

N° d'ordre :/ Faculté/ UMBB/ 2019

RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE
Ministère de l'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université M'Hamed Bougara-Boumerdes
Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Automatisation et électrification des Procédés Industriels

Mémoire de fin d'études
En vue de l'obtention du diplôme de Master

Présenté par :

NASRI Bariaa
NOUR ALI Kacem

Filière : Hydrocarbures.

Option : Commande automatique

THÈME

**Application de la technique SVD sur la commande multivariable d'un
séparateur triphasé de l'unité de production GTIM, Timimoune,
Adrar.**

Encadré par :

Dr. A.KHELASSI

Devant le jury :

Président de jury	H.MEGLLOULI	MCA
Examineur	A.CHAIB	MCB
Examineur	H.FEKHAR	MAA

Boumerdès 2019

Nous tenons à remercier Notre dieu, le tout puissant, qui nous a donné le courage et la volonté pour bien mener ce travail.

Tous nos remerciements à notre examinateur Dr. KHELASSI pour sa bienveillance et ses judicieux conseils desquels nous avons su en profiter après nos différents échanges

Comme il nous le dit toujours :

L'important ce n'est pas dans la présentation d'un mémoire de fin d'étude mais d'être apte à être un bon automaticien dans la vie professionnelle.

Nous remercions les membres du jury qui nous ont fait l'honneur d'examiner notre travail.

Nous remercions les enseignants de la faculté des hydrocarbures et de la chimie pour leur effort voué à nous transmettre le savoir, en particulier ceux du département Automatisation et électrification de procédés industriels.

Un remerciement pour DJAAFAR IRZI -Allah yarahmou- fondateur du PETROLEUM CLUB et à tous les membres du PETROLUM CLUB ; Ceux qui nous ont donné des expériences et méthodes de travaux qui nous a servis à réaliser ce mémoire.

Laisant les personnes les plus chers à nos cœurs au dernier lieu ; Nous tenons à exprimer notre très grande gratitude et nos profondes affections à nos chers parents pour leurs encouragements, leur patience et leur grand soutien, durant toutes ces années d'études.

Pour ceux qui ne peuvent même pas

Baríaa

Je dédie ce mémoire à ma mère, qui est la plus chers dans mes yeux.

A mon père qui m'a appris beaucoup de choses dans ma vie

*A PETROLEUM CLUB qui ont rendus ces cinq ans universitaires
Pleins d'expériences.*

*A Mohamd Ali Hassen, celui qui nous a permis de fonder Society
Petroleum Engineering Student Chapter University Of Boumerdes*

*A AIESEC In Benak pour tous ce que j'ai appris sur le
Développement personnel et management des projets*

*A BOUM Community qui m'a permis d'apprendre beaucoup de
choses dans ma vie.*

*A A.TAJBI, M.Yousri, H.Khediri I.Dahmani, F.DJafar,
H.Abdelmoumene, H.Zorgani, B.ZOrgani, R.Saadi, A.Kies,
A.Boutouchent, Dj.R.Aounek, M.Boughezala, A.Bounedjar,
L.Ouchrif, K.Ouabdessalam et a toutes personnes qui ont marquées
ma vie.*

*A l'équipe ELCOuzina, des jeunes entrepreneurs voulant améliorer
la qualité de vie des Algériens et vise le 13ème but de développement
durable Santé et Bienêtre.*

A l'équipe d'ingénieurs du groupement Timimoune.

*Spéciale dédicace à Monsieur T.Mounir et son fils qui m'ont
vraiment aider dans ma vie professionnel*

Liste des abréviations

ADGA	Average Dynamic Gain Array
AGRU	ACID GAS REMOVE UNIT
BSCH	Banco Santander Central Hispano
CPF	Central Processing Installations
DRGA	Dynamic Relative Gain Array
DRMA	Dynamic Relative Marge Array
GTIM	Groupement Timimoun
IMC	Multiloop Controller
IQ	Interaction Quotient
LAH	Level Alarme Hight
LAL	Level Alarm Low
LC	Level Control
LSLL	Low Security Liquid Level
LT	Level Transmitter
NLDL	Normal Liquid D Level
NLL	Normal Liquid Level
PAH	Pressure Alarme High
PC	Pressure Control
PCV	Pressure Control Valve
PID	Proportionnel Intégral Dérivé
PSH	Pressure Secutiyu High
PT	Pressure Transmitter
RDA	Relative Dynamic Array
RGA	Relative Gain Array
SVD	Singular Values Decomposition

Figure 1. 1	Situation du gisement Timimoune	3
Figure 1. 2	Schéma générale des lignes de productions.	4
Figure 1. 3	Schéma simplifier de la séparation primaire	5
Figure 1. 4	Schéma simplifier de la séparation secondaire	5
Figure 1. 5	Schéma simplifier des circuits après la séparation.....	7
Figure 1. 6	Schéma approximatif de la composition de notre 5enue	8
Figure 2.1	Schéma simplifier d'un séparateur de production horizontale.....	10
Figure 2.2	Schéma plus détaillé sur l'instrumentation du séparateur de production.....	11
Figure 2.3	5ue externe d'un séparateur 5erticale.....	11
Figure 2.4	Schéma explicatif du principe de fonctionnement d'un séparateur 5erticale biphasique.....	12
Figure 2.5	Schéma simplifier du principe de fonctionnement d'u séparateur horizontale triphasique	12
Figure 2.6	Diffuseur d'entrée	13
Figure 2.7	Extracteur de brouillard.....	13
Figure 2.8	5ue générale d'un séparateur horizontale biphasique	14
Figure 2.9	5ue générale d'un séparateur horizontale triphasé.....	14
Figure 2.10	5ue d'ensemble d'un séparateur sphérique	15
Figure 2.11	Schéma simplifier montrant l'emplacement des séparateurs de roduction. ...	16
Figure 2.12	Schématisation approximatif du principe de fonctionnement	16
Figure 2.13	Schéma des boucles de régulation.....	18
Figure 2.14	5ue d'un transmetteur de ni5eau	18
Figure 2.15	5ue d'un ni5eau à glace.....	19
Figure 2.16	5anne de régulation de la pression	19
Figure 2.17	Boucle de régulation du ni5eau d'eau.....	21
Figure 2.18	Boucle de régulation du ni5eau huile.....	22
Figure 2.19	Boucle de régulation de la pression.	22
Figure 2.20	Croquis montrant la section trans5ersale de la zone liquide, 5ue de l'extrémité du séparateur.....	23
Figure 2.21	Schéma simplifié du résér5oir séparateur, montrant les objectifs à l'intérieur du résér5oir.....	24
Figure 2.22	:schéma montrant l'effet de limaces sur le débit d'entrée.....	25
Figure 2.23	Schémas du cycle sé5ère des limaces dans les systèmes de colonnes montantes des conduites d'écoulement.	25
Figure 3.1	Présentation d'un schéma fonctionnel d'un régulateur.	28
Figure 3.2	Système en boucle ou5erte.....	29
Figure 3.3	Système en boucle fermé	30
Figure 3.4	Echelle algorithmique du diagramme de bode.....	32
Figure 3.5	Commande multi boucles.....	34
Figure 4.1	Gain total correspondant à un dépassement de 10%.....	44
Figure 4.2	Schéma fonctionnel de la boucle de régulation qu'on a proposée.	49
Figure 4.3	Schéma bloc de control de ni5eau du liquide.....	50
Figure 4.4	Schéma simplifier de notre boucle de régulation.	50

Figure 5. 1 Schéma bloc de régulation de niveau.....	56
Figure 5. 2 : lieu de racine de la boucle du liquide.....	56
Figure 5. 3 : Détermination des pôles dans le lieu d'E5ans	57
Figure 5. 4 lieu de racine de la boucle de pression.....	58
Figure 5. 5 schéma bloc de la boucle de régulation de la pression.....	58
Figure 5. 6 Allure de la sortie a5ec un regulateur P.	59
Figure 5. 7 : Schéma bloc de la boucle 1 ouverte et boucle 2 fermée	60
Figure 5. 8 : Schéma bloc de la boucle 1 fermée et boucle 2 ouverte	60
Figure 5. 9 : Schéma bloc de la boucle 1 fermée et la boucle 2 fermée	60
Figure 5. 10 : Schéma bloc de la boucle 1 ouverte et la boucle 2 ouverte	61
Figure 5. 11 : tracé du lieu de Bode des amplitudes en boucle fermée des deux fonctions de transfères respectivement.....	61
Figure 5. 12 Tracé de Bode (amplitude) de chaque élément de la matrice DRMA	62
Figure 5. 13 : Réponses des boucles quand les autres sont fermées ou ouvertes	63
Figure 5. 14 : l'effet de l'excitation d'une boucle sur l'autre.....	63
Figure 5. 15 : Schéma bloc de la réduction par la SSD.	65
Figure 5. 16 : Réponses transitoires de la boucle du niveau(boucle1).	66
Figure 5. 17 Réponse transitoire de la boucle du gaz (boucle2).....	66
Figure 5. 18 effet de la boucle du gaz sur la boucle du liquide	67
Figure 5. 19 effet de la boucle du liquide sur la boucle du gaz.	67

Tableau 2.1 Représentation des différents niveaux de sécurité d'un sépareu	20
Tableau 3.1 Notion de correcteur	31
Tableau 3.2 Tableau d'influence.....	31
Tableau 4.1 Calculs des paramètres PID de boucle de régulation du niveau.....	43
Tableau 4.2 Calculs des paramètres PID pour la boucle de régulation de pression....	44
Tableau 5. 1 Dépassement et le temps de réponse/stabilisation du système.	57
Tableau 5. 2 Effets dynamiques sur les boucles liquide et gaz	68

Remerciements.....	II
Dédidace	III
Liste des abréviations.....	V
Liste des Figures	VI
Liste des Tableaux	VIII
Sommaire	IX
Introduction Générale.....	1

Chapitre 1 : Description de gisement Timimoune

1.1 Introduction.....	4
1.2 Présentation de GTIM et son domaine d'activité	4
1.3 Description du gisement	4
1.4 Le process	5
1.4.1 Circuit eau.....	7
1.4.2 Circuit condensat	7
1.4.3 Circuit gaz.....	7
1.4.4 Composition du venue	9
1.5 Conclusion	9

Chapitre 2 : Les séparateur

2.1 Introduction.....	10
2.2 Les séparateurs.....	10
2.3 Types de séparateurs	11
2.3.1 Séparateur verticale.....	11
2.3.2 Séparateur horizontale	13
2.3.3 Séparateur sphérique.....	15
2.4 Emplacement des séparateurs	15
2.5 Principe de fonctionnement	16
2.6 Instrumentation	18
2.6.1 Contrôle de niveau	18
2.6.2 Contrôle de pression	19
2.7 Identification des paramètres de fonctionnement	19
2.7.1 La pression	19
2.7.2 La température	20
2.7.3 Le niveau.....	20
2.8 Les alarmes de sécurités.....	20
2.9 Trouble shooting	20

2.10 Les boucles de régulations	21
2.10.1 Boucle de régulation d'eau	21
2.10.2 Boucle de régulation d'huile	21
2.10.3 Boucle de régulation de Gas	22
2.11 La géométrie du séparateur	23
2.12 Les limaces.....	24
2.13 Conclusion	26

Chapitre 3 : Généralités sur la régulation

3.1 Introduction.....	28
3.2 Définition de la régulation automatique	28
3.3 Objectifs de la régulation	29
3.4 Notion de Boucle Ouverte/Fermée	29
3.4.1 Système boucle ouverte	29
3.4.2 Système boucle fermée	29
3.5 Critères de performance d'une régulation	30
3.6 La régulation PID.....	30
3.6.1 Notion de correcteur PID	31
3.7 Le diagramme Bode.....	31
3.8 Définition de lieux d'évans	32
3.9 La régulation multivariable.....	33
3.9.1 Commande multiboucles	34
3.9.2 Définition de l'interaction dans un système multivariable	33
3.9.3 Explication de phénomène d'interaction	35
3.9.4 Analyse des interactions dans un système multivariable.....	36
3.10 Conclusion	37

Chapitre 4 : Modélisation d'un séparateur triphasique

4.1 Introduction.....	39
4.2 Modèle mathématique.....	40
4.2.1 Taux de variation du volume liquide	42
4.2.2 Taux de variation du niveau liquide.....	42
4.2.3 Taux de variation de la pression	42
4.2.4 Le débit des refoulements de la jambe liquide et de la jambe gaz.....	43
4.3 Les équations des contrôleurs	43
4.3.1 Contrôleur de pression	43
4.3.2 Contrôleur de niveau.....	45

4.1 Introduction.....	39
4.2 Modèle mathématique.....	40
4.2.1 Taux de variation du volume liquide	42
4.2.2 Taux de variation du niveau liquide.....	42
4.2.3 Taux de variation de la pression	42
4.2.4 Le débit des refoulements de la jambe liquide et de la jambe gaz.....	43
4.3 Les équations des contrôleurs	43
4.3.1 Contrôleur de pression	43
4.3.2 Contrôleur de niveau.....	45
4.3.3 Pneumatique Transmission Line Equations.....	46
4.4 Les équations des vannes de régulation	46
4.5 Stabilité du système	47
4.5.1 Technique de lieux de racines (root-locus).....	47
4.6 Conception de systèmes de contrôle et simulation de réponse transitoire.....	48
4.7 Design du contrôleur du niveau du liquide / Pression de gaz	48
4.8 Procédure de design pour le régulateur PID	49
4.8.1 Design du contrôleur P.....	49
4.8.2 Design du contrôleur PD.....	50
4.8.3 Design du contrôleur PI	50
4.9 Les fonctions de transfert du système	51
4.10 Simulation du système de contrôle	52
4.11 Conclusion	54
Chapitre 5 : Simulation et analyse d'interaction	
5.1 Introduction.....	59
5.2 Analyse d'interaction.....	59
5.2.1 Méthode de la RGA	59
5.2.2 Méthode de la DRMA.....	62
5.3 Le découplage	64
5.3.1 La décomposition SDV.....	72
5.3.3 Analyse des résultats.....	74
5.4 Conclusion	76
Conclusion générale.....	78
Bibliographies.....	80
Annexes.....	81

Introduction Générale

Nous savons tous que l'objectif de l'industrie est d'avoir une bonne qualité du produit en dépensant le moins d'argent et moins de temps. Pour réaliser cet objectif, elle doit assurer un bon contrôle de ses systèmes en consommant le minimum d'énergie. Le contrôle d'un système industriel dépend de plusieurs facteurs, parmi ceux-là, on trouve la nature du système. Il existe trois types de systèmes industriels : les systèmes monovariante, les systèmes sous actionnés et les systèmes multivariante. On trouve les systèmes multivariante qui sont des systèmes dont le nombre des entrées et de sorties dépassent deux ; en d'autres termes, la configuration minimale est de deux entrées et de deux sorties.

On peut définir le système multivariante comme un ensemble de sous-systèmes monovariante interconnectés. Cette interconnexion peut engendrer des interactions entre ces sous-systèmes monovariante. Cela signifie que l'application d'un signal sur une entrée du système peut entraîner une variation de plusieurs sorties. Le niveau de cette variation peut être négligeable comme il peut être important. Il existe plusieurs méthodes d'analyse des interactions qui nous informe sur le niveau d'interaction et qui nous donne la meilleure configuration de commande ou les interactions moins important.

La présence d'un niveau d'interaction important ou non désiré influe sur la qualité du produit, l'énergie consommée et le cout du fonctionnement, comme il pose un problème pour la conception d'un système de commande robuste. Donc ce phénomène d'interaction ou de couplage caractérisant les systèmes multivariante, est un problème majeur dans l'industrie, qu'il faut résoudre pour atteindre les objectifs mentionnées ci-dessus.

La solution est d'utiliser la technique de découplage qui permet l'affaiblissement des interactions et l'application de la commande décentralisée qui est la plus utilisée en industrie vu les avantages qu'elle offre par apport à la commande centralisée. Parmi ces avantages, on cite : la simplicité d'implémentation et de l'entretien, le maintien de la stabilité dans le cas où l'une des boucles se trouve coupée (défaillance d'un capteur ou d'un actionneur), la non-propagation de la perturbation agissant sur une sortie dans le système et la possibilité d'application des techniques de commande utilisées en monovariante et les performances qu'on peut atteindre en s'intéressant aux performances de chaque boucle indépendamment de l'autre.

Dans le premier chapitre, nous donnerons une description générale sur le gisement gazier de Timimoune où se trouve le séparateur triphasé.

Dans le deuxième chapitre, nous nous intéresserons aux séparateurs, leur mode de fonctionnement et l'instrumentation.

Dans le troisième chapitre, nous exposerons des généralités sur la régulation, et nous expliquerons le phénomène d'interaction puis nous discuterons quelque méthodes d'analyse des interactions.

Dans le quatrième chapitre, on s'intéresse à la modélisation d'un séparateur triphasé qui servira d'exemple d'application des méthodes de découplage dans ce travail

Dans le cinquième chapitre, on s'intéresse à l'objectif principale de notre travail qui est le découplage, on présente dans ce chapitre les résultats d'analyse d'interaction et la méthode de décomposition SVD.

Enfin, on finit se travail avec une conclusion générale dans laquelle sont présentés notre méthodologie de travail, les résultats obtenus et les perspectives de continuité de travail

Chapitre 1

Description de gisement Timimoune

1.1 Introduction

Une vue générale sur le gisement de Timimoune qu'est un gisement gazier, est donnée dans ce chapitre. Le domaine de cette étude concerne la connaissance des paramètres à régler et l'environnement externe de notre procédé.

1.2 Présentation de GTIM et son domaine d'activité

Le projet de gaz naturel de Timimoune est situé entre les villes de Timimoune et Adrar, dans le sud-ouest de l'Algérie, l'un des plus grand pays producteur de gaz naturel au monde.

Le projet a été initialement approuvé par l'Agence nationale algérienne de développement du pétrole et du gaz (ALNAFT) en 2009. Le premier gaz issu du développement a été réalisé en mars 2018.

Le but initiale étant de produire 1,6 milliard de mètres cubes de gaz naturel par an, ce qui équivaut à environ 160 millions de pieds cubes par jour. [6]

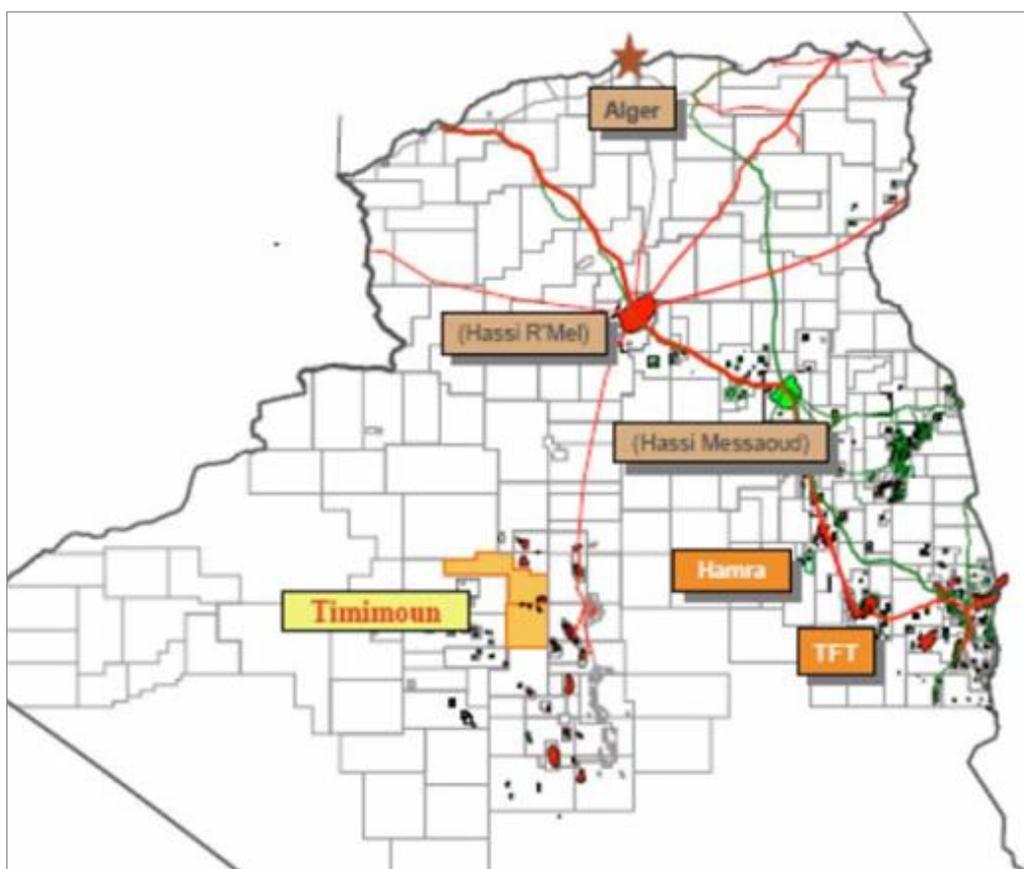


Figure 1-1 Situation du gisement Timimoune

1.3 Description du gisement

Il existe un total de 37 puits producteurs répartis en cinq grappes. La collecte se fait à partir des *flowlines* avant de l'envoyer via les lignes principales au Central Processing Installations (CPF). Le nombre de puits connectés à un cluster varie en fonction de l'emplacement des puits. Dans certains cas, seuls deux puits sont connectés à un cluster (cluster Drina). [6]

Des clusters sont fournis pour minimiser nombre d'emplacements de test de puits. On a le schéma suivant :

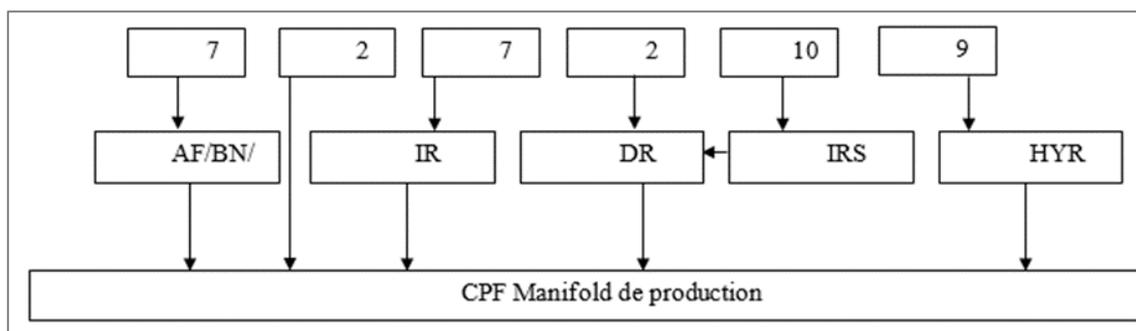


Figure 1-2 Schéma générale des lignes de productions.

On remarque qu'on a 4 grande ligne (trunkline) qui sont :

- AF/BN/BS Manifold: 2.72 MSm³/d
- IR Manifold : 0.67 MSm³/d
- DR/IRS manifold : 0.93 MSm³/d
- HYR Manifold : 1.93 MSm³/d

1.4 Le Process

Le flux arrive au collecteur de production CPF à partir des clusters via quatre lignes principales et deux puits de production (AB/OD) via des lignes de flux.

Chaque ligne principale est connectée aux collecteurs de production CPF pour permettre au flux entrant d'être dirigé vers le séparateur de production.

Le gaz brut des lignes principales et des lignes de flux est acheminé au récupérateur de limaces (Slug Catcher) via le manifold. La séparation s'effectuera en deux étapes.

La séparation primaire est le capteur de limaces (Slug Catcher) de la séparation classique en trois phases.

Slug Catcher est le nom d'une unité de l'industrie pétrolière dans laquelle sont collectées ou capturées des limaces à la sortie des pipelines.

Une limace est une grande quantité de gaz ou de liquide qui sort dans la canalisation.

