/
Control des opérations.	Opérations de maintenance.	- Défaillance des équipements. Impact sur la production.	-Système d'arrêt d'urgence (ESD).	/

<p>Dangers sur la santé dans les espaces confinés.</p>	<p>Travail dans des espaces confinés.</p>	<p>-Impacts sur le personnel.</p>	<p>-Permis de travail. -O2 portatif. -EPI. - Procédure de travail dans des espaces confinés</p>	<p>/</p>
<p>Dangers sur la santé.</p>	<p>Manipulation des produits chimiques.</p>	<p>-Impacts dur le personnel (blessures, brulures)</p>	<p>-Méthode de travail. EPI. - Douchette et lave œil. -Fiche de sécurité de chaque produit.</p>	<p>/</p>
<p>Dangers sur la santé.</p>	<p>Bruit</p>	<p>-Fatigue. Maladies</p>	<p>-Etude sur le bruit. -Identifier les zones ou le bruit est élevé. - Protection des oreilles.</p>	<p>/</p>

Dangers sur la santé.	Travail avec des équipements électriques.	- Electrification. - Electrocution.	- Procédure de travail. - Formations du personnel. -Permis de travail.	/
Impacts environnementaux.	-Emission d'air du four et de la « joule Tompson ».	-Impacts sur la faune et la flore.	-Emission limitée.	/
Impacts environnementaux.	-Emission de l'excès de gaz.	-Pollution de l'air.	- Limitation du taux de torcharge.	/
Impacts environnementaux.	-Contamination de l'eau.	-Pollution de l'eau.	- traitement des eaux polluées dans une unité de traitement d'eau.	/