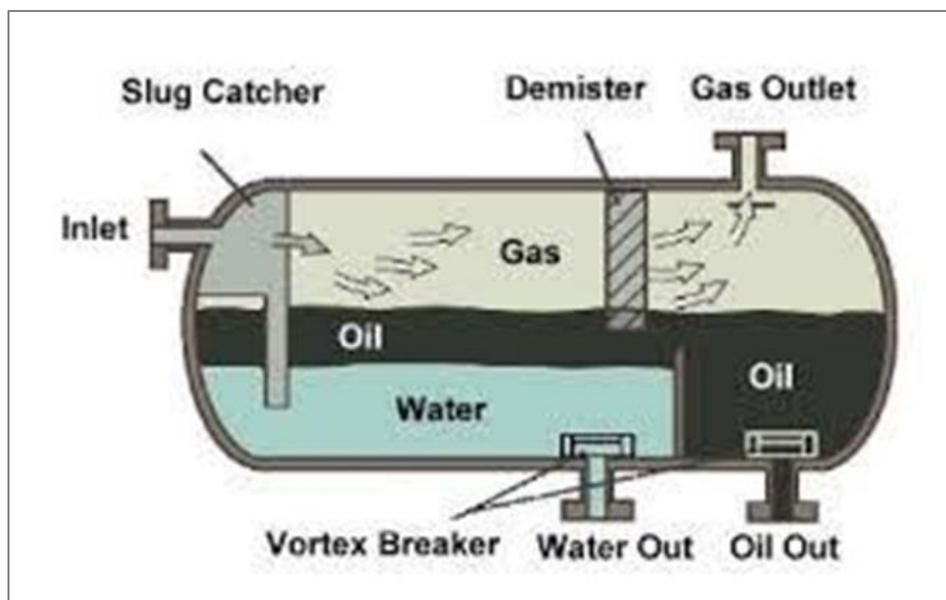


Figure 1-3 Schéma simplifier de la séparation primaire

Un brise-vortex est un dispositif utilisé en ingénierie pour arrêter la formation d'un tourbillon lorsqu'un fluide (liquide ou gaz) est drainé d'un récipient tel qu'un réservoir ou un séparateur vapeur-liquide.

La formation de tourbillons peut entraîner des vapeurs dans le flux de liquide, ce qui entraîne une mauvaise séparation dans les étapes du procédé telles que la distillation ou une perte de charge excessive ou provoque la cavitation des pompes en aval.

Les tourbillons peuvent également réintroduire des particules solides précédemment séparées du flux gazeux dans un dispositif de séparation gaz solide comme un cyclone.

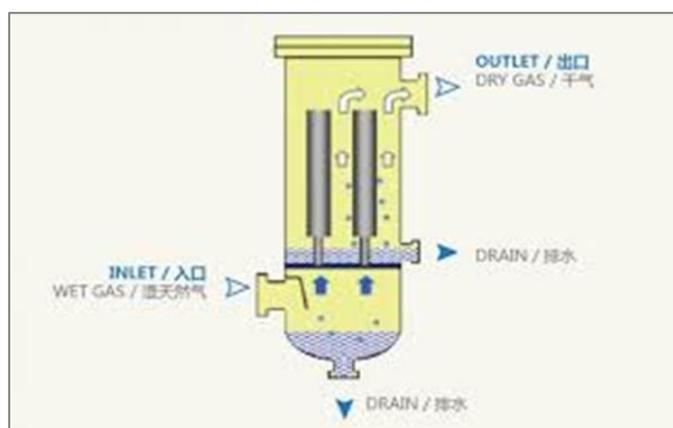


Figure 1-4 Schéma simplifier de la séparation secondaire

Ensuite on a une séparation secondaire, en utilisant, un séparateur horizontal triphasé conventionnel, conçu pour séparer le fluide du capteur de limaces en condensat, en eau et en gaz à des niveaux inférieurs pression (6 bar).

Après la séparation on remarque qu'on a trois (3) circuits, qui sont :

- Circuit gaz.
- Circuit eau.
- Circuit condensat.

1.4.1 Circuit Eau

L'eau est acheminée vers l'unité traitement d'eau (PRODUCED WATER TREAT). Ensuite vers le bassin évaporation. Selon le PFD l'unité de traitement d'eau a plusieurs entrées (il faut noter qu'à chaque unité dans le processus, l'eau retiré est acheminée vers ce circuit)

- Depuis l'AGRU (Acid Remove Unit)
- Depuis Slug catcher
- Depuis MP compression ...

1.4.2 Circuit Condensat

Le condensat est acheminé vers l'unité de stabilisation (condensat stabilisation). Cette unité a trois entrées :

- Condensat venu du séparateur de production
- Condensat venu du Turbine à gaz TEG
- Condensat venu du PRODUCED WATER TREAT
- Et une sortie vers LP FUEL GAS ou il est traité pour des utilisations de l'industrie.

Après la stabilisation, il est stocké dans des bacs de stockage et ensuite exporté par des camions pour la commercialisation.

1.4.3 Circuit Gaz

L'acheminement du gaz est comme suite :

- Coalescer
- Mercury Remove Unit
- MP compression.
- Acid Gas Remove Unit (AGRU)
- Gas Dehydration and Export

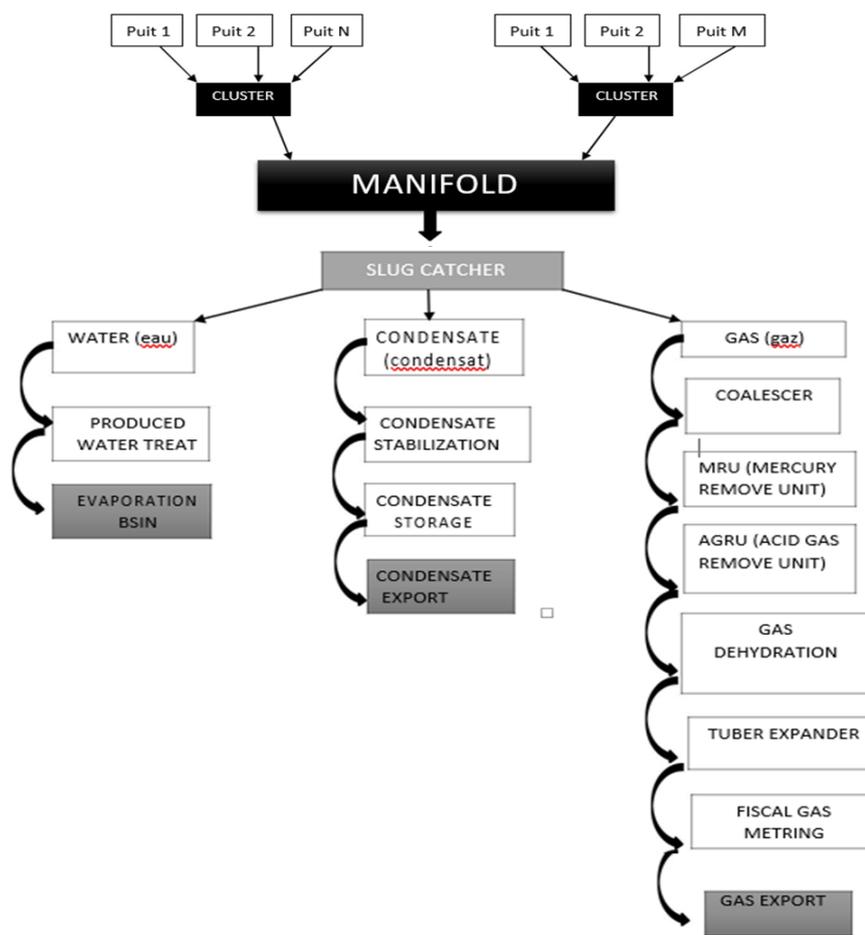


Figure 1-5 Schéma simplifié des circuits après la séparation

1.4.4 Composition du venue

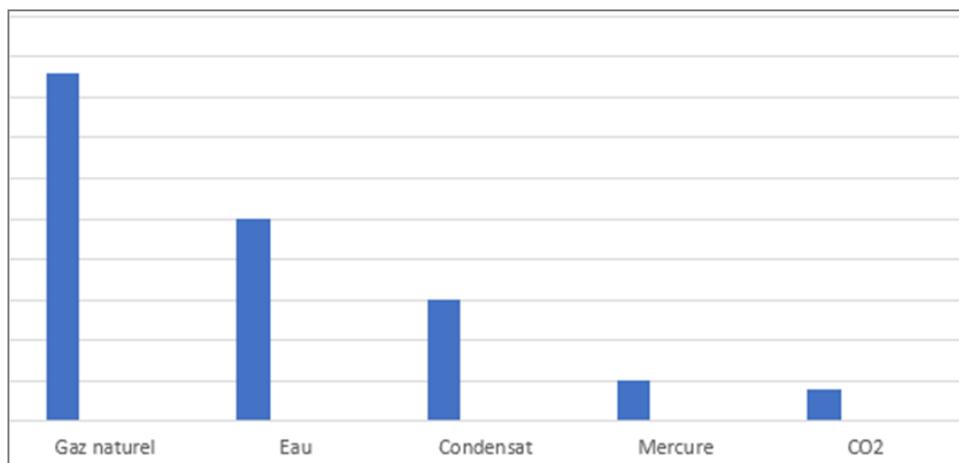


Figure 1-6 Schéma approximatif de la composition de notre venue

On remarque que notre gaz est principalement composé de gaz et d'eau.

1.5 Conclusion

Le séparateur de production est la première étape que rencontre notre effluent et la source de nos trois (3) circuits de traitement, ce qui nous a mené à faire une étude sur le séparateur et de chercher une régulation plus fiable sur les différents paramètres physique sans avoir recours aux arrêts du séparateur.

Chapitre 2

Les Séparateurs

2.1 Introduction

Dans cette partie on va introduire le phénomène de séparations et son instrumentation va être exposée. Ainsi que les boucles de régulation utilisées.

2.2 Les Séparateurs

Le séparateur est un appareil utilisé pour dissocier le pétrole, les gaz et l'eau contenus dans l'effluent à sa sortie d'un puits de production par différence de densité.

Dans le cas le plus général, le pétrole brut, en sortie de puits, est un mélange triphasique comprenant :

- Une phase gazeuse.
- Une phase liquide hydrocarbonée (le brut proprement dit).
- Une phase aqueuse (l'eau de formation).

Dans notre étude on s'intéresse aux séparateurs de production horizontales. Comme le montre la figure suivante :

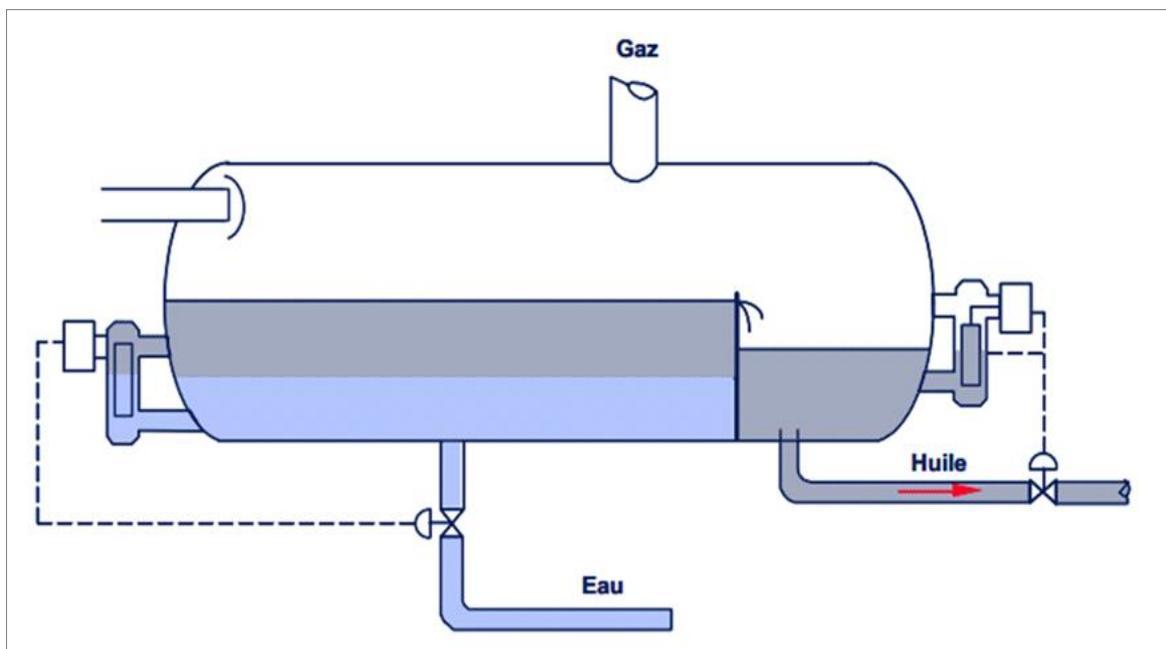


Figure 2-1 Schéma simplifié d'un séparateur de production horizontale

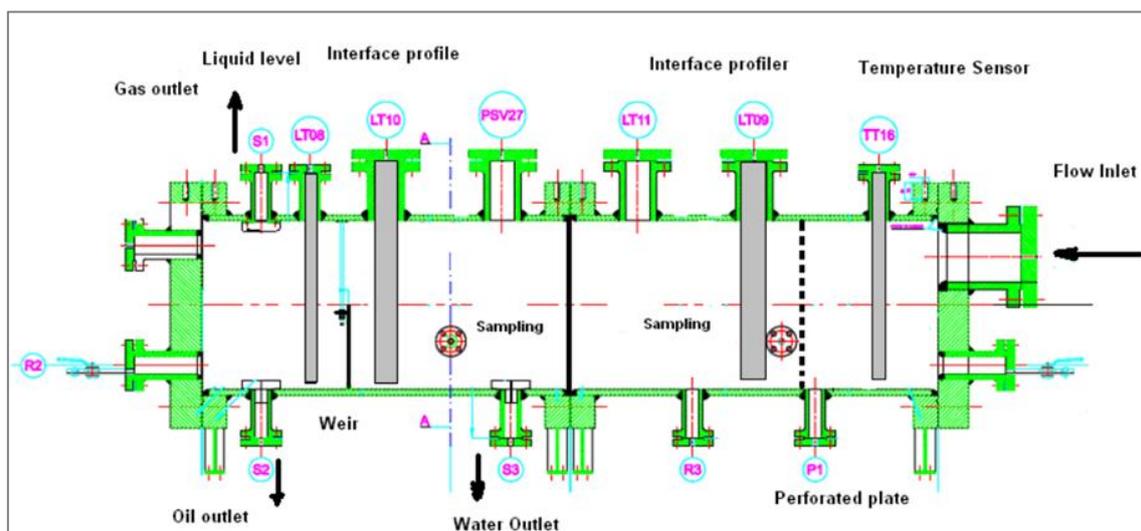


Figure 2-2 Schéma plus détaillé sur l'instrumentation du séparateur de

2.3 Types de séparateurs

2.3.1 Séparateur vertical

L'avantage principal de ce séparateur est qu'il peut accepter des bouchons liquides plus importants sans entraînement excessif dans le gaz. Vu la distance importante en général entre le niveau du liquide et la sortie du gaz, il y a moins tendance à l'entraînement de gouttes liquides. Il est, par contre, plus gros en diamètre pour une capacité en gaz donnée.[3]

Les séparateurs horizontaux peuvent être biphasique ou triphasique comme le montrent les figures ci-dessous.



Figure 2-3 Vue externe d'un séparateur verticale

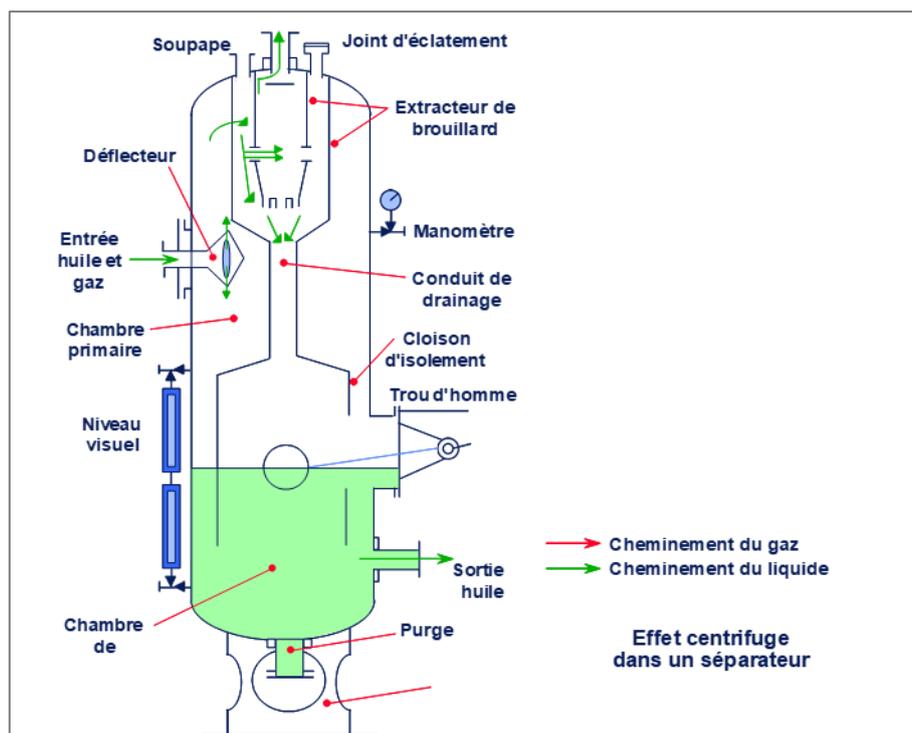


Figure 2-4 Schéma explicatif du principe de fonctionnement d'un séparateur verticale

En ce qui concerne le séparateur vertical triphasique, on rajoute simplement une sortie eau et un régulateur de niveau.

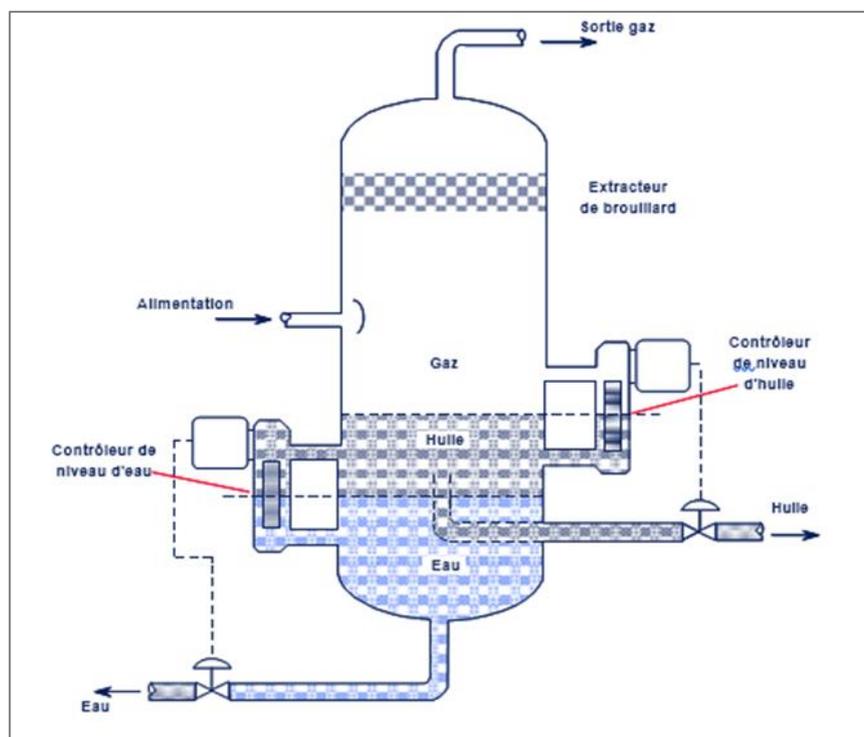


Figure 2-5 Schéma simplifier du principe de fonctionnement d'u séparateur horizontale

2.3.2 Séparateur horizontal

Ces séparateurs sont en général d'un diamètre plus petit que les séparateurs verticaux pour une même quantité de gaz et présentent une interface plus large entre gaz et liquide. Dans les séparateurs horizontaux, on trouve :

- Le diffuseur d'entrée a pour fonction essentielle d'absorber l'énergie cinétique du fluide entrant, ceci particulièrement sur les puits d'huile. Il peut être centrifuge dans les ballons verticaux. Le diffuseur assure également une première séparation liquide/gaz.

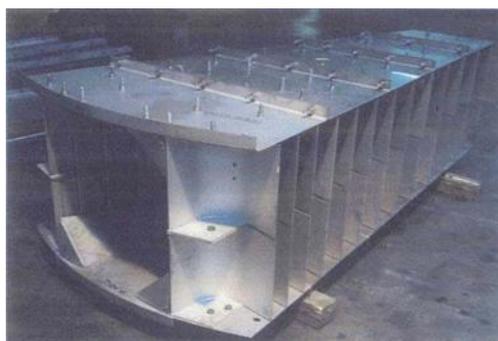


Figure 2-6 Diffuseur d'entrée

- La section de tranquillisation est souvent constituée de plaques parallèles pouvant ou non être légèrement inclinées et destinées à assurer la coalescence des gouttelettes de liquide.
- La chambre secondaire assure la plus grande partie de la séparation.
- L'extracteur de brouillard qui assure la coalescence des plus petites gouttelettes de liquide entraînées, peut-être de plusieurs types soit à tresses (« wire-mesh »), soit à plaques très rapprochées.

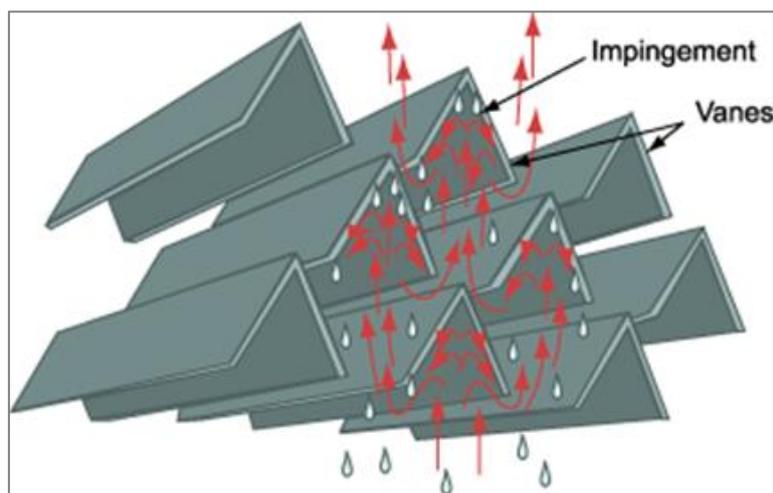


Figure 2-7 Extracteur de brouillard

- La cloison de séparation a pour objet principal d'éviter le by-passage de la section de tranquillisation par le gaz, et également d'éviter la formation de vagues à la surface du liquide par le gaz.
- Les cloisons anti-vagues ont pour première fonction d'éviter la propagation des vagues situées à l'interface liquide/vapeur dans le séparateur.
- Le dispositif anti vortex, casse le tourbillon généré par l'orifice tubulaire de sortie d'huile.
- La garde liquide doit être suffisamment haute pour pouvoir compenser la perte de charge de l'extracteur de brouillard, sinon, il peut y avoir remontée liquide et ré entraînement du liquide par le gaz.
- Le Sand Jet : Pour permettre l'élimination du sable accumulé avec les liquides on utilise ce type d'interne placé au fond du séparateur. [3]

Tout comme les séparateurs verticaux, il y a deux types de séparateurs horizontaux :

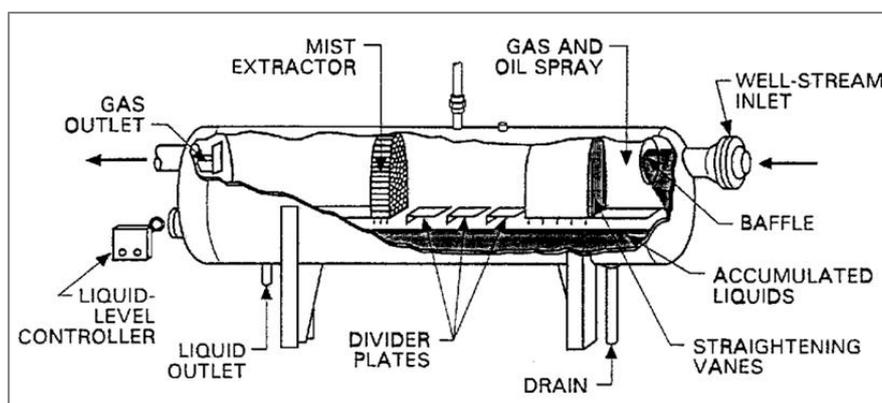


Figure 2-8 Vue générale d'un séparateur horizontale biphasique

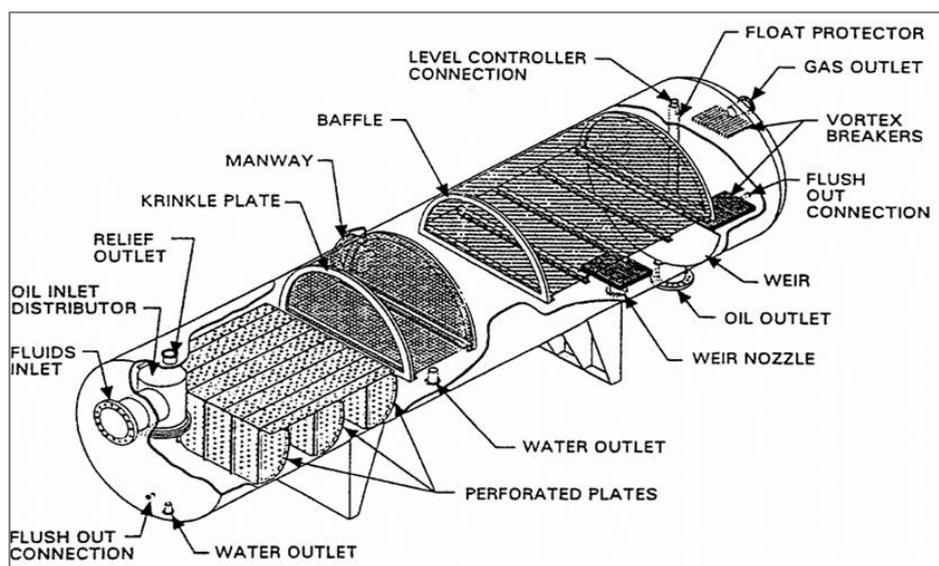


Figure 2-9 Vue générale d'un séparateur horizontale triphasé.

2.3.3 Séparateur sphérique

Ces séparateurs sont relativement bon marché et compacts, mais avec un temps de rétention liquide et une section de décantation assez limitée ; la marche en séparation triphasique est donc très difficile sinon impossible.

Ils ont l'avantage d'être peu encombrants mais leur capacité est faible. Ils sont très faciles à manipuler. Autre intérêt important, ils supportent toutes les pressions par leur forme sphérique.

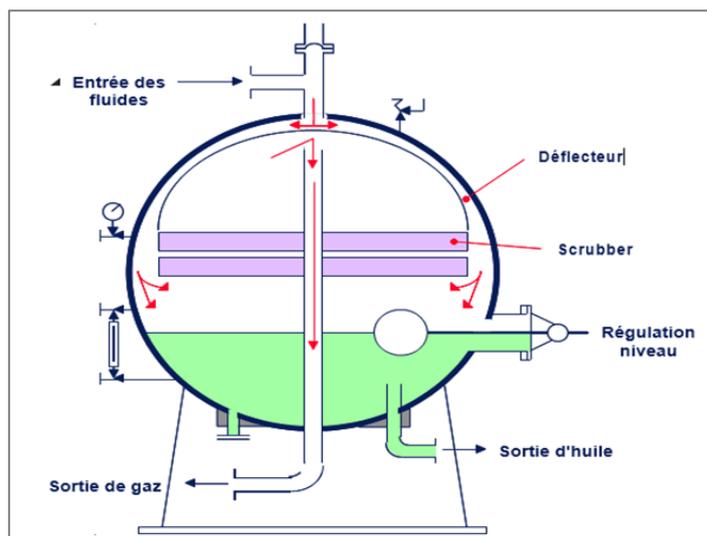


Figure 2-10 Vue d'ensemble d'un séparateur sphérique

2.4 Emplacement des séparateurs

Les séparateurs sont placés en tête de la chaîne de traitement dont ils constituent les éléments essentiels.

Ils reçoivent directement du manifold d'entrée la production amenée par les collectes. Un séparateur est une capacité sous pression, incorporée à un circuit, sur lequel elle provoque un ralentissement de la vitesse d'écoulement de l'effluent.

Un séparateur se présente comme un réservoir cylindrique disposé soit verticalement, soit horizontalement.

Il existe aussi des séparateurs sphériques, mais ils sont d'un usage moins courant. Des piquages pourvus de vannes et des appareils de mesure permettent le contrôle du fonctionnement. Le rôle d'une unité de séparation, et donc du séparateur, est d'éliminer l'eau de gisement, de traiter l'huile pour qu'à pression atmosphérique il n'y ait pratiquement plus de dégagement gazeux, de libérer un gaz qui soit le plus sec possible.

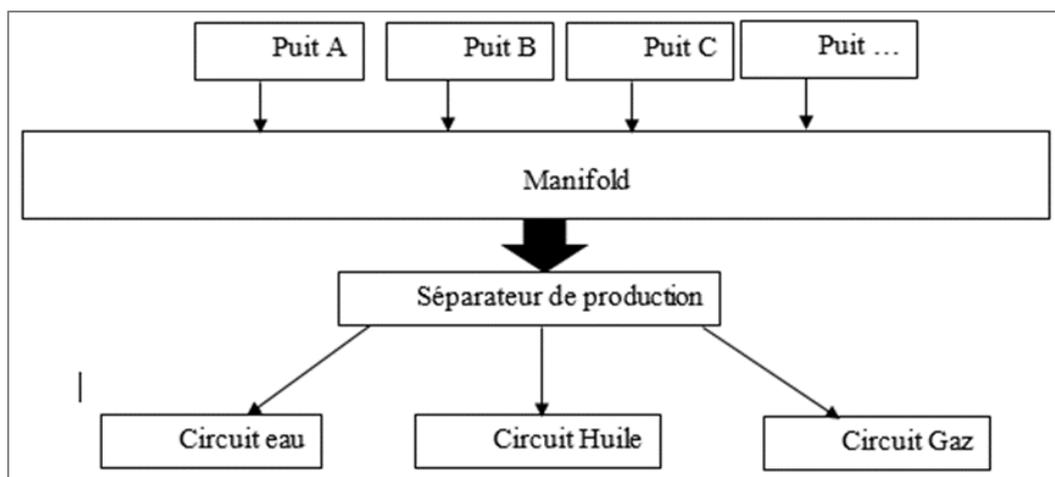


Figure 2-11 Schéma simplifié montrant l'emplacement des séparateurs de

2.5 Principe de fonctionnement

Les séparateurs de production sont basés sur le principe gravitationnel. Cela signifie que le produit ayant la densité la plus élevée, dans ce cas l'eau, s'enfoncera vers le fond de la cuvette. Le gaz de faible densité montera vers le haut. L'huile qui restera au milieu, s'écoule sur une fosse et est sortie à l'extrémité du séparateur. [4]

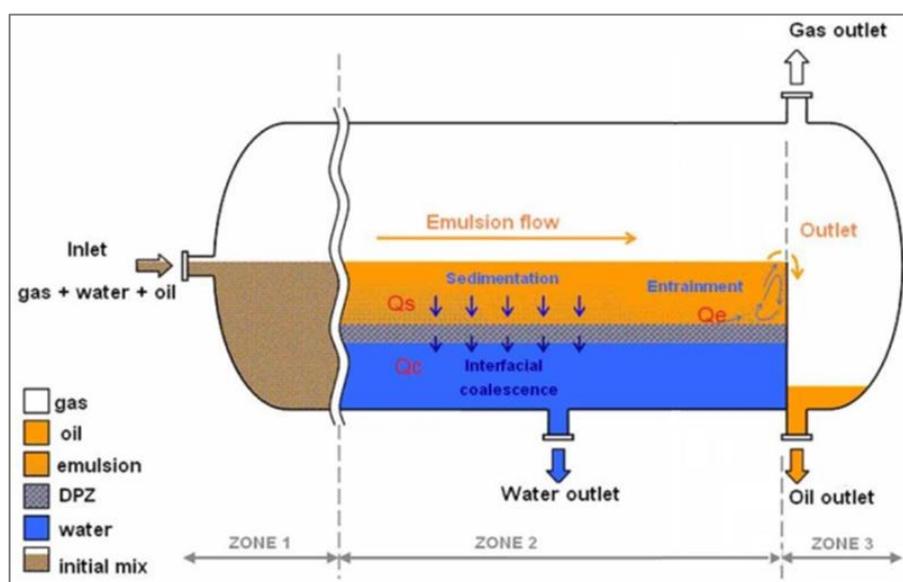


Figure 2-12 Schématisation approximatif du principe de fonctionnement

À l'entrée, il y a un capteur de limaces qui réduit leur effet. La limace est de grosses bulles de gaz ou de bouchons de liquide qui perturbent considérablement le processus.

Le dévésiculeur est conçu pour capter les gouttelettes de liquide dans le gaz qui peuvent détruire le compresseur en retirant le gaz, et pour les unités de traitement ultérieures, il est important que le gaz soit aussi sec que possible. Le but de l'installation est de séparer l'entrée d'huile, et la chambre de sortie d'huile. Chaque sortie de liquide est équipée d'un disjoncteur vortex. L'objectif du brise-vortex est d'empêcher le gaz de s'échapper par les sorties de liquide si le niveau devient bas. La qualité du produit dépend directement de la capacité à maintenir le milieu au repos. C'est pourquoi la structure de commande et la conception du séparateur doivent empêcher les vagues de se propager. Les vagues et les monnaies liquides générées par la limace, ou à partir de contrôle rapide, mélangera le gaz, l'huile et l'eau. Cela signifie que le débit d'huile de sortie va contenir plus d'eau, l'écoulement d'eau contiendra plus d'huile et les liquides contiendront plus d'eau secrètent moins de gaz. Il existe trois boucles pour la régulation du système, une pour chaque variable de processus. En général, il existe des mesures de niveau pour l'eau et l'huile et des mesures de pression pour le gaz. Pour les installations spéciales, il peut y avoir des mesures de débit à l'entrée et à la sortie. Les boucles principales de régulation sont la boucle de régulation du niveau d'huile et la boucle de régulation de la pression du gaz. Bien que dans notre mémoire, la boucle de régulation du niveau d'eau est considérée la plus importante parce qu'elle influence directement le niveau d'huile et la pression du gaz.

La figure suivante contient les boucles de régulation pour chaque processus variable, illustrée sous la forme d'une structure de commande de rétroaction à boucle unique. Pression différentielle pour les niveaux d'huile et d'eau et un transducteur de pression pour la pression du gaz sont utilisés pour la mesure de process.

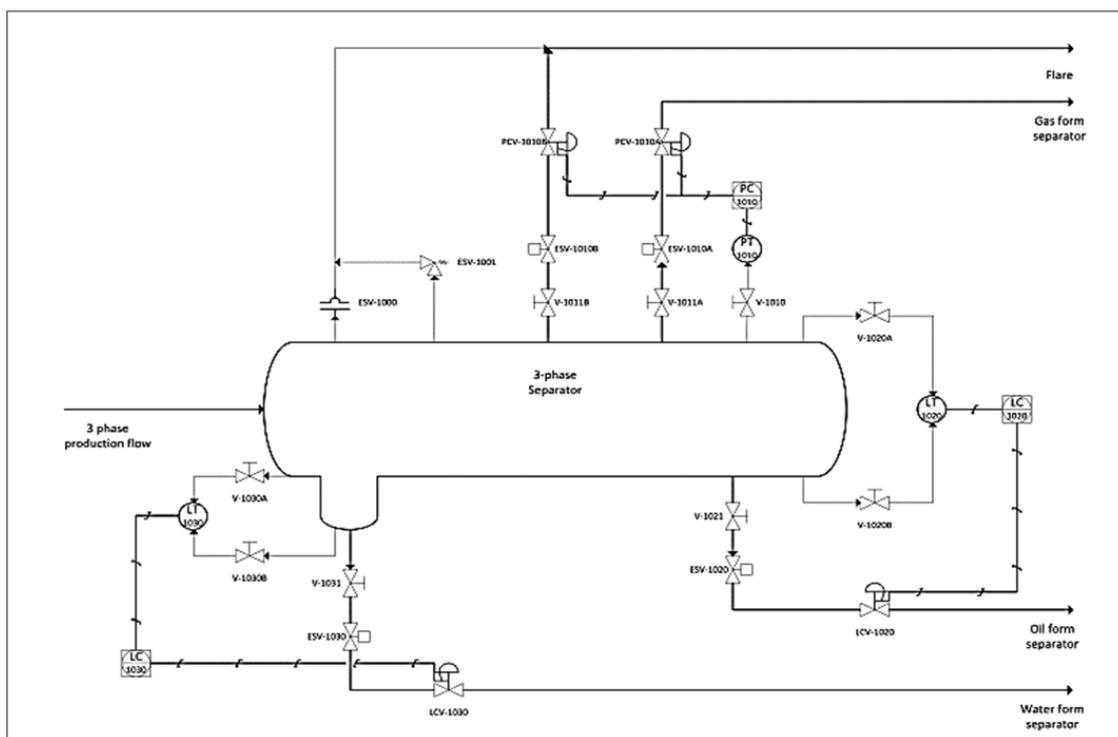


Figure 2-13 Schéma des boucles de régulation

2.6 Instrumentation

2.6.1 Contrôle de niveau

2.6.1.1 Transmetteur de niveau

Les vannes de contrôle de niveau liquides (vannes de décharge) sont actionnées (exploitées) par des contrôleurs de niveau liquides.



Figure 2-14 Vue d'un transmetteur de niveau

2.6.1.2 Niveau à glace

Les séparateurs ont aussi des niveaux à vue pour contrôler les niveaux liquides. Ces dispositifs permettent à l'opérateur de vérifier le niveau, le bon fonctionnement des vannes de décharge et des contrôleurs de niveau appropriés.



Figure 2-15 Vue d'un niveau à glace

2.6.2 Contrôle de pression

Le contrôle se fait en utilisant trois (3) composants on le remarque souvent dans les zones de traitement :

- Transmetteur de pression.
- Vanne de régulation.
- Manomètre.
- Sous pape de sécurité.



Figure 2-16 Vanne de régulation de la pression

2.7 Identification des paramètres de fonctionnement

Le but dans la régulation d'un séparateur est d'assurer le bon fonctionnement de ce dernier avec des paramètres désirés le plus longtemps possible.

Les paramètres de séparation, pression, température et niveaux permettent de satisfaire à la spécification de tension de vapeur et dans certains cas à la teneur en H₂S.

2.7.1 Pression

La pression de séparation a été fixée par le procédé. Elle doit être maintenue constante (il ne s'agit pas d'une variable opératoire).

C'est un paramètre d'optimisation de la récupération, de plus elle détermine le débit liquide dans les conditions de séparation, une diminution de celle-ci entraîne une variation très sensible de la vitesse du gaz d'où risques d'entraînement de liquides.

2.7.2 Température

C'est une variable opératoire lorsqu'il y a un réchauffeur ou un refroidisseur. C'est un paramètre d'optimisation. Il est en général moins sensible que la pression sur le comportement du dégazage.

Lorsque l'on réchauffe le fluide, on augmente le dégazage. Lorsqu'on le refroidit, on diminue le dégazage. Dans notre cas on suppose: $T = \text{Cst}$.

2.7.3 Niveau

Lui seul garanti le temps de séjour des liquides.

2.8 Les alarmes de sécurité

La surveillance des séparateurs consiste principalement à vérifier que les niveaux de liquide (huile et interface) sont maintenus correctement et que les alarmes basses et hautes ne sont pas déclenchées. Les seuils ont la signification suivante :

Tableau 2-1 Représentation des différents niveaux de sécurité d'un séparateur

LSH	niveau très haut (déclenchement)	Pour la phase HUILE
LAH	niveau haut (alarme)	“
NLL	niveau normal liquide	“
LAL	niveau bas (alarme)	“
LSLL	niveau très bas (déclenchement)	«
LDAH	niveau haut (alarme)	pour la phase EAU
NLDL	niveau normal interface	“
LDAL	niveau bas (alarme)	“
LDSL	niveau très bas (déclenchement)	«
PSH	Pression très haute (déclenchement)	
PAH	pression haute (alarme)	

2.9 Trouble shooting

Généralement dans les séparateurs, le premier problème majeur qu'on doit savoir, est le problème d'instrumentation.

Il est vu que pour un séparateur, l'instrumentation prends une grande partie. Alors l'instrumentation doit être très fiables.

On peut identifier aussi plusieurs problèmes tel que :

- Changement de pression
- Changement du niveau du liquide
- Changement brusque du débit d'entrée
- Création de vague liquides

Bien sûr il existe plusieurs Troubleshooting, dans notre cas on a choisi ces 4 qu'on a besoin dans notre mémoire.

2.10 Boucle de régulation

On utilise un diagramme de tuyauterie et un diagramme instrumental pour présenter toutes les boucles de régulation

2.10.1 Boucle de régulation d'eau

Le diagramme de la tuyauterie et le diagramme instrumental de la boucle de niveau d'eau sont présentés dans la figure suivante. Dans ce cas, un capteur de pression différentielle est utilisé pour mesurer le niveau d'eau et la vanne à soupape est utilisée pour contrôler le débit d'écoulement de l'eau

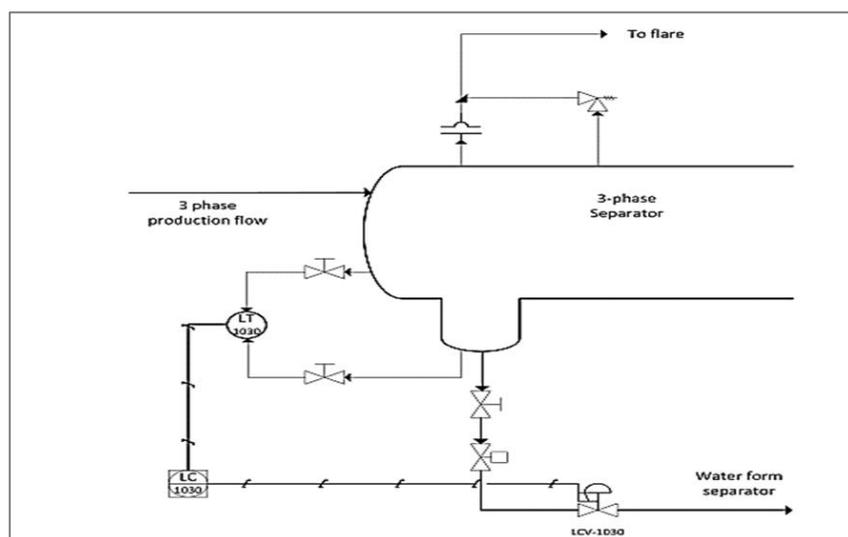


Figure 2-17 Boucle de régulation du niveau d'eau

2.10.2 Boucle de régulation d'huile

Le diagramme de la tuyauterie et de l'instrumentation de la boucle de niveau d'huile commandée par retour est le suivant présentée dans la figure. Le niveau d'huile est mesuré par un capteur de pression différentielle et il est renvoyé au contrôleur. Le régulateur compare la référence et la mesure et contrôle le débit sortant du séparateur, ce qui signifie que la boucle est inversée. L'actionneur commandé par le régulateur est une vanne à soupape non linéaire

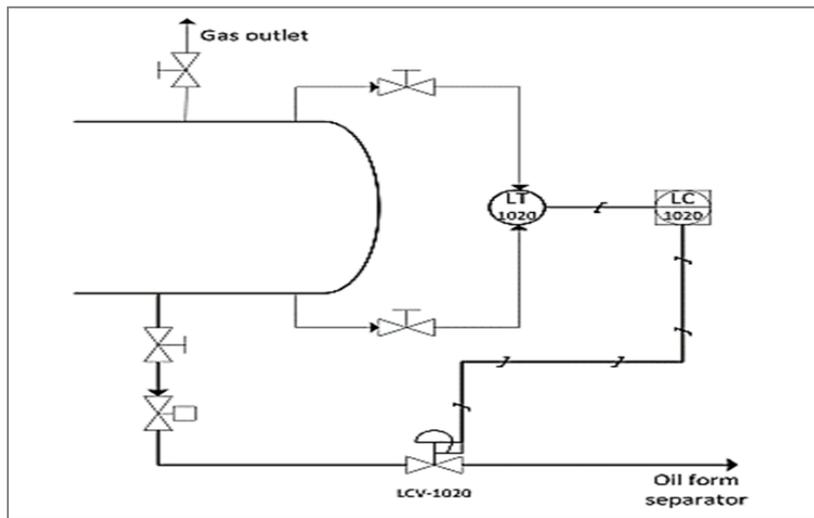


Figure 2-18 Boucle de régulation du niveau huile

2.10.3 Boucle de régulation de gaz

La figure suivante présente un diagramme de tuyauterie et d'instrumentation de la boucle de pression de gaz. Aussi la boucle de gaz est contrôlée par la sortie ainsi que par le niveau d'huile et le niveau d'eau. C'est une boucle inversée. Le transducteur est un capteur de pression et l'actionneur est décrit comme une simple vanne à passage droit, dans d'autres cas l'actionneur peut être un compresseur.

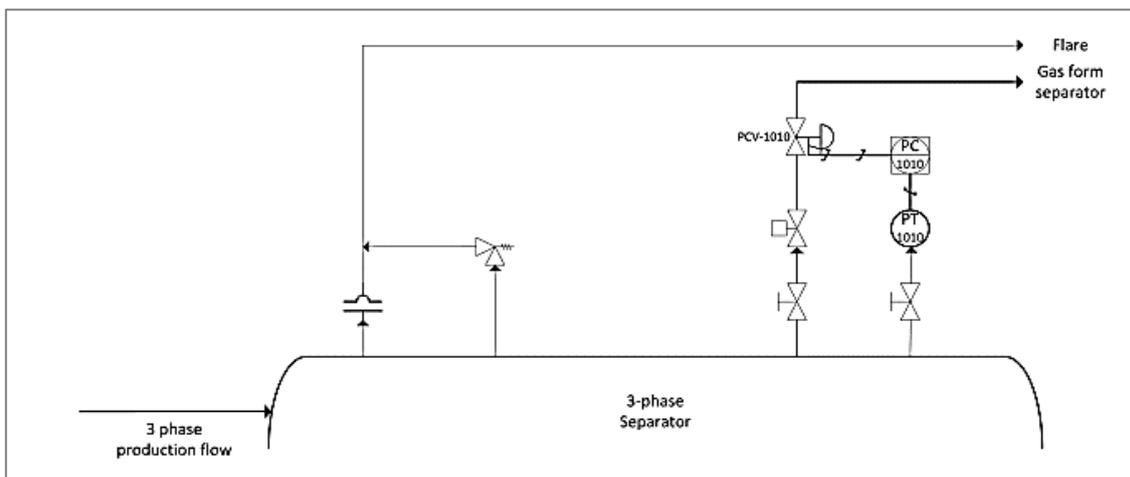


Figure 2-18 Boucle de régulation de la pression.

2.11 Géométrie du séparateur

Souvent, un séparateur est construit comme un cylindre horizontal, ce qui est le cas pour l'installation analysée.

Dans (Wilhelmsen 2012), la section consacrée au pétrole est supposée avoir des murs lisses. Pour le séparateur considéré dans notre mémoire, la géométrie du séparateur est considérée, mais les sections d'extrémité sont considérées comme des parois planes. Pour un séparateur court à grand rayon, il faut tenir compte des sections d'extrémité qui, dans la plupart des cas, sont courbées.