Annexe C

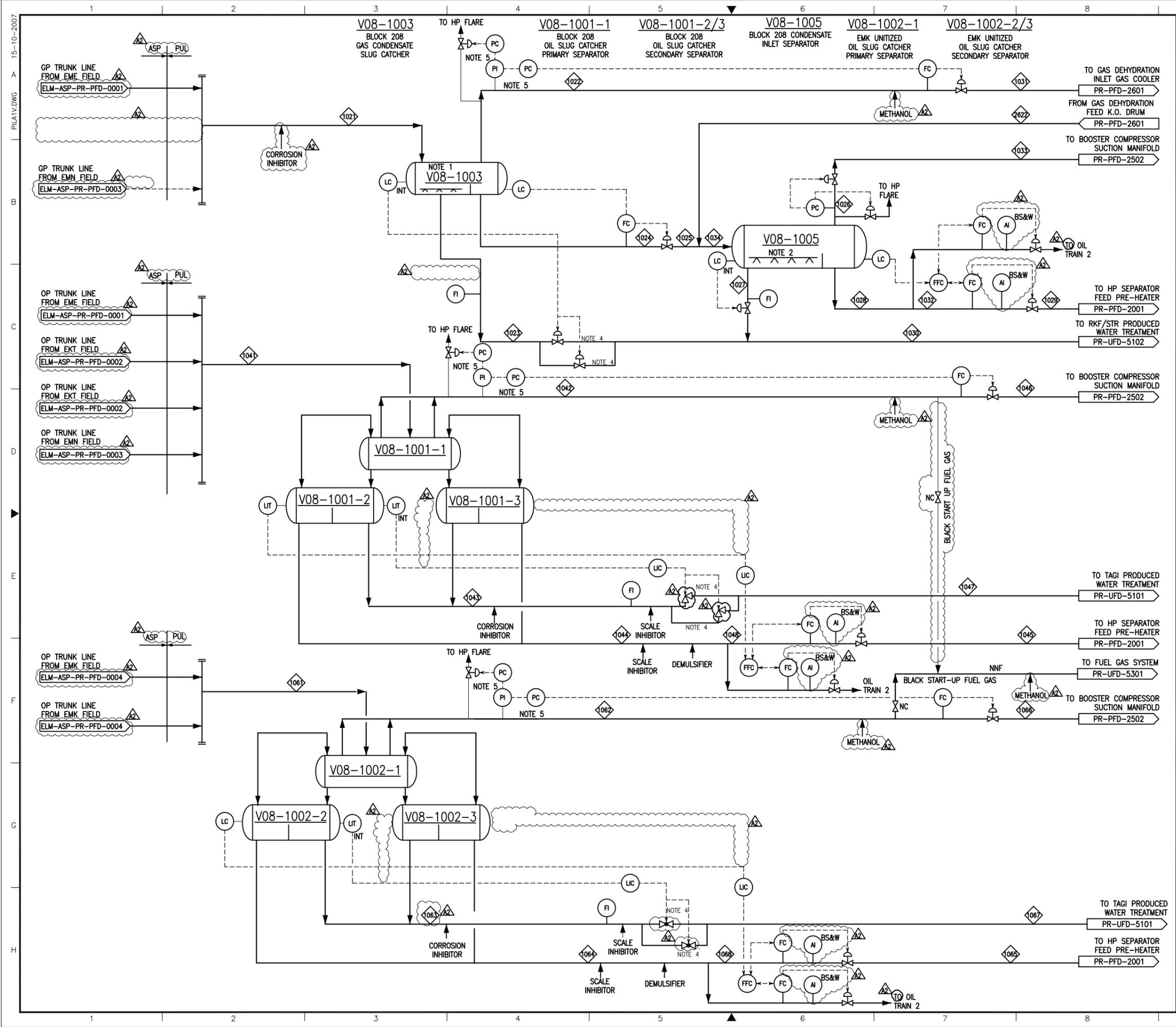
ANNEXE C

Tableau 1: Liste des scénarii retenus

Scénario	Description	Zone
1	VCE- Explosion d'un nuage de vapeur dû à un dégagement de gaz/condensat provenant des pipelines adjacents du séparateur associé.	1
2	Jet-fire- Dû à une fuite importante de pétrole brut non stabilisé au niveau de l'admission du séparateur de pétrole.	1
3	Flash-fire - Dû à un dégagement de pétrole au niveau inférieur du stabilisateur de condensats se produisant lors de conditions climatiques rares.	2
4	VCE - Explosion d'un nuage de vapeur dû à une libération de GNL/gaz au niveau du système de déshydratation.	4
5	Flash-fire- Dû à une fuite de gaz au niveau du compresseur intermédiaire des gaz associés.	3
6	Feu de nappe - Dû à un épandage de GNL au niveau inférieur de la colonne du dééthaniseur.	5
7	Jet-fire – dû à une fuite importante de gaz au niveau du compresseur intermédiaire des gaz associés.	3
8	Flash-fire – dû à une fuite importante de gaz d'injection suite à une défaillance du collecteur de décharge	7
9	Jet-fire – dû à une fuite importante au niveau de la vanne de décharge du compresseur de gaz résidu.	6
10	Flash-fire – dans l'enceinte de la turbine.	7

11	Flash-fire – dû à une défaillance du réservoir de stockage du pétrole.	8
12	Boil-over – Dans le bac de stockage du pétrole.	8
13	Feu de nappe – dû à un épandage de pétrole brut au niveau de la vanne de décharge de la pompe de surpression de pétrole.	8
14	BLEVE : au niveau de la sphère de stockage du GPL.	9
15	Flash-fire – dû à une défaillance critique de la sphère de stockage du GPL.	9
16	Flash-fire – dû à une fuite importante au niveau du bac de stockage de condensats.	10
17	Feu de nappe - Dû à une fuite importante e condensats au niveau de la vanne de décharge de la pompe de surpression de condensats.	10
18	Flash-fire – dû à une fuite importante du GPL au niveau du pipeline d’expédition.	12
19	Flash-fire – dû à une fuite importante au niveau du pipeline d’expédition du pétrole.	14
20	Flash-fire - Dû à un dégagement de pétrole au niveau inférieur du slug catcher se produisant lors de conditions climatiques rares.	1

Annexe D



- NOTES:
1. SLUG CATCHER TO BE PROVIDED WITH SAND REMOVAL INTERNALS.
 2. CONDENSATE INLET SEPARATOR TO BE PROVIDED WITH SAND REMOVAL INTERNALS.
 3. DELETED.
 4. HIGH/LOW FLOW CAPACITY CONTROL VALVES PROVIDED.
 5. TWO SEPARATE CONTROLLER TO BE PROVIDED WITH COMMON PT.

HOLDS:

REV	DESCRIPTION	DRWN	CHK'D	APP'D	APP'D	DATE
A2	REISSUED FOR DESIGN	VSP	DK	BL/KVS	AAW	14-05-10
A1	ISSUED FOR DESIGN	VSP	AGP	YSG/KVS		23-06-09
R2	REISSUED FOR REVIEW	GV	AGP	YSG/KVS		10-04-09
R1	ISSUED FOR REVIEW	MP	AGP	YSG	KVS	10-03-09