Nous savons que la surface du liquide change en fonction du niveau du liquide. La largeur de la surface liquide peut être calculée par l'équation de Pythagore

$$r^2 = \alpha^2 + \beta^2 \quad (2.1)$$

La moitié de la largeur est indiquée par b , le rayon par r , le niveau du liquide par h et l'espace entre le niveau du liquide et le milieu du réservoir par (Kristensen 2008). [11]

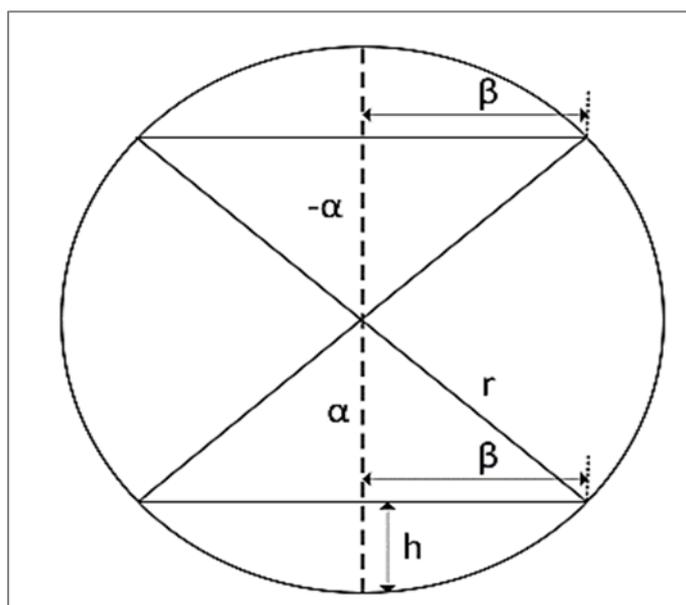


Figure 2-20 Croquis montrant la section transversale de la zone liquide, vue de l'extrémité du séparateur

On a changé α à $r - h$ pour écrire b en fonction de h montré ; donc on a :

$$\beta(h) = \sqrt{r^2 - (r^2 - h)} \quad (2.2)$$

$$\beta(h) = \sqrt{2rh - h^2}$$

Il semble qu'on rencontre des problèmes lorsque le niveau de liquide s'élèvera au-dessus de la valeur point médian du séparateur. Dans ces cas, l'alpha sera négatif, ce qui n'est pas logique dans les calculs. Cependant, cela est résolu par des considérations symétriques.

Le profil alpha montrant que les calculs fonctionnent malgré un alpha négatif ne sera pas affiché ici. Par la formule de la largeur de la surface liquide, on peut trouver l'aire de la section transversale.

Il est obtenu en intégrant les segments de ligne du fond du séparateur $h = 0$ au niveau du liquide. La surface de la section transversale du liquide est appelée $A(h)$.

$$A(h) = 2 \cdot \int_0^h \sqrt{2rh - h'^2} dh' \quad (2.3)$$

$$A(h) = 2 \cdot \int_0^h \beta h' dh'$$

Pour trouver le volume du liquide, on multiplie la surface de la section par la longueur "l" de la surface dédiée à chaque liquide. Les calculs suivants :

$$V(h) = 2l \cdot \int_0^h \beta(h') dh'$$

$$\frac{dV}{dt} = \frac{d}{dt} (2l \cdot \int_0^h \beta(h') dh')$$

$$\frac{dV}{dt} = 2l \cdot \frac{\partial}{\partial h} \left(\int_0^h \beta(h') dh' \right) \cdot \frac{\partial h}{\partial t} \quad (2.4)$$

$$\frac{dV}{dt} = 2l \cdot (\beta(h) - \beta(0)) \cdot \frac{\partial h}{\partial t}$$

Montrent l'équation dérivée du volume, La construction du réservoir et les dimensions pour le calcul du volume. Pour une compréhension plus simple ci-dessous une figure illustrée.

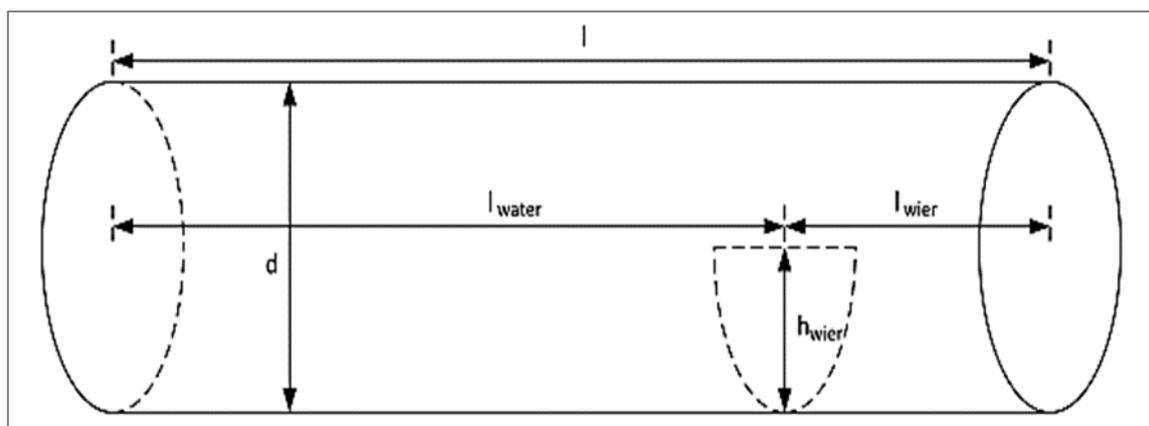


Figure 2-21 Schéma simplifié du réservoir séparateur, montrant les objectifs à l'intérieur du réservoir.

2.12 Les Limaces

De grandes perturbations dans le processus de séparation peuvent souvent être causées par l'écoulement des limaces. C'est pourquoi nous accorderons une attention particulière à ce phénomène.

Des variations de débit se produisent souvent dans les canalisations à raccordement multiphasique. Des puits de pétrole vers des unités de traitement offshore ou onshore.

Comme le montre la figure ci-dessus ; Des poches de gaz ou des bouchons de liquide dans la tuyauterie forment la limace.

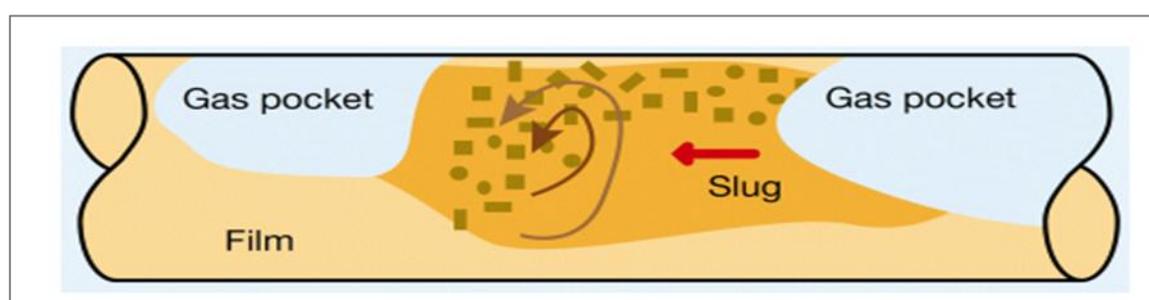


Figure 2-22 Schéma montrant l'effet de limaces sur le débit d'entrée

Des variations fréquentes et importantes du débit rapide peuvent entraîner un brûlage à la torche non désiré et même la fermeture de l'usine. L'impact de la limace sur le procédé augmente le besoin de marges d'exploitation importantes, ce qui peut réduire le débit d'entrée.

Au début, un bouchon d'huile et d'eau se forme dans le tuyau. Lorsque la pression dans le tuyau devient trop grande, le liquide sera poussé dans le réservoir, l'huile d'abord et l'eau ensuite.

Lorsque la majeure partie du liquide a été poussée dans le séparateur, le gaz arrive et souffle dans le séparateur qui est appelé "purge".

Lorsque la pression de la conduite chute, le liquide retombe et forme un nouveau bouchon.

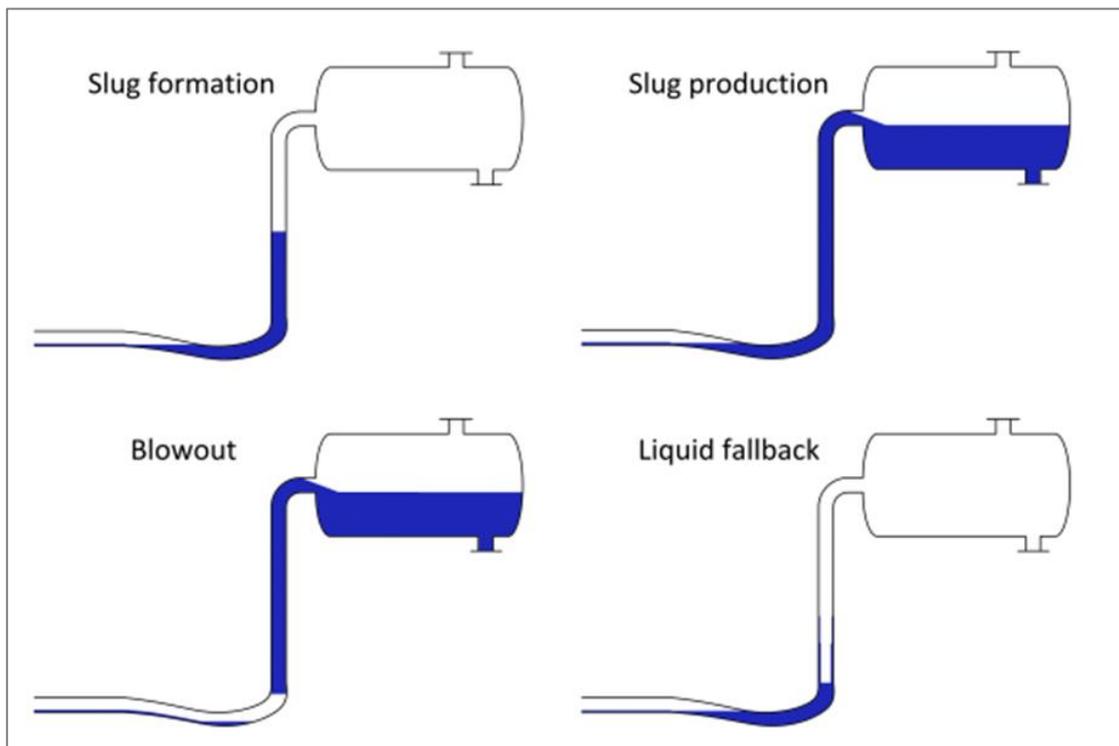


Figure 2-23 Schémas du cycle sévère des limaces dans les systèmes de colonnes montantes des conduites d'écoulement.

2.13 Conclusion

Le procédé utilisé ainsi que les paramètres influent sont représentés dans cette partie. On a aussi constaté, que le contrôle lui-même ne suffit pas pour maintenir les performances du séparateur, il y a aussi la géométrie de séparateurs qui joue un rôle primordial dans le maintien des performances du séparateur.

Chapitre 3

Généralités sur la Régulation

3.1 Introduction

La régulation automatique, actuellement rebaptisée automatique est noyée dans les techniques modernes de commande- robotique, productique etc., en raison surtout de l'apparition de l'électronique, puis vers les années 60 du microprocesseur et donc de l'informatique.

Un régulateur est un dispositif qui est capable, de maintenir une grandeur physique à une valeur la plus proche possible de la valeur désirée. Mais il est utile de souligner que les vieilles techniques de régulation classiques restent encore très utilisées dans l'industrie car la théorie en automatique avance bien plus vite que l'application et cela, parce que les moyens informatiques sont plus performants que la connaissance du système à traiter c'est à dire le modèle.

3.2 Définition de la régulation automatique

La régulation automatique regroupe l'ensemble des moyens matériels et techniques mis en œuvre pour maintenir automatiquement (pas d'intervention Manuelle) une ou plusieurs grandeurs physiques (installation de production, robot, alimentation électronique stabilisée, etc..) en vue d'en imposer le comportement.

Cette prise de contrôle s'effectue par l'intermédiaire de certains signaux (grandeurs physiques) qu'il est alors nécessaire de mesurer afin de déterminer l'action à entreprendre sur le système.

Lorsque des perturbations ou un changement de consigne se produisent, la régulation automatique provoque une action correctrice sur une autre grandeur physique, parmi les grandeurs d'entrée du procédé (grandeur réglante), afin de ramener la grandeur réglée vers sa consigne initiale (cas de perturbations) ou vers sa nouvelle consigne (cas de changement de consigne c'est-à-dire changement de point de fonctionnement).

Les méthodes de l'automatique offrent donc la possibilité de modifier le comportement statique et dynamique d'une grandeur physique, afin qu'elle évolue conformément aux exigences de l'application.

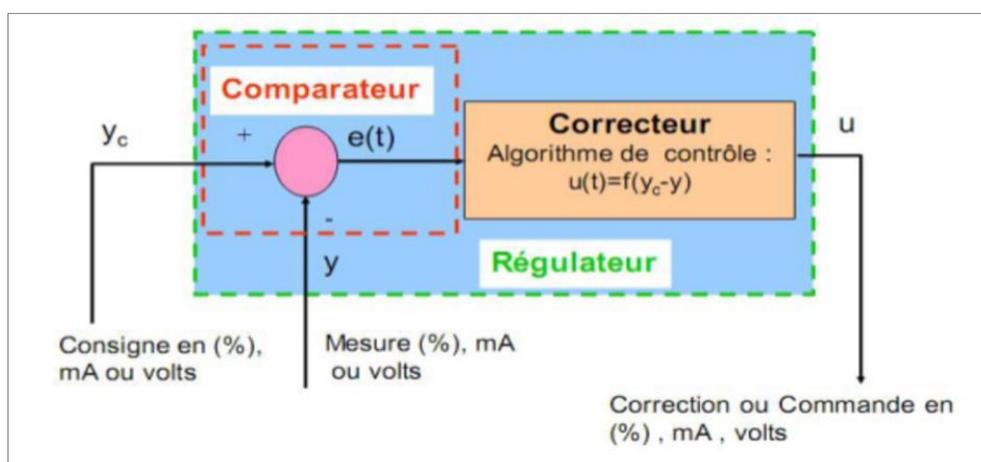


Figure 3-1 Présentation d'un schéma fonctionnel d'un régulateur.

3.3 Objectifs de la régulation

Réguler une grandeur, c'est obtenir d'elle un comportement donné, dans un environnement susceptible de présenter des variations. On ne peut pas parler de principe de régulation sans parler des lois de commandes.

Les systèmes automatiques assurent en fait 2 types de fonctions :

- Maintenir la grandeur commandée, ou grandeur réglée, à une valeur de référence malgré les variations de conditions extérieures ; on parle de la régulation en sens strict.
- Répondre à des changements d'objectif, ou à un objectif variable tel-que la poursuite de cible, on parle d'un fonctionnement d'asservissement.

Le rôle de l'automaticien (chargé d'obtenir un système régulé) sera multiple :

- Instrumenter le système : choisir les capteurs et actionneurs en fonction des besoins physiques, de coût et de performance demandées au système.
- Déterminer les relations entré-sorties du système, des capteurs et des actionneurs.

On parlera des lors de :

- Modéliser quand on s'attachera à déterminer la structure mathématique de ces relations.
- Identifier quand on s'intéressera à calculer les coe-cients du modèle.
- Synthétiser une loi de commande (un correcteur) afin d'obtenir un système performant : précis, rapide et stable tout en s'affranchissant des influences néfastes des perturbations.

3.4 Notion de Boucle Ouverte/Fermée

3.4.1 Système boucle ouverte

On parle de fonctionnement en boucle ouverte quand c'est l'opérateur qui contrôle l'organe de réglage, ce n'est pas une régulation

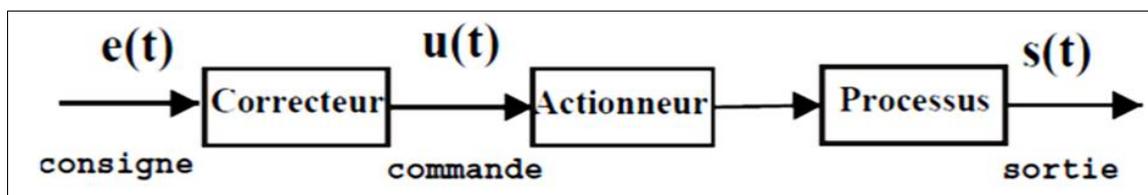


Figure 3-2 Système en boucle ouverte

3.4.2 Système boucle fermée

C'est le fonctionnement normal d'une régulation. Le régulateur compare la mesure de la grandeur réglée et la consigne et agit en conséquence pour s'en rapprocher.

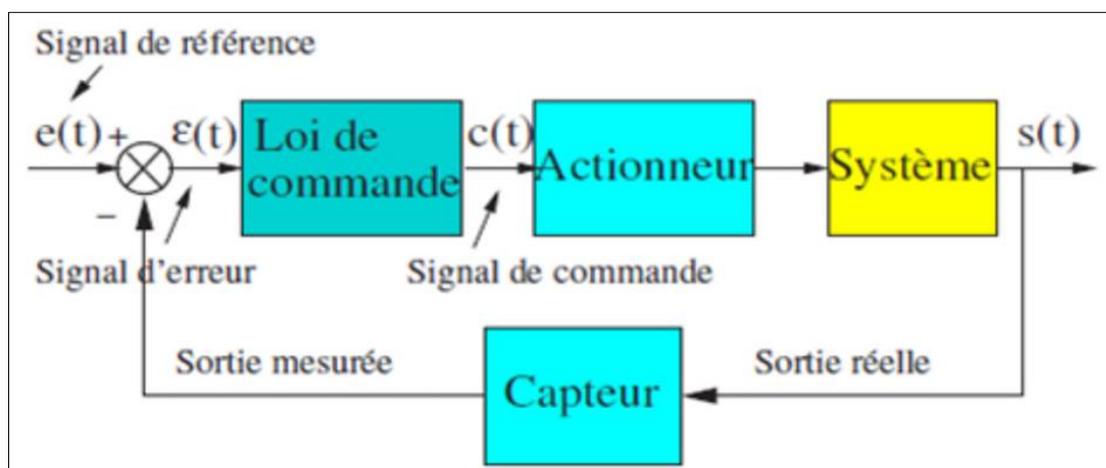


Figure 3-3 Système en boucle fermée

3.5 Critères de performance d'une régulation

Les performances d'une régulation peuvent se définir à partir de l'allure du signal de mesure suite à un échelon de consigne. Notons toutefois que les critères de performances classiques peuvent se résumer comme suit :

Stabilité : Cette condition est impérative mais avec un certain degré de stabilité (marge de sécurité). En général on impose une marge de gain de 2 à 2,5. L'utilisateur parle en termes de pompage.

Précision : L'exploitant demande à ce que le système possède une bonne précision en régime permanent d'où une nécessité de mettre un régulateur PI ou d'ajouter un gain important dans le cas d'un régulateur P.

Rapidité : On demande en pratique que le système soit capable rapidement de compenser les perturbations et de bien suivre la consigne.

Dépassement : En général on recommande un système de régulation dont le régime transitoire soit bien amorti et dont le dépassement ne dépasse pas 5 à 10/100 de la valeur nominale.

3.6 Régulateur PID

Le régulateur standard industriel classique est le PID (proportionnel intégral dérivé), car il permet de régler à l'aide de ses trois paramètres les performances (amortissement, temps de réponse, ...) d'un processus modélisé par un deuxième ordre.

Chapitre 3 : Généralités sur la régulation

Nombreux sont les systèmes physiques qui, même en étant complexes, ont un comportement voisin de celui d'un deuxième ordre.

Par conséquent, le régulateur PID est bien adapté à la plupart des processus de type industriel et est relativement robuste par rapport aux variations des paramètres du procédé. Si la dynamique dominante du système est supérieure à un deuxième ordre, ou si le système contient un retard important ou plusieurs modes oscillants, le régulateur PID n'est plus adéquat et un régulateur plus complexe (avec plus de paramètres) doit être utilisé, au dépend de la sensibilité aux variations des paramètres du procédé.

*Loi de commande du régulateur PID

$$u(t) = k_p * (e(t) + \frac{1}{T_i} * \int_{-\infty}^t e(\tau) * d\tau + T_d * \frac{de}{dt}) \quad (3.1)$$

*Fonction de transfert du régulateur PID

$$G_c(P) = \frac{U(P)}{E(P)} = K_p * \frac{1 + P * T_i + P * T_i * T_d}{P * T_i} \quad (3.2)$$

3.6.1 Notions de correcteur PID

Sous forme d'un tableau récapitulatif, on résume les avantages et les limitations des actions de base des régulateurs PID :

Tableau 3-1 Notion de correcteur

Action	Points forts	Points faibles
P	Action instantanée	Ne permet pas d'annuler une erreur statique mais permet de la réduire
I	Annule l'erreur statique	Action lente Ralentit le système (effet déstabilisant)
D	Action très dynamique	Améliore la rapidité Apporte un effet stabilisant Sensibilité aux bruits Forte sollicitation de l'organe de commande

Tableau 3-2 Tableau d'influence

Augmentation de	Stabilité	Précision	Rapidité
K_p	diminue	augmente	augmente
T_i	augmente	pas d'influence	diminue
T_d	diminue	pas d'influence	augmente

3.7 Diagramme Bode

Les diagrammes de Bode consistent à tracer deux graphes correspondant respectivement au gain réel et au déphasage. Pour la courbe de gain, on ne trace pas directement $\mathbf{G}(\omega)$ mais $\mathbf{GdB} = 20 \log \mathbf{G}(\omega)$ défini comme le gain en décibels et, de surcroît, avec une échelle logarithmique en abscisse.

Outre les raisons historiques qui ont présidé à ce choix, il existe deux intérêts essentiels au choix du tracé logarithmique du gain, intérêts que nous mettrons en évidence dans les pages qui suivent. L'axe des ordonnées est bien évidemment gradué en décibels. Un gain réel $\mathbf{G}(\omega)$ supérieur à 1 correspond à un gain en décibels positif tandis qu'un gain réel inférieur à 1 correspond à un gain en décibels négatif. On a bien sûr $20 \log \mathbf{G}(\omega) = 0 \text{ dB}$ pour $\mathbf{G}(\omega) = 1$.

En règle générale, on porte directement les valeurs de ω sur l'axe des abscisses en respectant l'échelle logarithmique et en plaçant la pulsation $\omega = 1$ à l'origine de cet axe (puisque'elle correspond à $\log \omega = 0$). On notera également que la pulsation $\omega = 0$ ne peut apparaître sur l'axe qu'en « moins l'infini ».

Une échelle de diagramme de Bode est illustrée dans la figure suivante :

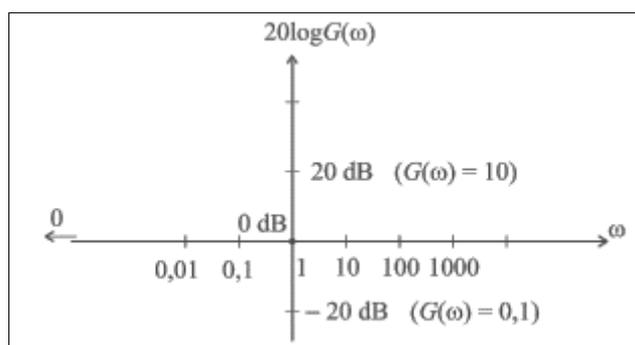


Figure 3-4 Echelle algorithmique du diagramme de Bode

3.8 Définition de lieux d'Evans

Le lieu d'Evans, ou lieu des pôles, est le lieu décrit dans le plan complexe par les n pôles de la fonction de transfert en boucle fermée, i.e par les n racines de l'équation caractéristique $d_c(s) = d_o(s) + k_o \cdot n_o(s) = 0$ lorsque que le facteur d'Evans k_o varie de 0 à l'infini

Avec le lieu d'Evans, on représente donc graphiquement dans le plan de s l'évolution des pôles de la fonction de transfert en boucle fermée lorsque le gain de boucle k_o varie de 0 à l'infini. Les pôles en boucle fermée déterminent complètement la stabilité, et en affinant l'analyse par le calcul des marges de stabilité absolue et relative, l'examen de la position des pôles permet également de déterminer le degré de stabilité. De plus, pour autant que les zéros soient "normaux" (systèmes à déphasage minimal), les pôles imposent largement la forme et la durée du régime libre (apériodique ou oscillatoire), observable en régime transitoire, par exemple aux premiers instants de la réponse indicielle.

Il y a donc un intérêt certain à connaître l'emplacement dans le plan complexe des pôles de la fonction de transfert en boucle fermée d'un système de régulation numérique. Le plan complexe est bien sûr ici le plan de s . Il est encore plus intéressant de pouvoir examiner la manière dont ces mêmes pôles évoluent dans le plan de s lorsque le gain en boucle ouverte est modifié

3.9 Régulation multivariable

La conception d'un système de commande adapté à un processus industriel multivariable, pose évidemment un certain nombre de problèmes. Parmi ceux-ci, le problème de l'existence des interactions entre les variables d'entrées-sorties du système est la cause principale pour laquelle la synthèse et le fonctionnement du système en multi boucle, boucle par boucle, sont difficiles car un changement d'une variable d'entrée à pour conséquence des changements de plusieurs variables de sorties ; ce qui rend difficile le maintien des performances de chaque boucle. De plus, les performances d'une boucle de commande peuvent être fortement affectées par les paramètres des régulateurs des autres boucles. Dans le cadre général de la commande des systèmes multivariables une attention considérable a été accordée au concept d'analyse des interactions. Dans cette optique, on cherchera le plus souvent à compenser le système de sorte que :

- Chaque entrée affecte seulement une sortie ;
- La perturbation sur une sortie, les entrées étant nulles, n'affecte que cette seule sortie

3.9.1 Commande Multiboucles

La technique de commande multiboucles donne un niveau de performances acceptable dans la majorité des cas. La synthèse d'un système de commande multiboucles s'effectue en deux étapes :

Étape 1. Détermination de la configuration de commande par la sélection des couples entrées sorties (chaque entrée doit être bouclée avec une seule sortie bien déterminée, en introduisant un régulateur bien conçu).

Étape 2. Choix de la loi de commande et détermination des paramètres du régulateur pour chaque boucle assurant les performances désirées. Dans la première étape, le choix de la configuration de commande adéquate, c'est-à-dire la configuration dont les interactions entre les boucles de commande résultantes sont très faibles, est dicté par l'utilisation d'une méthode d'analyse des interactions qui permet aussi d'évaluer le niveau. Pour un système multi-variables à deux entrées et de deux sorties, comme illustré par la figure :

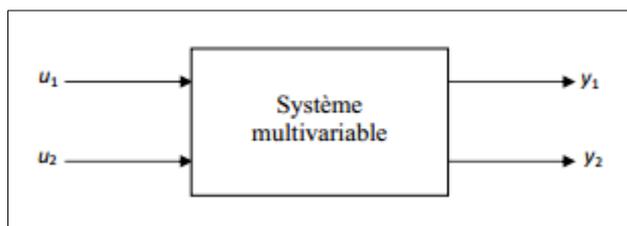


Figure 3-5 Système multivariable

Deux configurations de commande sont possibles :

- u_1 commande y_1 et u_2 commande y_2 , configuration désignée par $[u_1 - y_1]; [u_2 - y_2]$.
- u_1 commande y_2 et u_2 commande y_1 , configuration désignée par $[u_1 - y_2]; [u_2 - y_1]$

3.9.2 Définition de l'interaction dans un système multivariables

Les boucles de commande dans un système multivariable sont dites interactives, si une action de commande $u_k(s)$ dans la k -ième boucle (résultat d'une perturbation $z_k(s)$ ou d'un changement de consigne $c_k(s)$) provoque une action de commande $u_l(s)$ ($l \neq k$) dans une ou plusieurs boucles, dans le but de maintenir les variable de sorties $y_l(s)$ ($l \neq k$) assignées à ces dernières à leurs points de consignes.

3.9.3 Explication du phénomène d'interaction

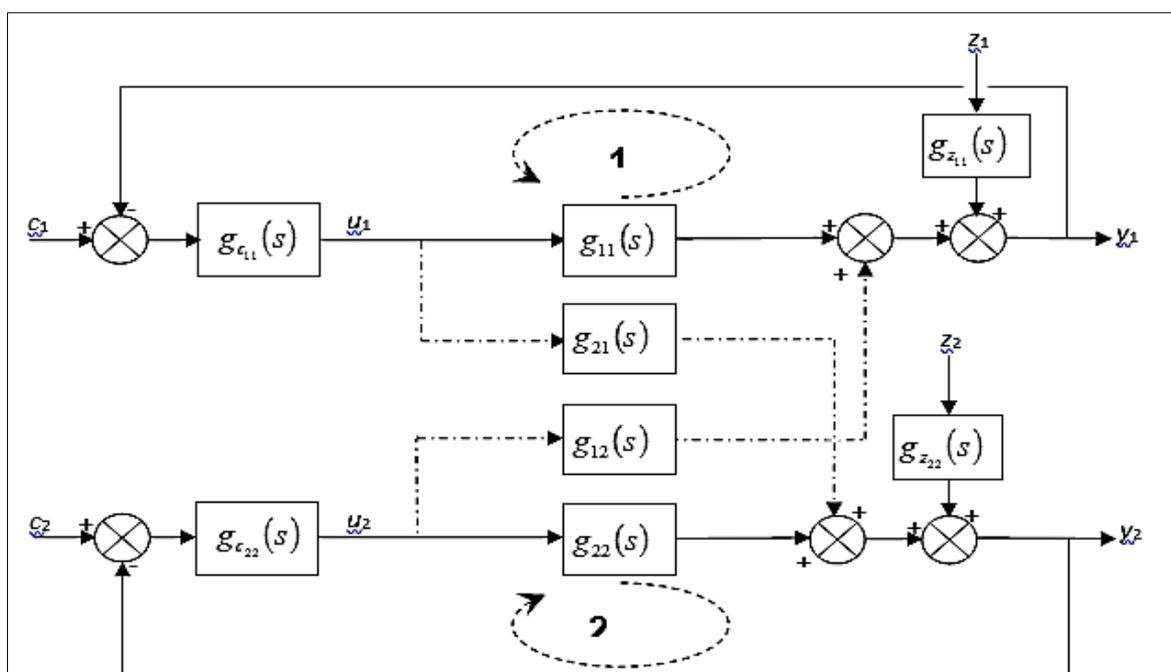


Figure 3-6 Commande multi boucles.

Pour éclaircir le phénomène d'interaction dans un système multivariable, considérons le système représenté par la figure ci-dessus.

Lorsque la perturbation z_1 affecte la sortie y_1 , cette dernière s'écarte de sa valeur de consigne c_1 , le régulateur $g_{c_{11}}(s)$ génère donc une commande u_1 d'une manière à annuler cet écart (ligne continue). Néanmoins, la commande u_1 générée affecte en plus la sortie y_2 à travers la transmittance $g_{21}(s)$ (ligne discontinue), donc la sortie y_2 s'écarte aussi de sa valeur de consigne c_2 . Ceci oblige le régulateur $g_{c_{22}}(s)$ de générer une commande u_2 pour maintenir la sortie y_2 à la position désirée c_2 . L'action correctrice du régulateur $g_{c_{22}}(s)$ de la deuxième boucle (II) (la commande u_2) affecte aussi la sortie y_1 à travers la transmittance $g_{12}(s)$. Alors le maintien des sorties y_1, y_2 à leurs positions désirées, en dépit de la perturbation z_1 qui doit être annuler par le régulateur $g_{c_{11}}(s)$, est une tâche ardue.

3.9.4 Analyse des interactions dans un système multivariable

3.9.4.1 Méthodes d'analyse directe

Plusieurs méthodes d'analyse directe des interactions utilisant la matrice de transfert existent dans la littérature, telle que : [1]

- Matrice des Gains Relatifs (RGA) ; développée par Bristol, qui a bénéficié d'une large utilisation dans l'industrie.
- Méthode du Quotient d'Interaction (IQ).
- Matrice des Gains Relatifs Dynamique (RDGA).
- Matrice des Gains Relatifs Dynamique Moyens (ADGA).
- Matrice Dynamique Relative (RDA).

a) Matrice des gain relatifs (RGA)

La méthode de la Matrice des Gains Relatifs développée par Bristol, en 1966, permet de dégager une configuration de commande avec un faible niveau d'interaction. Le calcul de la RGA est basé sur la matrice des gains statiques du système. Chaque élément de la RGA est déterminé par l'expression suivante :

$$\lambda_{ij} = \frac{\left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j} \right)_{u_k=0, k \neq j}}{\left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j} \right)_{y_k=0, k \neq i}}. \quad (3.3)$$

Le numérateur représente le gain statique en boucle ouverte entre u_j et y_i , et le dénominateur c'est le gain statique entre u_j et y_i lorsque les autres sorties sont contrôlées par des correcteurs parfaits. Le gain relatif λ_{ij} indique si le gain d'une boucle ouverte $[u_j - y_i]$ change lorsque toutes les autres boucles sont fermées.

b) Limitations

- Elle suppose que les régulateurs sont parfaits, alors que n'est pas le cas en pratique
- Elle donne des prédictions justes dans les cas statiques mais pour le cas dynamique, on ne peut rien dire.
- Elle n'est pas applicable que pour les systèmes qui travaillent autour de la fréquence nulle.

3.9.4.2 Méthodes d'analyses dynamique

- Matrice des Amplitudes Relatives Dynamiques (DRMA)
- Matrice des Gains Dynamiques Relatifs Généralisés (DRGA)

a) Matrice des Amplitudes Relatives Dynamiques (DRMA)

Cette méthode ne permet pas de dégager une configuration de commande, mais permet d'analyser les interactions présentes dans un système en boucle fermée (commande multiboucle). Le principe de la DRMA consiste à choisir en premier lieu une configuration de commande en utilisant l'une des méthodes d'analyse des interactions directe, ensuite on détermine le correcteur de chaque boucle. Après la synthèse du système de commande multiboucle, on calcul la DRMA pour analyser les interactions dans le système en boucle fermée résultant. [1]

Pour le système dans la Figure 3.6 la DRMA correspondante :

$$DRMA = \begin{bmatrix} \frac{\left(\frac{y_1(s)}{c_1(s)}\right)_{oo}}{\left(\frac{y_1(s)}{c_1(s)}\right)_{of}} & \frac{\left(\frac{y_1(s)}{c_2(s)}\right)_{ff}}{\left(\frac{y_2(s)}{c_2(s)}\right)_{ff}} \\ \frac{\left(\frac{y_2(s)}{c_1(s)}\right)_{ff}}{\left(\frac{y_2(s)}{c_2(s)}\right)_{ff}} & \frac{\left(\frac{y_2(s)}{c_2(s)}\right)_{oo}}{\left(\frac{y_2(s)}{c_2(s)}\right)_{fo}} \end{bmatrix}, \quad (3.4)$$

Où :

- *oo* : indique que les deux boucles sont ouvertes.
- *of* : indique que la première boucle (I) est ouverte et la deuxième boucle (II) est fermée.
- *cc* : indique que les deux boucles sont fermées.
- *fo* : indique que la première boucle (I) est fermée et la deuxième boucle (II) est ouverte.

Une fois la DRMA est déterminée, on trace le diagramme de Bode (courbe du module) de chaque élément $\chi_{ij}(s)$ de la matrice, les diagrammes de Bode obtenus permettent d'analyser les interactions entre les boucles de la configuration choisie.

b) Utilité de la DRMA

L'usage de la DRMA pour l'analyse des interactions présente deux intérêts distincts :

- Vérification de la commodité de la configuration de commande choisie.
- Examiner le phénomène de propagation de perturbation dans les boucles de commande.

3.10 Conclusion

Dans ce chapitre on a vu les différentes méthodes de synthèse, d'étude de la stabilité et la régulation des système multivariables, ainsi que les methodes d'analyse d'interaction (RGA, DRMA) qui peuvent nous aider dans notre étude dans les chapitres suivants.

Chapitre 4

Modélisation d'un séparateur triphasé

4.1 Introduction

La modélisation consiste à représenter les aspects importants du système en décrivant les relations entre les différentes grandeurs qui caractérisent son fonctionnement. Cette modélisation peut être analytique : en utilisant un ensemble d'équations mathématiques décrivant le comportement du système étudié. Elle peut être empirique : en se basant sur des observations et des expériences effectuées sur le processus (boîte noire), ou dans quelque cas où les équations physiques et/ou chimiques du système ne sont pas bien connues, on utilise les deux méthodes (modélisation boîte grise)

Les études faites auparavant sur les séparateurs triphasés ont prouvé que pour un bon contrôle d'un séparateur, on doit choisir une bonne logique de régulation.

Dans ce chapitre on va identifier les équations mathématiques qu'on va utiliser dans la régulation du séparateur et les introduire dans le logiciel MATLAB / SIMULINK.

L'objectif de ce chapitre est de développer des équations mathématiques modèle pour avoir une stratégie de contrôle adaptative optimale du séparateur.

4.2 Modèle mathématique [10] [2] [4] [7]

Les hypothèses pour la modélisation dynamique sont les suivantes :

- Zéro décalage dans le temps pour les jambes d'évacuation des liquides et des gaz.
- Température constante et facteur de compressibilité des gaz.

4.2.1 Taux de variation du volume liquide

Le taux de variation du volume liquide est relié par le débit d'entrée et de sortie du liquide ; est donné par l'équation :

$$\frac{dV_l}{dt} = q_{l(in)} - q_{l(out)} \quad (4.1)$$

4.2.2 Taux de variation du niveau liquide

Il est relié avec les variations du volume liquide en relation avec la géométrie du séparateur ; est donnée par :

$$\frac{dh}{dt} = \frac{1}{\pi \frac{d^2}{4}} \frac{dV}{dt} \quad (4.2)$$

4.2.3 Taux de variation de la pression

L'équation d'état du gaz est donnée par :

$$pV_g = Z n_g RT \quad (4.3)$$

En différentialissons de l'équation on a :

$$V_g \frac{dp}{dt} = ZRT \frac{dn_g}{dt} - p \frac{dV_g}{dt} \quad (4.4)$$

Sachant que le volume du séparateur est constant ; donc :

$$\frac{dV_g}{dt} = -\frac{dV_l}{dt} = -(q_{l(in)} - q_{l(out)}) \quad (4.5)$$

Sachant que le bilan massique du gaz est donné par :

$$\frac{dn_g}{dt} = (q_{g(in)} - q_{g(out)}) \cdot \frac{\rho_g}{n_g} \quad (4.6)$$

Et donc le taux de variation de la pression en substituant les équations précédentes on a :

$$V_g \cdot \frac{dp}{dt} = ZRT \frac{\rho_g}{n_g} (q_{g(in)} - q_{g(out)}) + p (q_{l(in)} - q_{l(out)}) \quad (4.7)$$

4.2.4 Le débit des refoulements de la jambe liquide et de la jambe gaz

Il est donné par l'équation :

$$V_g = V_{g(set)} - (h - h_{set}) \cdot \frac{\pi d^2}{4} \quad (4.8)$$

4.3 Les équations des contrôleurs

Il existe trois types d'actions :

- Proportionnelle (P),
- Intégrale (I) et
- Dérivée (D).

Les combinaisons PI (proportionnel-intégral), PD (proportionnel-dérivé) et PID (proportionnel-intégral-dérivé) sont trois combinaisons de régulateurs.

L'objectif principal du régulateur intégré est d'éliminer le décalage qui se produit dans les systèmes à régulation proportionnelle lorsqu'ils ne fonctionnent pas dans les conditions de conception.

Les contrôleurs de dérivées peuvent améliorer la réponse du système parce qu'ils prédisent l'avenir et prennent des mesures en conséquence.

Dans cette étude, le contrôleur PI a été choisi pour le contrôle de la pression et un contrôleur PD pour le contrôle du niveau de liquide pour assurer la stabilité du système.

4.3.1 Contrôleur de pression

Pour le contrôleur de pression on utilise un contrôleur de type PI. La description mathématique d'un régulateur PI est donné par

$$p_c = p_0 + K_c \cdot (e + \frac{1}{t_r} \int e \cdot dt) \quad (4.9)$$

p_c : pression pneumatique à envoyer à la commande de la vanne.

p_0 : la pression initiale au niveau du régulateur

K_c : le gain du contrôleur

e : l'erreur

t_r : temps de rétablissement

Un convertisseur de mesure convertit linéairement la valeur mesurée de la grandeur réglée en un signal de pression pneumatique allant de 3 à 15 psig.

La conversion pour le transmetteur de contrôle de pression est la suivante :

$$p_{T \min} = 3 \text{ psig} \quad \text{si } p \leq p_{\min}$$

$$p_{T \max} = 15 \text{ psig} \quad \text{si } p \geq p_{\max}$$

$p_{T \min}$ et $p_{T \max}$ sont les signaux minimum et maximum de la pression par le transmetteur.

Et donc la relation est :

$$p_t = (3 + 12 \cdot \frac{p - p_{\min}}{p_{\max} - p_{\min}}) \quad (4.10)$$

La pression pneumatique de consigne est donnée par :

$$p_{t \text{ (set)}} = (3 + 12 \cdot \frac{p_{\text{set}} - p_{\min}}{p_{\max} - p_{\min}}) \quad (4.11)$$

Le signal d'erreur, qui est à l'entrée du régulateur, est défini comme suit :

$$e = p_{t \text{ set}} - p_t \quad (4.12)$$

$$e = K_T (p_{\text{set}} - p)$$

Tel que K_T le gain de transmission pour la régulation de pression, donnée par :

$$K_T = \frac{12}{p_{\max} - p_{\min}} \quad (4.13)$$

En substituant l'erreur e dans l'équation description du contrôleur PI on obtient :

$$p_c = p_0 + K_c \cdot K_T [-\frac{dp}{dt} + \frac{1}{tr} \int (p_{\text{set}} - p) dt] \quad (4.14)$$

La différenciation temporelle de l'équation donne une équation pour le taux de variation de la pression pneumatique à envoyer à la vanne de régulation de gaz par le régulateur de pression :

$$\frac{dp_c}{dt} = K_c \cdot K_T \left[-\frac{dp}{dt} + \frac{1}{tr} (p_{set} - p) \right] \quad (4.15)$$

4.3.2 Contrôleur de niveau

Pour le contrôle de niveau d'eau on utilise un contrôleur PD.

La description mathématique d'un contrôleur PD pour le contrôle de niveau de liquide est donnée par :

$$p'_c = p'_0 + K'_c \left(e' + t_d \frac{de'}{dt} \right) \quad (4.16)$$

Où t_d le temps dérivé.

Le signal de pression pneumatique du transmetteur de niveau de liquide est donné par

$$p_t = \left(3 + 12 \frac{h - h_{min}}{h_{max} - h_{min}} \right) \quad (4.17)$$

Et la consigne de pression pneumatique donnée par :

$$p_{T set} = \left(3 + 12 \frac{h_{set} - h_{min}}{h_{max} - h_{min}} \right) \quad (4.18)$$

Sachant que $(h_{max} - h_{min})$ est la plage du niveau liquide, et :

$$e' = K'_T \cdot (p'_{Tset} - p'_T) \quad (4.19)$$

Tel que :

$$K'_T = \frac{12}{h_{max} - h_{min}} \quad (4.20)$$

Par conséquent, l'équation du régulateur de niveau de liquide est la suivante :

$$p'_c = p'_0 + K'_c \cdot K'_T \left[(h_{set} - h) - t_d \frac{dh}{dt} \right] \quad (4.21)$$

En prenant la dérivée par rapport au temps, on obtient l'équation pour le taux de variation de la pression pneumatique qui doit être envoyée à la vanne de régulation du liquide par le régulateur de niveau de liquide :

$$\frac{dp'_c}{dt} = K'_c \cdot K'_T \left(-\frac{dh}{dt} - t_d \frac{dh^2}{dt^2} \right) \quad (4.22)$$

4.3.3 Pneumatique Transmission Line Equations

Le signal de pression est envoyé par une ligne de transmission pneumatique à la vanne de régulation par le régulateur.

Par conséquent, on s'attend à ce qu'un certain délai se produise jusqu'à ce que le signal atteigne la vanne.

Dans cette étude, le délai est approximé comme suit :

$$p_v = p_c + (p_{v0} - p_c)e^{-\frac{t}{\tau_0}} \quad (4.23)$$

Où

p_v La pression reçue à la vanne,
 p_{v0} La pression initiale à la vanne, et
 τ_0 la constante de temps.

La constante de temps est fonction de la longueur de la ligne de transmission. En différenciant l'équation précédente, on obtient le taux de variation de la pression pneumatique agissant sur les vannes de régulation au niveau des jambes de refoulement du gaz et/ou du liquide :

$$\frac{dp_v}{dt} = \frac{p_c - p_{v0}}{\tau_0} e^{-\frac{t}{\tau_0}} \quad (4.24)$$

4.4 Les équations des vannes de régulation

Il existe deux types de vannes de régulation, air/ouverture et air/fermeture. Le type de vanne à utiliser est déterminé par des considérations de sécurité. Les vannes utilisées pour le système de commande du séparateur ont été choisies pour être des vannes de fermeture à air. Si la pression d'air tombe en panne, la pression et le niveau de liquide dans le séparateur n'augmenteront pas de manière significative.

L'approximation du premier ordre de l'équation de la vanne de régulation est donné par :

Pour la vanne de régulation de niveau :

$$\frac{d\chi}{dt} = \left(15 - p_v - \frac{12}{100} \chi\right) \frac{100}{12 C_0} \quad (4.25)$$

Pour la vanne de régulation de pression :

$$\frac{d\chi'}{dt} = \left(15 - p'_v - \frac{12}{100} \chi'\right) \frac{100}{12 C'_0} \quad (4.26)$$

Pour le control de niveau d'eau, ou C_0 et C'_0 sont des constantes et χ et χ' sont les positions de la tige de la vanne.

L'état initial $\chi(0) = 0$ et $p_v = 3 \text{ psig}$; quand la vanne change soudainement la position a 15 psig (correspond à une entrée pas à pas), le temps nécessaire pour que la position de la tige atteigne une ouverture de vanne choisie arbitrairement $\chi_{test} = t_{test}$ et :

$$C_0 = \frac{t_{test}}{\ln\left(\frac{100}{100 - \chi_{test}}\right)} \quad (4.27)$$

De même pour obtenir C_0 .

4.5 Stabilité du système

La stabilité de l'ensemble du système devrait être assurée avant la conception en fonction des exigences de réponse transitoire. La technique du locus racinaire est utilisée pour effectuer l'analyse de stabilité. Si la racine du système se trouve sur la moitié gauche du plan s , le système est toujours stable pour tout gain du contrôleur et vice versa. Si le locus racine du système est en partie à gauche et en partie à droite du plan s , le système peut être stable, instable ou oscillant, selon le gain total du système. Le tracé du point racine peut déterminer les trajectoires du système en utilisant le gain de boucle.

4.5.1 Technique de lieux de racines (root-locus)

En théorie de la stabilité, l'analyse du locus racine est une méthode graphique permettant d'examiner comment les racines d'un système changent avec la variation d'un certain paramètre du système, généralement un gain dans un système à rétroaction. Il s'agit d'une technique utilisée comme critère de stabilité dans le domaine de la théorie classique du contrôle développée par Walter R. Evans qui peut déterminer la stabilité du système. Le locus racine trace les pôles de la fonction de transfert en boucle fermée dans le plan s complexe en fonction d'un paramètre de gain (voir diagramme pôle-zéro).

4.5.1.1 Boucle de régulation du niveau liquide

Le gain de boucle de la boucle de régulation de niveau de liquide d'un régulateur PD est donné par le modèle linéaire :

$$G(s)H(s) = K'_c(t'_d s + 1) \frac{K'}{s \left(s + \frac{1}{C'_0}\right) \left(s + \frac{1}{\tau'_0}\right)} \quad (4.28)$$

$G(s)$ Fonction de transfert en boucle à réaction.

$H(s)$ Fonction de transfert en boucle de Larsen.

K' est donnée par :

$$K' = \frac{D_2 G'}{C'_0 \tau_0} \quad (4.29)$$

Tel que G' est donnée par :

$$G' = D_1 \left(\frac{\Delta C'_v}{\Delta \chi} \right)_{\chi' = \chi'_{set}} \frac{100}{h_{max} - h_{min}} \quad (4.30)$$

4.5.1.2 Boucle de régulation de la pression

Le gain de boucle de la boucle de régulation de pression d'un régulateur PI est donné par le modèle linéaire :

$$G(s)H(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{t_r s} \right) \frac{K}{s \left(s + \frac{1}{C'_0}\right) \left(s + \frac{1}{\tau_0}\right)} \quad (4.31)$$

Tel que :

K_c : le gain de la vanne de gaz

K est donné par :

$$K = \frac{D_4 G}{C_0 \tau_0} \quad (4.32)$$

G est donné par :

$$G = D_3 \left(\frac{\Delta C_v}{\Delta \chi} \right)_{\chi=\chi_{set}} \frac{100}{p_{max} - p_{min}} \quad (4.32)$$

4.6 Conception de systèmes de contrôle et simulation de réponse transitoire

Pour concevoir un système de contrôle, nous devons d'abord vérifier la stabilité du système, puis simuler les transitoires. La réponse du système pour satisfaire aux spécifications de conception. Le la technique root-locus, qui est l'un des systèmes de contrôle les plus puissants. Peuvent être utilisés pour évaluer la stabilité du système.