SONATRACH



Anadarko
Algeria Company LLC



EL MERK
ALGERIA

CLIENT'S PRJ. NO.: SC 4012100
 PETROFAC JOB NO.: JI-195
 ORIGINAL DWG SIZE: A1
 SCALE: NTS

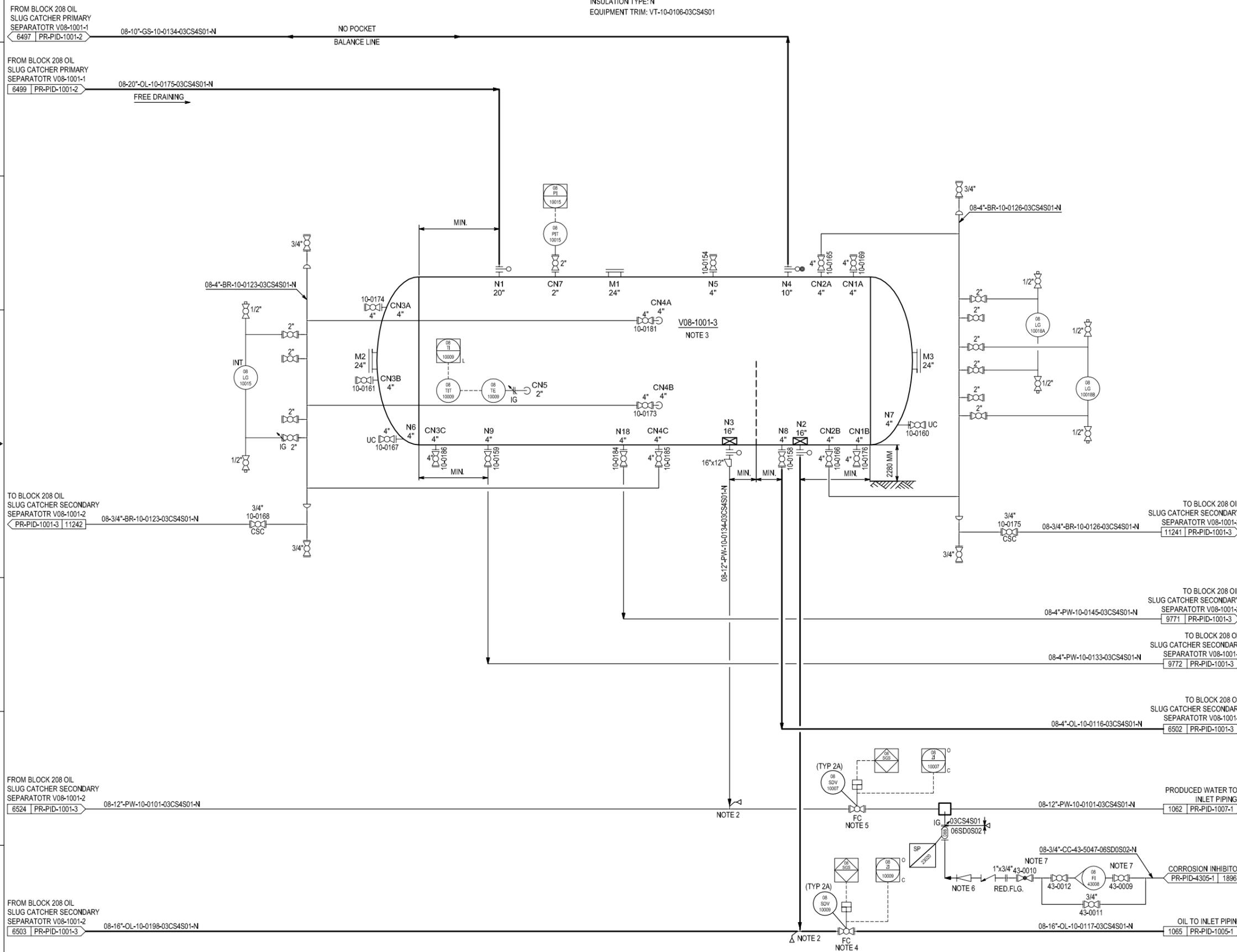
**EL MERK CENTRAL PROCESSING FACILITY
 RECEPTION FACILITIES
 PROCESS FLOW DIAGRAM**

CLIENT: SONATRACH/ANADARKO ASSOCIATION
 DWG. ELM-PUL-PR-PFD-1001 SH. 1 OF 1 REV A2
 ELECTRONIC FILE: ELM-PUL-PR-PFD-1001-A2.dwg

Annexe E

V08-1001-3
 BLOCK 208 OIL SLUG CATCHER SECONDARY SEPARATOR
 OPERATING CONDITIONS: 40.0 barg, 15-60°C
 SIZE: 4100.0 mm ID x 30000.0 mm T/T
 DESIGN PRESSURE: 46.5 barg/FV
 DESIGN TEMPERATURE (MAX/MIN): 90.0 °C / -20.0 °C
 INSULATION TYPE: N
 EQUIPMENT TRIM: VT-10-0106-03CS4S01