- Le root-locus est utilisée dans cette étude pour la conception du système. La procédure est la suivante :
- Tracez le locus racine à l'aide de MATLAB à l'aide de la fonction de transfère en boucle ouverte.
- Optimiser la stabilité du locus radriculaire et déterminer le contrôleur et les paramètres des vannes de contrôle.
- Déterminer le gain du contrôleur pour la spécification de réponse transitoire requise.
- Simuler et évaluer la réponse transitoire du système à l'aide de la fonction de transfert en boucle fermée.

4.7 Design du contrôleur du niveau du liquide / Pression de gaz

La conception du régulateur est basée sur la géométrie du séparateur, les spécifications de la commande, de la vanne et de la conduite pneumatique, les conditions de fonctionnement et les propriétés des fluides. Ces détails sont donnés par le tableau suivant :

Tableau 4.1 Calculs des paramètres PID de boucle de régulation du niveau

Calculs des paramètres PID		
K_p	Design du gain du contrôleur	0.59
Z_d	Compensateur du zéro de D	0.60
Z_i	Compensateur du zéro de I	0.30

Les sorties		
Kp	P gain	0.53
Tr	Temps de remise à zéro	5.00
Td	Temps de dérivation	1.11
Ou bien		
Kp	Gain P	0.53
Ki	Gain I	0.11
Kd	Gain D	0.59

Tableau 4.2 Calculs des paramètres PID pour la boucle de régulation de pression

Calculs des paramètres PID		
Kc	Design du gain du contrôleur	0.979
Zd	Compensateur du zéro de D	0.200
Zi	Compensateur du zéro de I	0.100
Les sorties		
Kp	P gain	0.203
Tr	Temps de remise à zéro	15.000
Td	Temps de dérivation	3.333
Ou bien		
Kp	Gain P	0.203
Ki	Gain I	0.014
Kd	Gain D	0.676

4.8 Méthode d'Evans pour le synthèse des régulateurs classique

4.8.1 Design du contrôleur P

On trace le locus racine pour le système non compensé et on Conçoit la valeur du gain du régulateur K_c pour satisfaire le pourcentage de dépassement de 10%. La fonction de transfert pour le tracé root locus est la suivante :

$$G(s)H(s) = \frac{k}{s \left(s + \frac{1}{C_0}\right) \left(s + \frac{1}{\tau_0}\right)} \quad (4.33)$$

Tel que : $k = K'_c K'$

Le gain total du système correspondant à un dépassement de 10% est de 0,35 tel que donné par le point de conception. Ci-dessous la figure qui montre ce qu'on vient de dire :

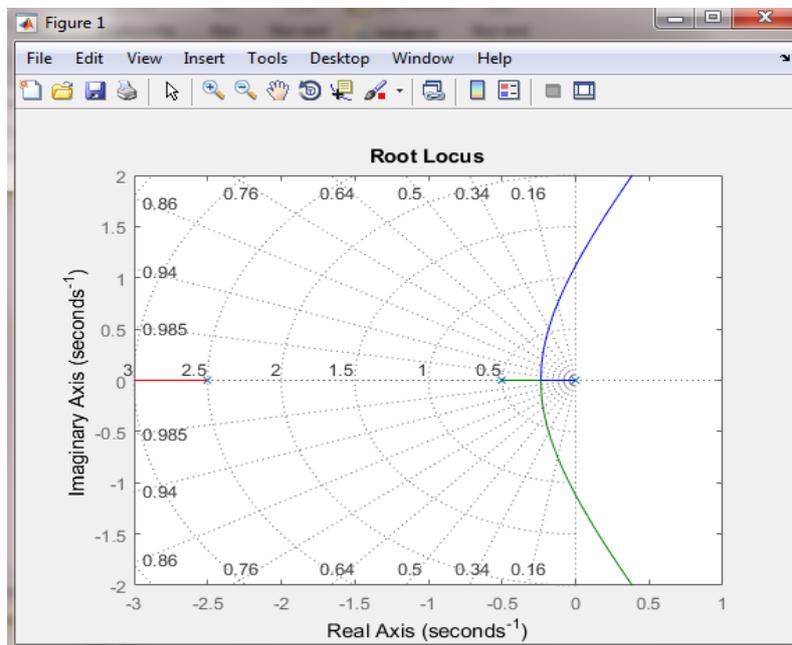


Figure 4-1 Gain total correspondant à un dépassement de 10%.

4.8.2 Design du contrôleur PD

Utilisé pour réduire le temps de stabilisation. Si le temps de stabilisation doit être réduit à 2 secondes, la partie réelle des pôles dominants du second ordre peut être calculée comme suit :

$$\xi \omega_n = \frac{4}{2} = 2 \quad (4.34)$$

Recherchez le long de la ligne de dépassement de 10 % les pôles compensés en boucle fermée dont la partie réelle est égale à 2.

Notez qu'il y a une limitation pour la conception du temps d'établissement d'un système spécifique.

Le zéro compensé devrait rendre le système stable.

Dans ce cas, le seul choix est de choisir un zéro compensateur entre l'origine et le pôle le plus proche de l'origine (0.5). Soit le zéro du compensateur 0,3 ; alors,

$$G_{PD}(s) = s + 0.3 \quad (4.35)$$

$G_{PD}(s)$: Fonction de transfert du contrôleur PD.

Le temps de stabilisation est réduit à 8 secondes, comme le montre la Figure 3.2, marquée "PD". Ce temps de stabilisation peut être encore amélioré au niveau du régulateur PID.

4.8.3 Design du contrôleur PI

Tout zéro de compensation intégral idéal peut éliminer l'erreur de régime permanent pour une entrée pas à pas tant que le zéro est placé près de l'origine. Le compensateur intégral idéal peut être choisi comme :

$$G_{PI}(s) = \frac{s + 0.01}{s} \quad (4.36)$$

Où ;

G_{PI} : fonction de transfert du contrôleur PI.

Le gain de boucle total (k) pour le système compensé par PID est donc de 4,87, à partir du locus racine modifié.

4.9 Les fonctions de transfert du système commandé

Les fonctions de transfert linéaire du système sont une description mathématique par étapes du comportement du système et sont toujours indiquées dans le domaine de Laplace.

Les fonctions de transfert relient les variables d'écart au lieu des variables réelles. La variable d'écart Δ est l'écart d'une variable par rapport à sa valeur en régime permanent ou à sa valeur de consigne.

La linéarisation se fait par le numéro du bloc qui est indiqué en haut.

4.9.1.1 Bloc 1

Il s'agit de la fonction de transfert pour le contrôleur de niveau de liquide « PD ».

$$\frac{d'p_c}{dt} = K'_c \left(\frac{d'e}{dt} + t_d \frac{d'^2e}{dt^2} \right) \quad (4.37)$$

Les variables dérivables sont :

$$\begin{aligned} \Delta p'_c &= p'_c - p'_{cset} \\ \Delta e' &= e' - e'_{ss} = e' \end{aligned} \quad (4.38)$$

Après la transformation de Laplace on obtient :

$$\frac{\Delta p'_c(s)}{\Delta e'(s)} = K'_c(1 + t_d s) \quad (4.39)$$

4.9.1.2 Bloc 2

Il s'agit de la fonction de transfert de la ligne de transmission pneumatique ;

$$\begin{aligned} \Delta p'_c &= p'_c - p'_{cset} \\ \Delta p'_v &= p'_v - p'_{vset} \end{aligned} \quad (4.40)$$

Autour du point de consigne :

$$d \frac{\Delta p'_v}{dt} = \frac{\Delta p'_c - \Delta p'_v}{\tau'_0} \quad (4.41)$$

Et donc après la transformation de LAPLACE on a :

$$\frac{\Delta p'_v}{\Delta p'_c} = \frac{1}{\tau'_0 s + 1} \quad (4.42)$$

4.9.1.3 Bloc 3

L'équation différentielle pour la vanne de régulation

$$\frac{d\Delta\chi'}{dt} = - \left(\frac{100}{12C'_0} \Delta p'_v + \frac{\Delta\chi'}{C'_0} \right) \quad (4.43)$$

Après la transformation de Laplace on obtient :

$$\frac{\Delta\chi'}{\Delta p'_v} = - \left(\frac{100/12}{C'_0 s + 1} \right) \quad (4.44)$$

4.9.1.4 Bloc 4

Il s'agit de la fonction de transfert qui relie le coefficient de débit à l'ouverture de la vanne,

$$\frac{\Delta C'_v(s)}{\Delta\chi'(s)} = \left(\frac{dC'_v}{d\chi'} \right)_{\chi'=\chi'_{set}} \quad (4.45)$$

4.9.1.5 Bloc 5

Pour obtenir une fonction de transfert linéaire, on suppose que la pression du séparateur est constante (p_{set}).

La relation entre le débit d'écoulement de liquide et le coefficient de débit :

$$D_1 = \frac{\Delta q_{Lout}(s)}{\Delta C'_v(s)} = 0.002228 \left(\frac{p_{set} - p_{Lout}}{\gamma_L} \right)^{0.5} \quad (4.46)$$

Jonction d'addition

Au point de jonction de sommation, une perturbation est introduite dans le système. La perturbation est l'irrégularité de l'écoulement du liquide dans le séparateur et se traduit par :

$$\Delta q_{Lin} = q_{Lin} - \bar{q}_L \quad (4.47)$$

La jonction de sommation détermine le taux de variation du volume de liquide comme suit :

$$\frac{dV_l}{dt} = \Delta q_{Lin} - \Delta q_{Lout} = (q_{Lin} - \bar{q}_L) - (q_{Lout} - \bar{q}_L) \quad (4.48)$$

La transformé de Laplace donne :

$$s[\Delta V_l(s)] = \Delta q_{Lin}(s) - \Delta q_{Lout}(s) \quad (4.49)$$

4.9.1.6 Bloc 6

Ce bloc est simplement le bloc d'intégration. De l'équation précédente,

$$\frac{\Delta V_l(s)}{\Delta q_{Lin} - \Delta q_{Lout}} = \frac{1}{s} \quad (4.50)$$

4.9.1.7 Bloc 7

La relation entre le niveau de liquide et le volume de liquide du séparateur après la transformée de Laplace :

$$D_2 = \frac{\Delta h(s)}{\Delta V_l(s)} = \frac{4}{\pi d^2} \quad (4.51)$$

4.9.1.8 Bloc 8

C'est le gain du transmetteur de niveau de liquide ; la fonction de transfert est la suivante :

$$\frac{\Delta p'_T(s)}{\Delta h(s)} = \frac{12}{h_{max} - h_{min}} \quad (4.52)$$

4.9.1.9 Bloc 9

Il s'agit de la fonction de transfert du régulateur de pression du séparateur PI.

$$\frac{\Delta p_c(s)}{\Delta e'(s)} = K_c \left(1 + \frac{1}{t_r s} \right) \quad (4.53)$$

On fait la même procédure qu'on a fait avec le bloc 1.

4.9.1.10 Du bloc 10 au bloc 12

On a la même procédure qu'on a fait du bloc 2 au bloc 4, respectivement

4.9.1.11 Bloc 13

Le débit de décharge gazeuse est fonction du coefficient de débit. Pour une relation linéaire, la pression du séparateur sera remplacée par la pression de consigne.

Ensuite, la fonction de transfert est la suivante :

$$D_3 = \frac{\Delta q_G(s)}{\Delta C_v(s)} = N_7 F_p Y_{pset} \sqrt{\frac{x}{YTZ}} \quad (4.54)$$

Jonction d'addition

La jonction de sommation détermine le débit net dans le séparateur. Par conséquent, la sortie de la jonction de sommation est la suivante :

$$q_{net} = (\Delta q_{Lin} + \Delta q_{Gin}) - (\Delta q_{Lout} + \Delta q_{Gout}) \quad (4.55)$$

Sachant :

$$\Delta q_{Lin} - \Delta q_{Lout} = \frac{d\Delta V_l}{dt} \quad (4.56)$$

Et

$$\Delta q_{Gin} - \Delta q_{Gout} = \frac{M_G}{\rho_G} \frac{d\Delta n_G}{dt} \quad (4.57)$$

Et donc ; après la transformation de Laplace on obtient :

$$(\Delta q_{Lin} - \Delta q_{Lout}) + (\Delta q_{Gin} - \Delta q_{Gout}) = s[\Delta V_l(s) + \frac{M_G}{\rho_G} \Delta n_G(s)] \quad (4.58)$$

4.9.1.12 Bloc 15

Cette fonction de transfert relie le débit net dans le séparateur au taux de variation de la pression du séparateur.

Pour obtenir une relation linéaire, p est remplacé par p_{set} et V_G par V_{Gset}. En prenant la transformation de Laplace, on obtient :

$$D_4 = \frac{\Delta p(s)}{\Delta V_G} = \frac{p_{set}}{V_{Gset}} \quad (4.59)$$

4.9.1.13 Bloc 16

C'est le gain du transmetteur de pression, dont la fonction de transfert est :

$$\frac{\Delta p_T(s)}{\Delta p(s)} = \frac{12}{(p_{max} - p_{min})} \quad (4.60)$$

L'entrée dans le système est constituée des écarts de consigne. Comme aucune déviation n'est souhaitée par rapport aux points de consigne, les entrées sont à zéro. Par conséquent, les points de totalisation déterminent les erreurs comme suit :

$$\Delta e = -\Delta p_T, \Delta e' = -\Delta p'_T$$

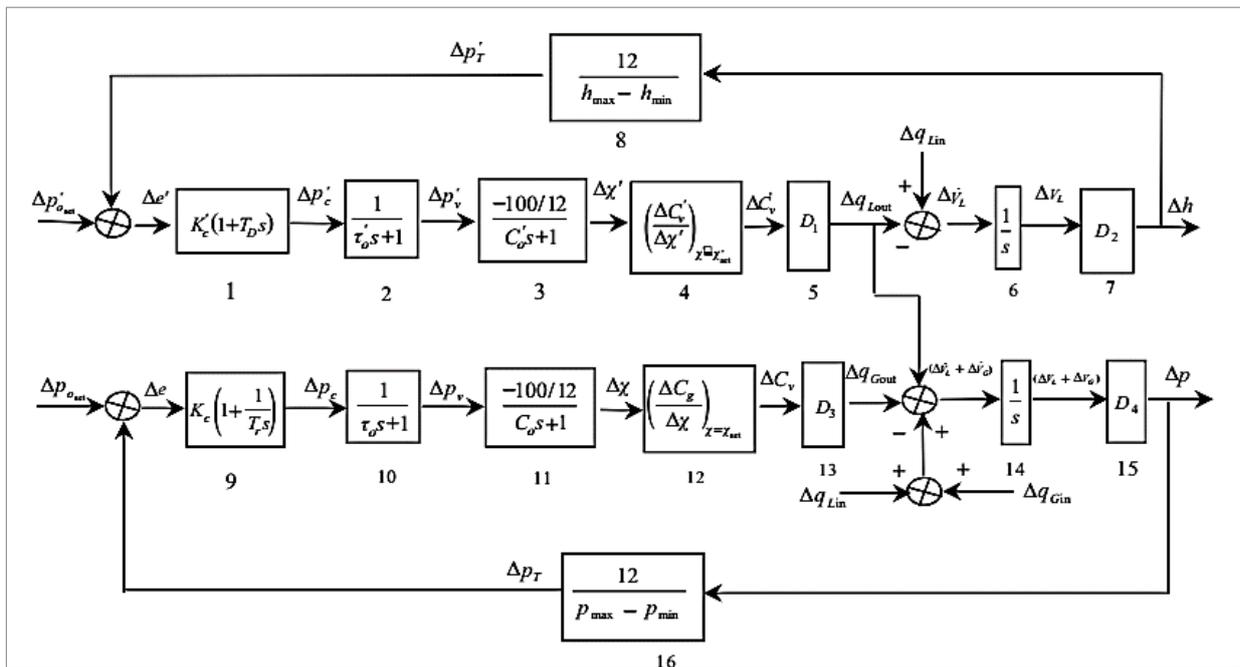


Figure 4-2 Schéma fonctionnel de la boucle de régulation qu'on a proposée.

4.10 Simulation du système de contrôle

Un schéma fonctionnel du simulateur du système de commande d'un séparateur est développé dans cette étude pour l'évaluation de la performance du système pour le contrôle du niveau de liquide, comme le montre la figure ci-dessous.

Le simulateur de système de contrôle est un outil utile non seulement pour caractériser le comportement du flux de liquide et/ou de gaz pour différentes conditions d'entrée, mais aussi pour fournir des réponses correspondantes de niveau de liquide et de pression transitoire.

La réponse transitoire du système de contrôle a indiqué que le dépassement dans le liquide pour une telle entrée pas à pas de 0,1 pi³/s n'est que d'environ 0,7 pi³/s et que le niveau d'entrée est de 0,5 pi³/s. Le temps de décantation est d'environ 4 secondes.

Chapitre 4 : Modélisation d'un Séparateur triphasé

Ce simulateur logiciel peut être utilisé pour évaluer le comportement de chaque sous-système de la commande en termes de sensibilité et aussi pour différentes conditions d'entrée telles que les entrées en rampe, paraboliques ou sinusoïdales.

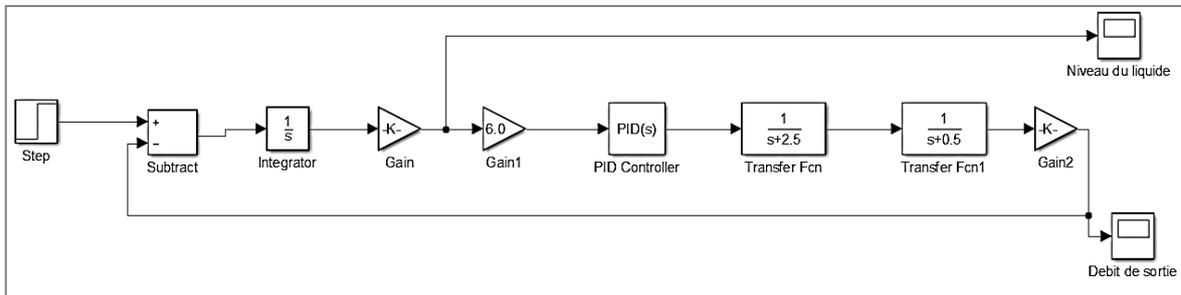


Figure 4-3 Schéma bloc de control de niveau du liquide.

Le bloc diagramme du control système est donné ainsi :

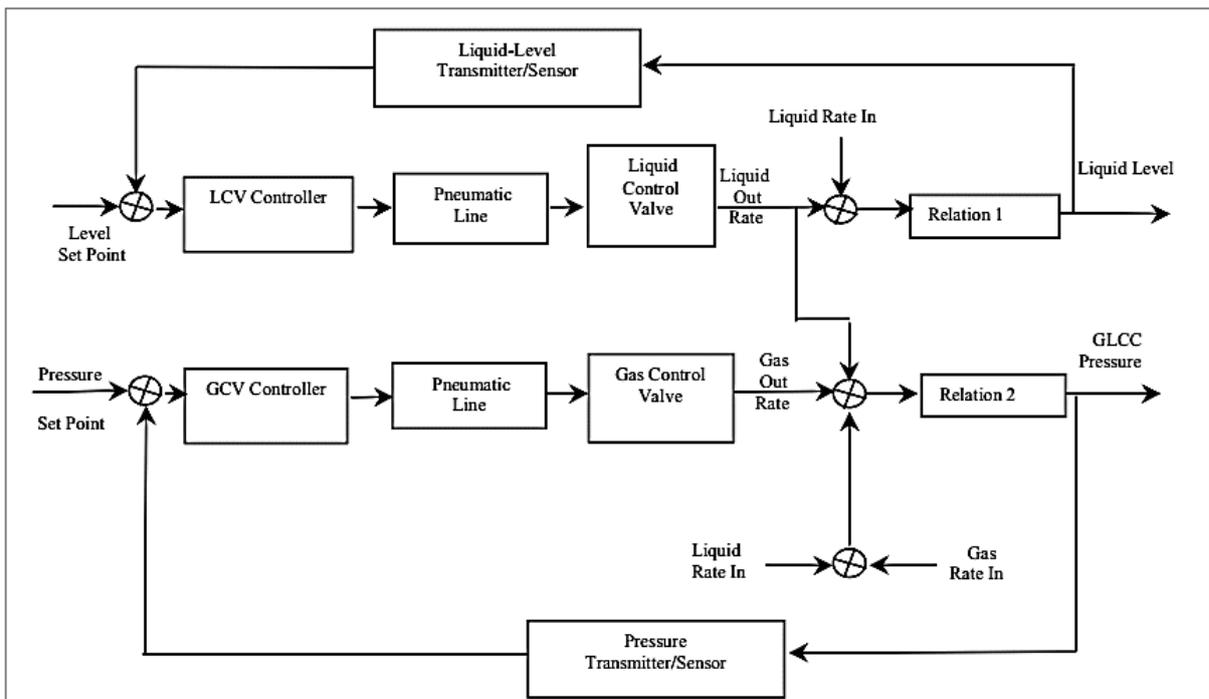


Figure 4-4 Schéma simplifier de notre boucle de régulation.

En se basant sur ce schéma, le but de notre système de régulation, est de contrôler la pression de gaz en contrôlant le niveau du liquide dans le séparateur.

Un capteur de niveau, tel qu'un capteur de pression différentielle, est utilisé pour déterminer le niveau dynamique du liquide dans le séparateur.

Le signal de commande du capteur de niveau de remplissage est envoyé au régulateur de niveau de liquide qui, à son tour, commande l'ouverture de la vanne de sortie du liquide en fonction des conditions normales d'écoulement du liquide.

Un capteur de niveau, tel qu'un capteur de pression différentielle, est utilisé pour déterminer le niveau dynamique du liquide dans le séparateur.

Le signal de commande du capteur de niveau de remplissage est envoyé au régulateur de niveau de liquide qui, à son tour, commande l'ouverture de la vanne de sortie du liquide en fonction des conditions normales d'écoulement du liquide.

La pression du gaz dans le séparateur et le niveau de liquide ou le débit de liquide peuvent être considérés comme les paramètres contrôlés.

Le débit d'entrée du brut généralement varie durant le temps. Ces variations influent sur le rendement du séparateur parce que les mécanismes de transfert de liquide et de transfert de gaz dépendent fortement du niveau de liquide dans le séparateur.

L'objectif du système de contrôle est d'atténuer les fluctuations de pression et de niveau de liquide dans le séparateur, améliorant ainsi ses performances.

4.11 Conclusion

On a présenté dans ce chapitre d'une manière générale les équations qui régissent sur le fonctionnement du système (les équations des vannes de régulation). Les modèles de contrôle des boucles de régulations de séparateur sont donnés sous forme des fonctions de transfert les qui vont être utiliser dans le chapitre suivant dans l'analyse d'interaction.

Chapitre 5

Simulation & Analyse d'interaction

5.1 Introduction

Dans toute synthèse multi boucles, la première étape à effectuer est de choisir la bonne configuration de commande dont les interactions entre les boucles sont très faibles, permettant d'appliquer la commande mono variable, en s'intéressant au réglage individuel des boucles de régulation. Pour un système qui comprend m boucles, on aura $m!$ configurations possibles dont une seule est prise en considération.

La procédure qui nous permet de choisir la bonne configuration, c'est l'analyse des interactions. Cette procédure est une étape très importante. Pour cela, plusieurs méthodes d'analyse des interactions ont été développées permettant de choisir la meilleure connexion et/ ou de juger le niveau d'interaction entre les boucles de régulation.

Les phénomènes d'interaction influent sur la conception d'un système de commande, ainsi que la qualité de produit et le cout de fonctionnement, une technique est utilisé qui permet l'affaiblissement de ces interactions, cette technique est le découplage.

On présente dans ce chapitre, les résultats d'analyse d'interaction entre les boucles de régulation d'un séparateur, et l'une des méthodes de découplage SDV.

5.2 Analyse d'interaction

5.2.1 Méthode de la RGA

La matrice des gains relatifs (RGA) a été proposé par Bristol en 1966. Cette technique est basée sur la matrice des gains statiques du système en boucle ouverte.

Chaque élément de la **RGA** est déterminé par l'expression suivante :

$$\lambda_{ij} = \frac{\left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j}\right)_{u_k=0; k \neq j}}{\left(\frac{\partial y_j}{\partial u_i}\right)_{y_k=0; k \neq i}} \quad (5.1)$$

Le numérateur représente le gain statique en boucle ouverte entre u_j et y_i et le dénominateur représente le gain statique entre u_j et y_i lorsque les autres sorties sont contrôlées par des correcteurs parfaits.

On a la représentation de notre système :

$$\begin{matrix} Y_1 \\ Y_2 \end{matrix} = \begin{bmatrix} \frac{21.03}{s(s + \frac{1}{2})(s + \frac{1}{0.4})} & 6 \\ 0.0089 & \frac{13.39}{s(s + \frac{1}{2})(s + \frac{1}{0.4})} \end{bmatrix} \begin{matrix} U_1 \\ U_2 \end{matrix} \quad (5.2)$$

Avec :

- Y_i : les sorties du système
- U_i : les entrées du système

Ce qui nous donne :

$$Y_1 = \frac{21.03}{s(s + \frac{1}{2})(s + \frac{1}{0.4})} U_1 + 6 U_2 \quad (5.3)$$

$$Y_2 = 0.0089 U_1 + \frac{13.39}{s(s + \frac{1}{2})(s + \frac{1}{0.4})} U_2 \quad (5.4)$$

Le calcul de la RGA est basé sur la matrice des gains statiques du système. Chaque élément de la RGA est déterminé par l'expression donnée en haut :

Pour notre système on a :

$$\begin{aligned} \frac{\partial Y_1}{\partial U_1 U_2=0} &= \frac{21.03}{s(s + \frac{1}{2})(s + \frac{1}{0.4})} \\ \frac{\partial Y_2}{\partial U_1 U_2=0} &= 0.0089 \\ \frac{\partial Y_1}{\partial U_2 U_1=0} &= 6 \\ \frac{\partial Y_2}{\partial U_1 U_2=0} &= \frac{13.39}{s(s + \frac{1}{2})(s + \frac{1}{0.4})} \end{aligned} \quad (5.5)$$

λ_{ij} Le gain relatif indique si le gain d'une boucle ouverte $[u_j - y_i]$ change lorsque toutes les autres boucles sont fermées.

Le calcul de gains se fait par :

$$Ks_{ij} = \lim_{s \rightarrow 0} (g_{ij}) \quad (5.6)$$

Ce qui nous donne ;

$$RGA = Ks_{ij} .* [Ks_{ij}]^T \quad (5.7)$$

Ks_{ij} : la matrice des gains

Application numérique

Notre matrice de RGA est donc :

$$RGA = \begin{bmatrix} 1.0017 & 0.0017 \\ 0.0017 & 1.0017 \end{bmatrix} \quad (5.8)$$

5.2.1.1 Interprétation de la RGA

Si les éléments de la diagonale de la **RGA** (λ_{ij} : $i = j$) sont proches de 1, alors le niveau d'interaction dans le système est très faible, dans le cas contraire les interactions sont fortes.

- $\lambda_{ij} = 1$: il n'y a aucune interaction entre la boucle de régulation de couple (y_i, u_j) et les autres boucles de régulations.
- $\lambda_{ij} = 0$: L'entrée j n'a aucun effet sur la sortie i .
- $0.5 < \lambda_{ij} < 1$: il y a de l'interaction entre les boucles de régulation. Pour un système (2x2), si $0.5 < \lambda_{11} < 1$, la sortie y_1 doit être commandée par u_1 et si $0.5 < \lambda_{12} < 1$, la sortie y_1 doit être commandée par u_2 .
- $\lambda_{ij} = 0.5$: il y a un niveau important d'interaction. Les autres boucles de régulation ont le même effet de l'entrée j sur la sortie i .
- $\lambda_{ij} > 1$: l'interaction est forte, donc on doit l'affaiblir.
- $\lambda_{ij} < 0$: il y a de fortes interactions, la réponse de la boucle correspondante peut changer de sens de variation (système à réponse inverse), si les autres boucles sont fermées.

Le choix de la configuration de commande porte sur les couples ayant un gain relatif λ_{ij} proche de 1.

a) On remarque que

Les éléments de la diagonale de la **RGA** (λ_{ij} : $i = j$) de notre système sont proches de 1, alors le niveau d'interaction dans le système est très faible,

b) Paradoxe

D'après nos résultats on remarque que le niveau du liquide dans un séparateur n'influe pas sur la pression du gaz. Ce qui est anormal, car en réalité la hauteur du liquide influe sur la pression du gaz dans une enceinte fermée.

c) Limitation de la méthode RGA

- Elle suppose que les régulateurs sont parfaits.
- Elle donne des prédictions dans le cas statique et non pas dynamique.
- Elle n'est applicable que pour les systèmes qui travaillent autour d'une fréquence nulle.

5.2.2 Méthode de la DRMA

Le principe de la **DRMA** est comme suit :

- Choisir une configuration de commande en utilisant une méthode d'analyse des interactions statique, dans notre cas la RGA.
- Déterminer le correcteur e chaque boucle du système.
- Calculer les éléments de la DRMA.
- La formule générale pour trouver les éléments de la **DRMA** est donnée par :

$$\delta_{ii} = \frac{\left[\frac{y_i}{C_i} \right]_{\text{Systeme en boucle ouverte}}}{\left[\frac{y_i}{C_i} \right]_{\text{la boucle } j(i \neq j) \text{ est fermée}}} \quad (5.9)$$

$$\delta_{ij} = \frac{\left[\frac{y_i}{C_j} \right]_{\text{Systeme en boucle fermée}}}{\left[\frac{y_i}{C_i} \right]_{\text{Systeme en boucle fermée}}} \quad (5.10)$$

$$DRMA = (\delta_{ij}, i = 1, \dots, m, j = 1, \dots, m) \quad (5.11)$$

Pour le choix du régulateur pour chaque boucle. La fonction de transfert de la boucle du liquide est donnée par :

$$G(s) = \frac{21.03}{s \left(s + \frac{1}{2}\right) \left(s + \frac{1}{0.4}\right)} \quad (5.12)$$

On ajoute à notre boucle un régulateur proportionnel P.

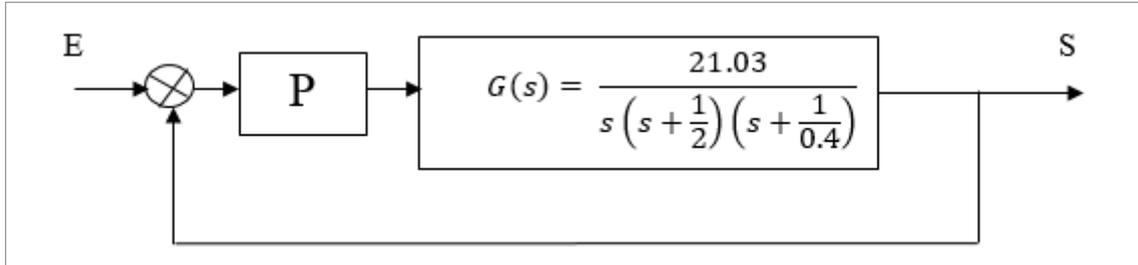


Figure 5-1 Schéma bloc de régulation de niveau.

Pour avoir un dépassement de 10% on fixe notre amortissement à $\xi = 0.35$ r/s, on trace le lieu de racine qui est représenté ci-dessous :

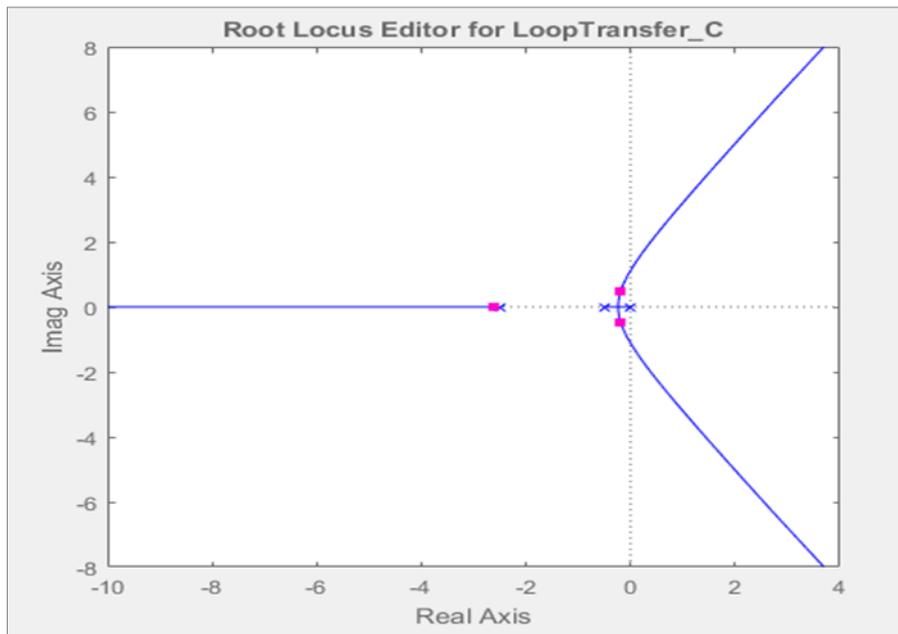


Figure 5-2 lieu de racine de la boucle du liquide

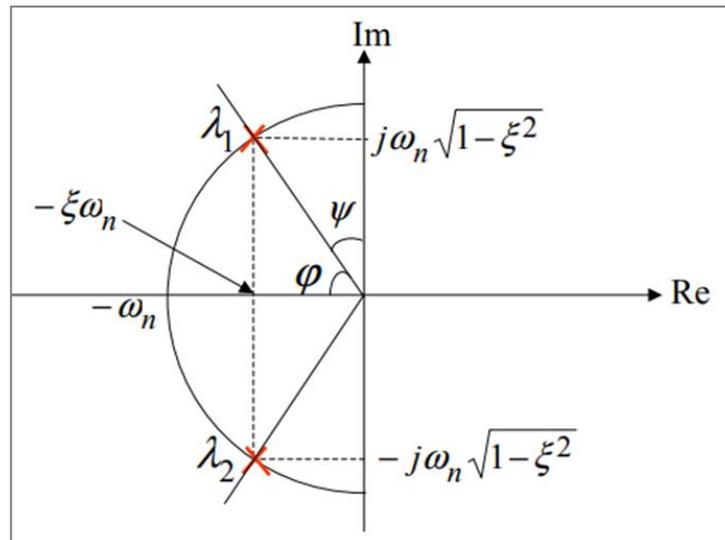


Figure 5-3 Détermination des pôles dans le lieu d'Evans

L'allure suivante montre la réponse de la sortie de la boucle liquide avec un régulateur P. Le dépassement est effectivement égal à 10% .

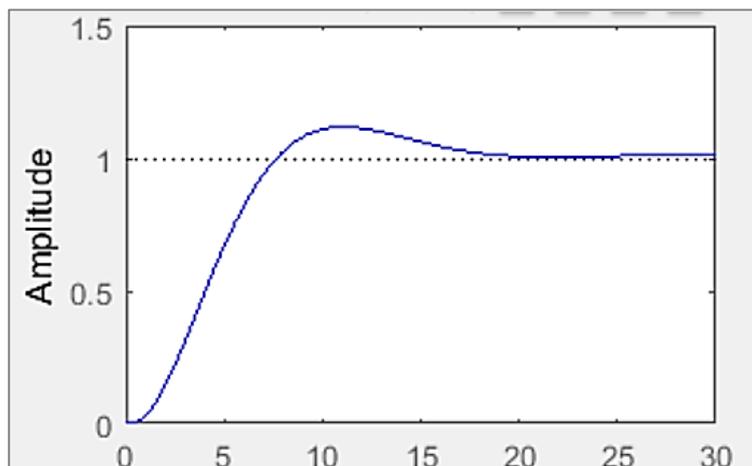


Figure 5-4 Allure de la sortie de la boucle du liquide avec un régulateur P

On a le résultat suivant :

Tableau 5.1 le dépassement et le temps de réponse/stabilisation du système.

	Boucle de régulation du niveau avec action P
1 ^{er} dépassement	1.1
Temps de stabilisation (s)	20
Temps de réponse (s)	0.8

Le gain du régulateur $g_{c1} = 0.203$.

On fait le même travail pour la boucle de régulation de pression on trouve ainsi :

La fonction de transfère du niveau de liquide est donnée par :

$$G(s) = \frac{13.39}{s \left(s + \frac{1}{2}\right) \left(s + \frac{1}{0.4}\right)} \quad (5.13)$$

Ce système est de trois pole (0,-0.5,-2.5) , donc il comporte 3 asymptotes.

Le tracer de lieu de racine est trouver en utilisant les fonctions de MATLAB. Comme le montre la **Figure (5.6)**

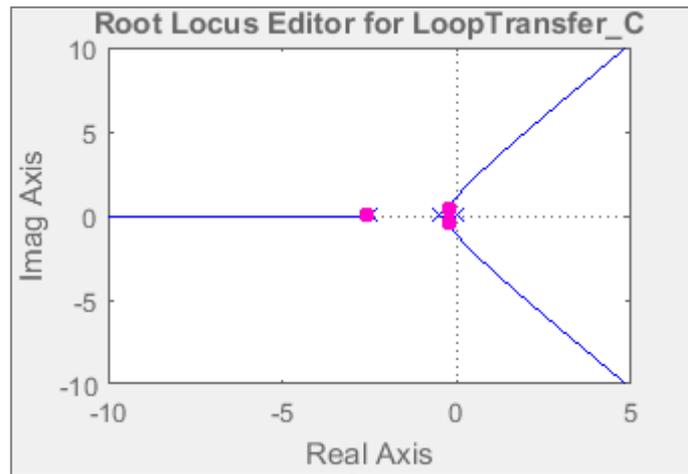


Figure 5-6 lieu de racine de la boucle de pression

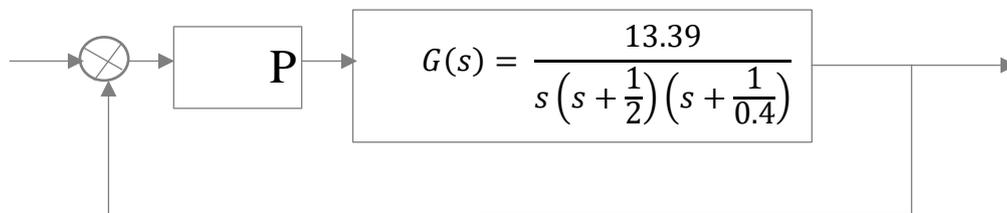


Figure 5-7 schéma bloc de la boucle de régulation de la pression

Pour avoir un dépassement de 10% on fixe notre amortissement à $\xi=0.35$ r/s ; en se référant de la **Figure (5.6)**.

L'allure suivante montre la réponse de la sortie de la boucle liquide avec un régulateur P. Le dépassement est effectivement égal à 10%

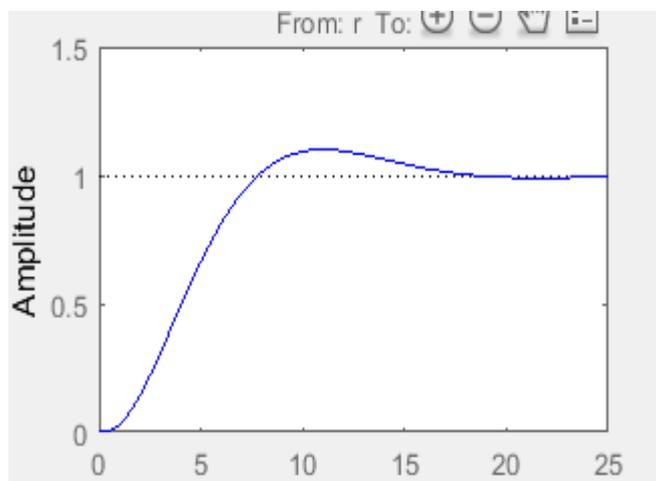


Figure 5-8 Allure de la sortie avec un régulateur P.

Les informations qu'on peut en sortir de la Figure (5.3) sont résumées dans le Tableau 5.2.

Le gain du régulateur P est de : 0.676.

Tableau 5.2 le dépassement et le temps de réponse/stabilisation du système.

	Boucle de régulation du gaz avec action P
1 ^{er} dépassement	1.1
Temps de stabilisation (s)	20
Temps de réponse (s)	10

Une fois la DRMA est déterminée, on trace le diagramme de Bode (courbe du module) de chaque élément $DRMA_{IJ}$ s de la matrice, les diagrammes de Bode obtenus permettent d'analyser les interactions entre les boucles de la configuration choisie.

Après avoir la calculer les paramètres du régulateur, calcule les éléments de la matrice DRMA :

- Quand la boucle de taux de variation du liquide est ouverte et la boucle de taux de variation de la pression est fermée.
- Quand la boucle du taux de variation du liquide est fermée et la boucle de taux de variation de la pression est ouverte.
- Quand les deux boucles sont fermées.
- Quand les deux boucles sont ouvertes.

Quand la boucle de taux de variation du liquide est ouverte et la boucle de taux de variation de la pression est fermée on a :

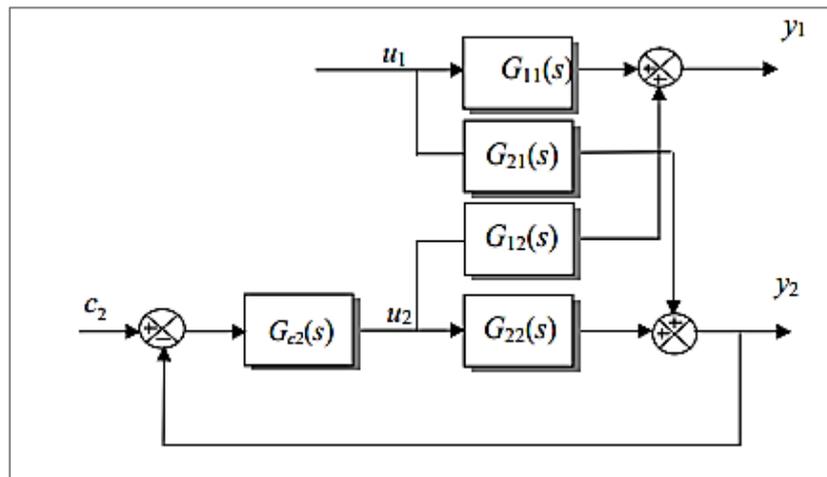


Figure 5-9 Schéma bloc de la boucle 1 ouverte et boucle 2 fermée

Quand la boucle du taux de variation du liquide est fermée et la boucle de taux de variation de la pression est ouverte on a :

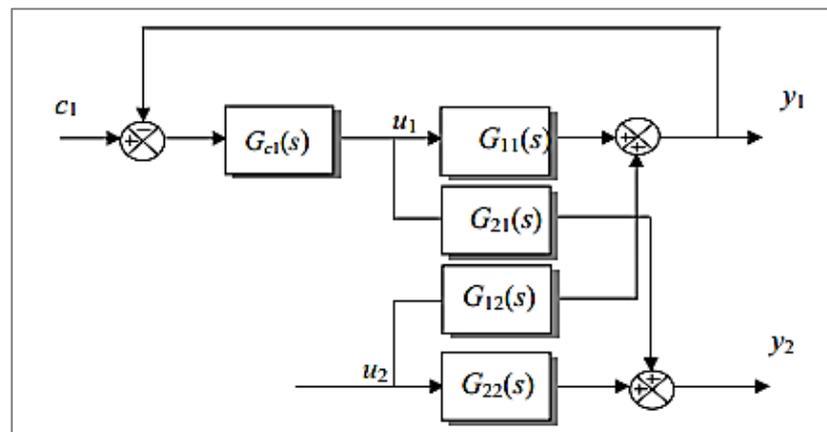


Figure 5-10 Schéma bloc de la boucle 1 fermée et boucle 2 ouverte

Quand les deux boucles sont fermées :

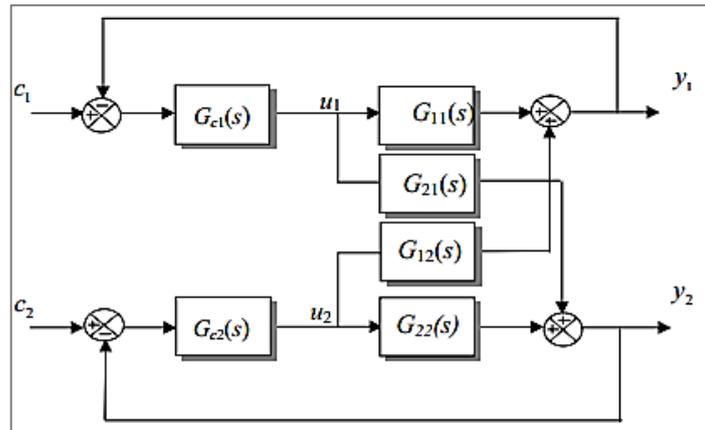


Figure 5-11 Schéma bloc de la boucle 1 fermée et la boucle 2 fermée

Quand les deux boucles sont ouvertes :

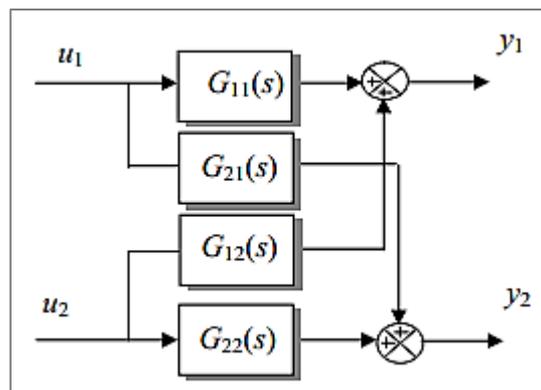


Figure 5-12 Schéma bloc de la boucle 1 ouverte et la boucle 2 ouverte

D'après les figures en haut ; on trouve la matrice suivante :

$$DRMA = \begin{bmatrix} \frac{G_{11}}{G_{11} \frac{G_{c2} G_{21} G_{12}}{1 + G_{22} G_{c2}}} & \frac{G_{c2} G_{12}}{G_{c2} G_{22} (1 + G_{c1} G_{11}) G_{c1} G_{c2} G_{12} G_{21}} \\ \frac{G_{c1} G_{21}}{G_{c2} G_{22} (1 + G_{c1} G_{11}) - G_{c1} G_{c2} G_{12} G_{21}} & \frac{G_{22}}{G_{22} - \frac{G_{c2} G_{21} G_{12}}{1 + G_{11} G_{c1}}} \end{bmatrix}$$

On détermine les fréquences de travail des deux boucles de régulation (1 et 2) par le tracé des lieux de Bode des amplitudes des deux fonctions de transferts en boucle fermée.

Les fréquences de travaux sont les sommets du tracé de Bode des amplitudes en boucle fermée.

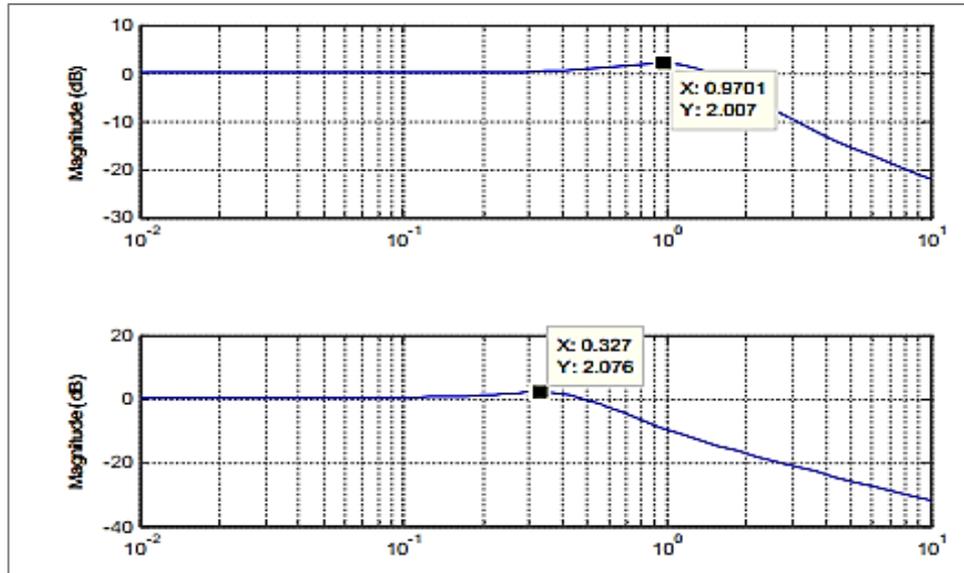


Figure 5-13 tracé du lieu de Bode des amplitudes en boucle fermée des deux fonctions de transfères respectivement

En utilisant les éléments de la matrice (V.11) donnée ; on trace le lieu de Bode des amplitudes pour chaque élément.