- NOTES:
- FOR SYMBOLS, GENERAL NOTES & DETAILS, SEE P&ID NOS. ELM-PUL-PR-PID-0010 TO ELM-PUL-PR-PID-0014.
 - SYMMETRICAL PIPING TO BE PROVIDED.
 - REFER BLOCK 208 OIL SLUG CATCHER PRIMARY & SECONDARY DATASHEETS FOR EXACT LOCATION OF INLET & OUTLET NOZZLES & INSTRUMENTATION.
 - 08-SDV-10009 TO BE LOCATED AT MINIMUM DISTANCE FROM NOZZLE N2 OF V08-1001-2 AND NOZZLE N2 OF V08-1001-3.
 - 08-SDV-10007 TO BE LOCATED AT MINIMUM DISTANCE FROM NOZZLE N3 OF V08-1001-2 AND NOZZLE N3 OF V08-1001-3.
 - DISSIMILAR TYPE CHECK VALVES.
 - FLOW ELEMENT SHALL BE VISIBLE FROM GLOBE VALVE.



HOLDS:

AS BUILT

REV	DESCRIPTION	DRWN	CHK'D	APP'D	APP'D	DATE
Z	AS BUILT	VSP	MB	KVS	AAW	01.10.13
C3	REISSUED FOR CONSTRUCTION	VSP	VVG	SKG	AAW	15.12.11
C2	REISSUED FOR CONSTRUCTION	VSP	VVG/GJ	KK/SGK	AAW	13.09.10
C1	ISSUED FOR CONSTRUCTION	VSP	PR/JM	YGVK	AAW	17.02.10
A2	APPROVED FOR DESIGN	VSP	VSG/JM	YGVK	AAW	16.10.09
A1	ISSUED FOR HAZOP	VSP	VSG/JM	YGVK	AAW	29.07.09





Petrofac
 CLIENT'S PRJ. NO.: SC 4012100
 PETROFAC JOB NO.: JI-195
 ORIGINAL DWG SIZE: A1
 SCALE: NTS

EL MERK CENTRAL PROCESSING FACILITY
 CPF RECEPTION
 BLOCK 208 OIL SLUG CATCHER SECONDARY SEPARATOR
 PIPING AND INSTRUMENTATION DIAGRAM

Annexe F

ANNEXE F

Tableau 1: Explication du schéma bloc Simulink

Position du bloc (de la position gauche vers la droite)	Couleur du bloc	Représentation	Fonction
1 ^{er} (ligne du milieu)	Jaune	Signal d'entrée	Consigne
Dernier (ligne du bas)	Jaune	Signal d'entrée	Valeur du débit d'entrée « Qin »
2 ^{ème} (ligne du milieu)	Rouge	Gain	Amplification du signal de la consigne pour qu'elle puisse être visible dans la simulation.
4 ^{ème} (ligne du milieu)	Rouge	Gain	Action inverse du régulateur à cause de la présence du signe «-» dans la chaîne de contrôle directe.
6 ^{ème} (ligne du milieu)	Rouge	Gain	Switcher, il divise le signal en deux (50%).
3 ^{ème} , 7 ^{ème} , 12 ^{ème} , 13 ^{ème} (ligne du milieu) et 1 ^{er} (ligne du bas).	Bleu	Sommateurs (additionneur)	Le 3 ^{ème} , 7 ^{ème} , 13 ^{ème} et le 1 ^{er} « ++ » mais le 12 ^{ème} «+».

5 ^{ème} (ligne du milieu)	Vert	Fonction de transfert	Fonction de transfert du régulateur de niveau LIC.
8 ^{ème} (ligne du milieu)	Vert	Fonction de transfert	Fonction de transfert du régulateur 1 de débit FIC.
9 ^{ème} (ligne du milieu)	Vert	Fonction de transfert	Fonction de transfert de la vanne 1.
14 ^{ème} (ligne du milieu)	Vert	Fonction de transfert	Fonction de transfert du procédé.
2 ^{ème} (ligne du bas)	Vert	Fonction de transfert	Fonction de transfert du régulateur 2 de débit FIC.
3 ^{ème} (ligne du bas)	Vert	Fonction de transfert	Fonction de transfert de la vanne2.
10 ^{ème} (ligne du milieu) et 4 ^{ème} (ligne du bas)	Orange	Retard	Retard de la réponse de la vanne (1 et 2).
15 ^{ème} (ligne du milieu)	Orange	Retard	Retard de la réponse du système.
11 ^{ème} (ligne du milieu)	Noir	Saturation	Saturation de la vanne 1.
5 ^{ème} (ligne du bas)	Noir	Saturation	Saturation de la vanne 2.