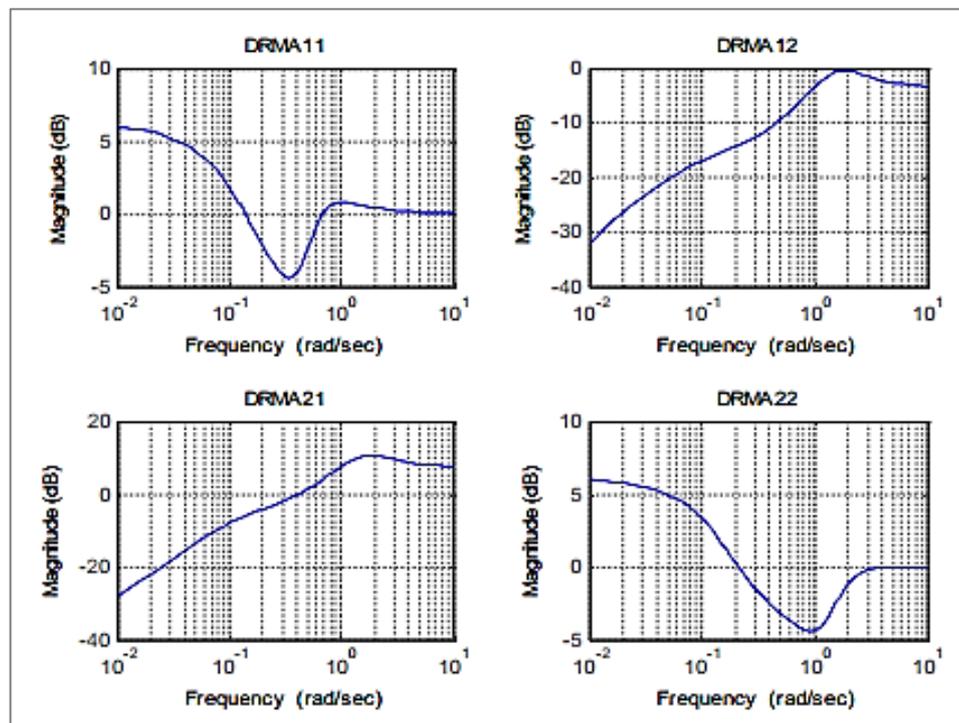


Figure 5-14 Tracé de Bode (amplitude) de chaque élément de la matrice DRMA

En analysant la figure (**Figure 5.12**) ; pour la première boucle qui est la boucle de régulation du liquide, on remarque : $\delta_{11} = 1.12$ à la fréquence de résonance $\omega_{r1} = 0.95 \text{ rad/sec}$ et $\delta_{22} = 0.86$ a la fréquence de résonance $\omega_{r2} = 0.325 \text{ rad/sec}$; pour les éléments non- diagonaux on a pour ω_{r1} et ω_{r2} on a $\delta_{21} = 2.28$ et $\delta_{12} = 0.23$ respectivement

a) Application numérique :

$$DRMA = \begin{bmatrix} 1.12 & 0.23 \\ 2.28 & 0.86 \end{bmatrix} \quad (5.14)$$

- D'après les éléments de la DRMA trouvé on remarque que les réponses de l'une des deux boucles quand une des deux est ouverte est différents quand elle est fermée. Ce qui nous mène à dire que notre système est interactif.
- On remarque aussi que DRMA12 et DRMA 21 sont différents de zéros, d'où il existe une interaction entre les deux boucles.
- Cependant ; on remarque que DRMA 21 est beaucoup plus grands que la DRMA 12 de tel sort ou l'effet de la boucle 2 sur la boucle 1 est négligeable.
- Notre système est One Way Interaction.
- En réalité, 90% des systèmes en industrie sont « one way interaction ».

Pour montrer l'effet de la première boucle qui est la boucle de taux de variation du liquide sur la deuxième boucle qui est le taux de variation de la pression.

Les réponses transitoires des deux boucles quand les autres boucles sont fermées ou ouvertes sont donnée par le graphe ci-dessous :

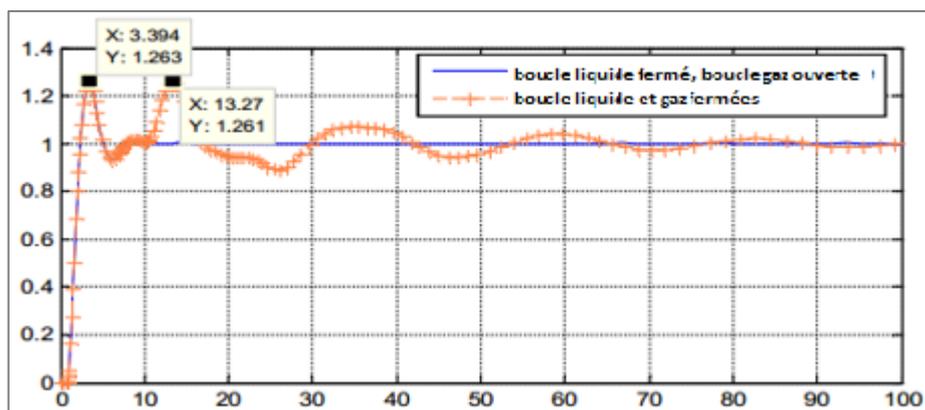


Figure 5-15 Réponses des boucles quand les autres sont fermées ou ouvertes.

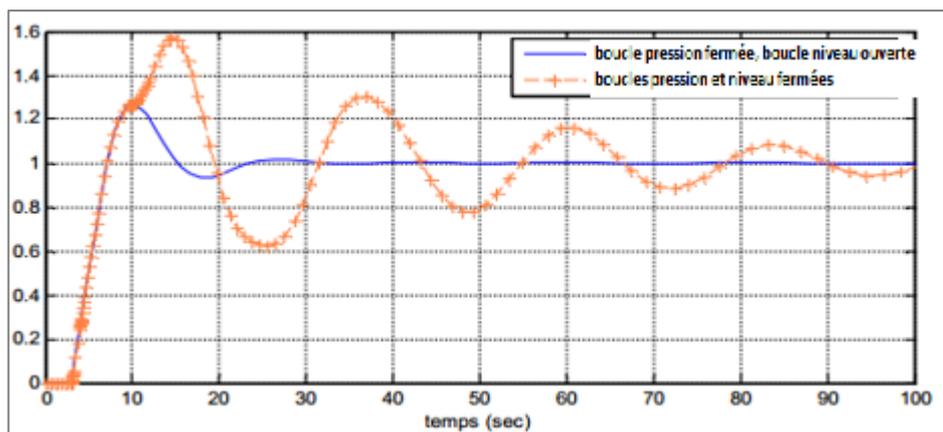


Figure 5-16 Réponses des boucles quand les autres sont fermées ou ouvertes

Pour montrer l'effet de chaque boucle sur l'autre, on a la figure suivante sur Simulink :

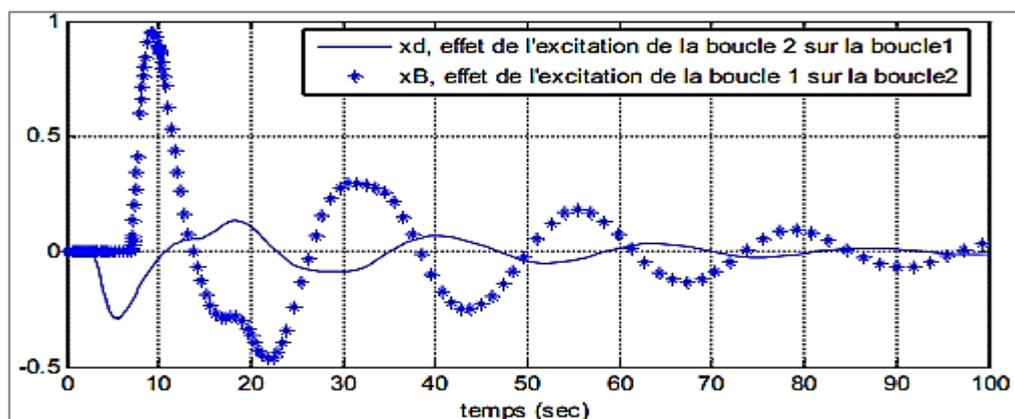


Figure 5-17 l'effet de l'excitation d'une boucle sur l'autre.

On remarque d'après la figure ci-dessus, que la première boucle est moins affectée par les changements de la deuxième boucle, et donc l'effet interactif est plus considérable sur la deuxième boucle.

On peut aussi confirmer la présence des interactions en quantifiant l'effet dynamique entre les boucles influant sur la $i^{\text{ème}}$ boucle, la formule est donnée comme suit :

$$\int_{t=0}^{t=100} |y_i(y_j \text{ ouverte}) - y_i(y_j \text{ fermée})| ; i=1,2 \quad (5.15)$$

- L'effet dynamique sur la première boucle (boucle liquide) est : 3.207
- L'effet dynamique sur la deuxième boucle (boucle de gaz) est : 13.281

Ces deux valeurs montrent que l'effet de la boucle du liquide sur la boucle du gaz est beaucoup plus grand que l'effet de la boucle de gaz sur la boucle liquide.

5.3 Le découplage

5.3.1 La décomposition SDV

Soit A une matrice réelle de dimension $N_x \times N_t$ alors la Décomposition aux Valeurs Singulières de A est la factorisation (Golub et Van Loan, 1990) :

$$A = U \Sigma V^T \quad (5.16)$$

Où :

U et V sont des matrices orthogonales, respectivement de dimension $N_x \times N_x$ et $N_t \times N_t$ (i.e. $U.U^T = I_{N_x}$ et $V.V^T = I_{N_t}$).

Σ est une matrice diagonale de dimension $N_x \times N_t$ contenant les grandeurs $\sigma_1, \dots, \sigma_p \in \mathbb{R}$, appelées valeurs singulières de A (et de A^T), telles que $\sigma_1 \geq \sigma_2 \geq \dots \geq \sigma_r > \sigma_{r+1} = \sigma_{r+2} = \dots = \sigma_p = 0$ où $p = \min(N_x, N_t)$.

Le rang (r) de la matrice A est égal au nombre de valeurs singulières non nulles que possède la matrice A .

Par ailleurs, les (r) premières colonnes respectivement de $V = (v_1, v_2, \dots, v_{N_t})$ et de $U = (u_1, u_2, \dots, u_{N_x})$ sont dénommées vecteurs singuliers droit et gauche de A .

Enfin, puisque les valeurs singulières de A sont rangées en ordre décroissant, l'index (i) correspondant est appelé numéro d'ordre de valeurs singulières.

Le calcul direct des valeurs singulières σ_i et vecteurs singuliers U et V associés est souvent fastidieux, et il est préférable de les déterminer par la résolution de problèmes aux valeurs propres équivalents.

Pour simplifier la compréhension de la méthode SVD ; pour chaque matrice A de dimension ($m \times n$) peut être factoriser à l'équation (V.12) :

Dont U est une matrice orthogonale la somme est une matrice diagonale et la matrice V est orthogonale ; en physique, on peut interpréter ces matrices respectivement par :

Rotation – extension – rotation. Et donc on peut écrire :

$$A = [U_1 \ U_2] \begin{bmatrix} \sigma_1 & 0 \\ 0 & \sigma_2 \end{bmatrix} \begin{pmatrix} V_1^T \\ V_2^T \end{pmatrix} \quad (5.17)$$

La question qui se pose, les vecteur U et V représente quoi ? D'après l'équation (V.12) on trouve :

$$A^T . A = (V \Sigma^T U^T) . (U \Sigma V^T) \quad (5.18)$$

On remarque que : $U^T . U = I$ (matrice identité)

Et donc :

$$A . A^T = V (\Sigma^T \Sigma) V^T \quad (5.19)$$

Donc λ de $A^T . A$ est σ^2 de A

On applique la même chose pour $A^T . A$ on trouve :

$$A^T . A = U (\Sigma^T \Sigma) U^T \quad (5.20)$$

Le procédé d'algèbre linéaire de décomposition en valeurs singulières (ou SVD, de l'anglais singular value decomposition) d'une matrice est un outil important de factorisation des matrices rectangulaires réelles ou complexes.

5.3.1.1 Réduction des interactions par la SVD

On a le schéma bloc suivant :

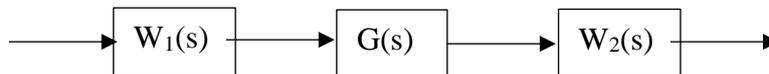


Figure 5-18 Schéma bloc de la réduction par la SVD

A partir de la décomposition SVD du système $G(s=0)$ obtenue par la construction SVD du logiciel Matlab, on trouve le pré-compensateur $W_1(s)$ et le post-compensateur $W_2(s)$ comme suit :

$$W_1(s) = \begin{bmatrix} -0.4237 & -0.8587 \\ 0.8587 & -0.4237 \end{bmatrix} \quad (5.21)$$

$$W_2(s) = \begin{bmatrix} -0.6954 & -0.7689 \\ 0.7689 & 0.6954 \end{bmatrix}$$

Après le calcul de la DRMA aux fréquences de résonance on trouve les résultats suivants :

$$DRMA = \begin{bmatrix} 1 & 0.0058 \\ 0.0027 & 1 \end{bmatrix} \quad (5.22)$$

On remarque que les éléments diagonaux δ_{11} et $\delta_{22} = 1$; dont d'après nos connaissances ; le comportement de la boucle du liquide et la boucle du gaz est le même soit l'autre ouverte ou fermée.

Les éléments hors diagonale sont très proches de zéro a leurs fréquences de résonances w_{r1} et w_{r2} respectivement.

On conclut donc que la propagation d'une perturbation d'une boucle sur l'autre est très faible, et dont notre système ne présente pas d'interactions.

Les figures suivantes représentent les réponses transitoires quand l'un des boucles est fermée et l'autre ouverte et quand le système est en automatique :

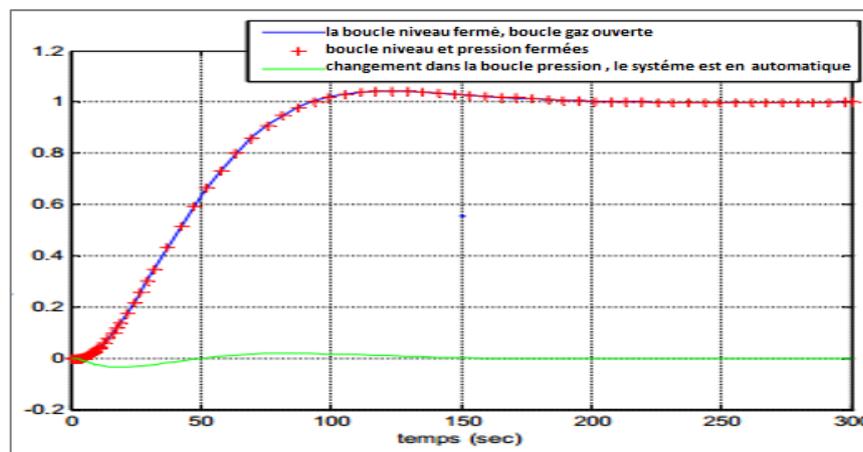


Figure 5-19 Réponses transitoires de la boucle du niveau (boucle1).

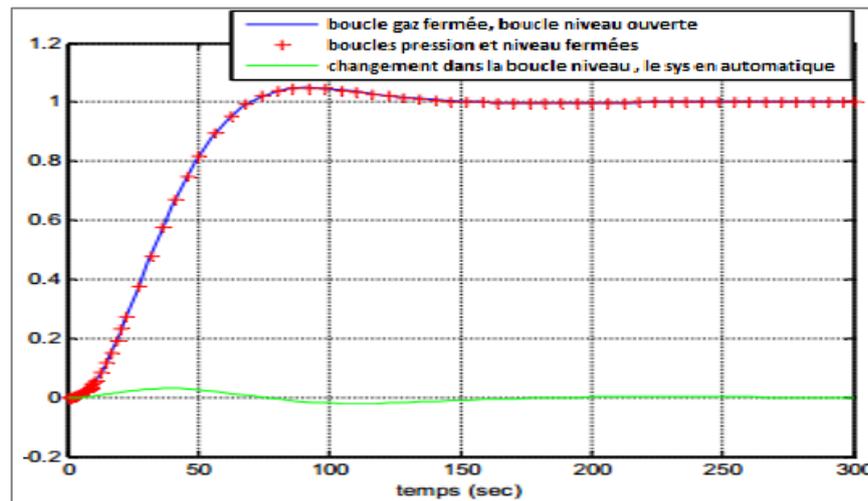


Figure 5-20 Réponse transitoire de la boucle du gaz (boucle2).

5.3.2 Analyse des résultats

D'après la figure (figure 4.2) on remarque que les réponses de la boucle du liquide (boucle 1) quand la boucle du gaz (boucle 2) est ouverte ou fermée, sont superposées. En système automatique (réponse en vert), le changement de la consigne de la boucle du gaz

cause une faible réaction de la boucle du liquide en régime transitoire, cette réaction a un point maximum de $|0.024|$, comme elle est proche de zéro, on peut la considérer comme étant négligeable.

D'après la figure (**figure 4.3**), on remarque que les réponses de la boucle gaz (boucle 2) quand la boucle liquide (boucle 1) est ouverte ou fermée, sont superposées. En système automatique (réponse en vert), le changement de la consigne de la boucle du liquide cause une faible réaction de la boucle du gaz en régime transitoire, cette réaction a comme point maximum de $|0.03|$ qui est négligeable aussi.

Les figures suivantes montrent les effets d'interactions avant et après le découplage :

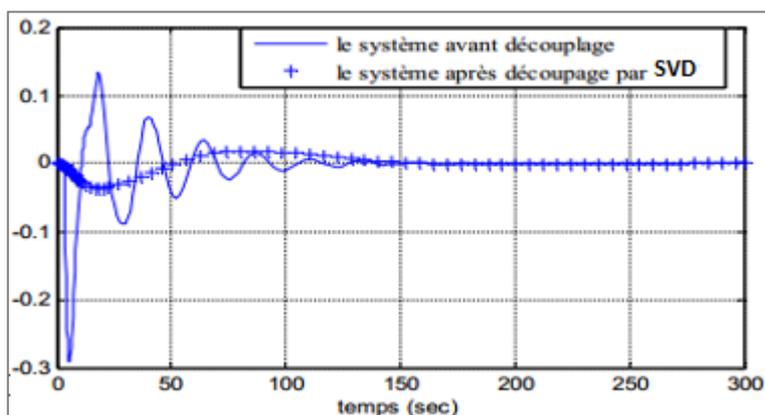


Figure 5-21 effet de la boucle du gaz sur la boucle du liquide

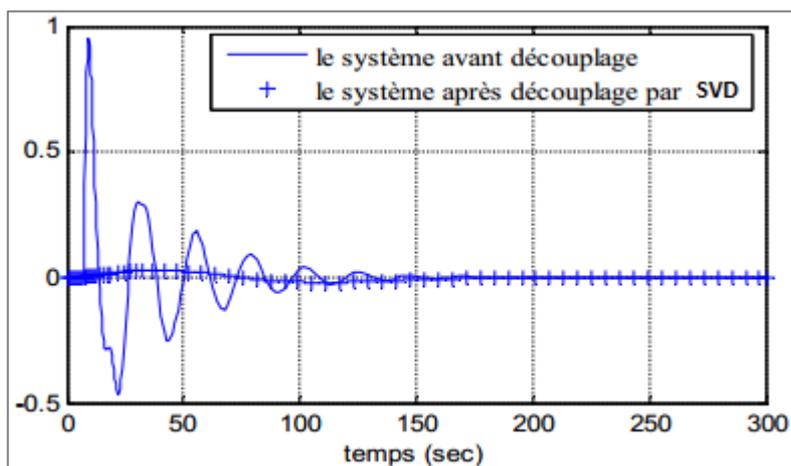


Figure 5-22 effet de la boucle du liquide sur la boucle du gaz.

Dans les figures (**Figure 5.18** et **figure 5.19**), on note que l'effet d'une boucle sur une autre en utilisant la régulation par la méthode SVD est faible.

On peut confirmer notre remarque en comparant les effets dynamiques entre les boucles, les résultats sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau 5.3 effets dynamiques sur les boucles liquide et gaz

	L'effet dynamique sur la boucle du liquide	L'effet dynamique sur la boucle du gaz
Avant découplage	3.207	13.281
Après découplage par la SVD et utilisation des régulateurs classique	2.6262	4.1541

5.4 Conclusion

La méthode d'analyse des interactions statique, la RGA et dynamique, la DRMA sont utilisées dans ce chapitre. Nous avons trouvé que la boucle liquide affecte la boucle de pression du gaz beaucoup plus que l'inverse. Les résultats de simulation avec MATLAB ont confirmé les résultats prédits par la DRMA. En suite la méthode de synthèse SVD a été utilisée pour affaiblir l'effet interactif entre les deux boucles de liquide et de gaz. Les réponses transitoires lors de la commande de séparateur sont améliorées.

Conclusion Générale

L'objectif principal de ce travail est de faire une analyse et une synthèse de la commande multivariable d'un séparateur triphasé de l'unité GTIM, Timimoune, Adrar dans le but d'améliorer les performances de différents paramètres de ce procédé industriel. Deux méthodes d'analyse d'interaction sont utilisées une elle est statique, la RGA, l'autre dynamique, la DRMA. La commande multiboucles nous offre beaucoup d'avantages comme : la simplicité d'implémentation, l'application des techniques de commande conventionnelles donc l'efficacité n'est plus à démontrer et la conservation de la stabilité dans le cas où l'une des boucles se trouve coupée (défaillance d'un capteur ou d'un actionneur).

L'application de la DRMA sur les séparateurs triphasés a montré que l'effet entre les deux boucles de niveau et de la pression est dans un seul sens (selon la catégorie *One_Way_Interaction*) avec un effet plus important du niveau sur la pression. Les réponses transitoires d'une boucle du système, quand l'autre boucle est ouverte ou fermée ont confirmé les prédictions de la DRMA. La quantification de l'effet dynamique entre les boucles ainsi faite et les résultats ont montré l'existence des interactions et l'exactitude de la DRMA. Après avoir analysé les interactions, on a choisi une méthode de découplage pour l'application sur le séparateur, la méthode SVD. Pour confirmer l'avantage de cette méthode qui consiste dans l'utilisation des correcteurs imposés par le maximum de niveau d'interaction souhaité, on a fait une comparaison de l'effet d'une boucle sur l'autre, les résultats de simulation ont montré effectivement l'avantage de l'utilisation de cette méthode.

Finalement, on souhaite que l'avantages déduits dans ce mémoire soient pris en considération, notamment l'avantage d'imposer les paramètres des correcteurs pour accentuer le découplage. On souhaite aussi que d'autres méthodes développées soient trouvées et utilisées, bu les avantages importants apporter par le découplage dans la commande multiboucles. On souhaite la concrétisation de quelques méthodes de découplage en pratique, pour démontrer leur efficacité et profiter de leurs efficacités et profiter de leur avantage afin de garantir un simple et bon contrôle et une consommation minimale de l'énergie. L'objectif est d'avoir une bonne qualité du produit avec un minimum du cout de fonctionnement.

Références Bibliographiques

- [1] A.Khelassi.Cours de commande des systèmes multivariables. Dept d'automatisation. Université de Boumerdès. 2014.
- [2] Stewart, Maurice; Arnold, Ken (2008). Gas-liquid and liquid-liquid separators. Gulf Professional Publishing. p. 88. ISBN 978-0-7506-8979-3. Retrieved 2010-11-14.
- [3] TOTAL – Les équipements – les séparateurs - MANUEL DE FORMATION COURS EXP-PR-EQ080 Révision 0.1
- [4] PERRY R.H., CHILTON E.H., Chemical Engineers' Handbook, 5th edition, McGraw Hill, New York, 1973.
- [5] BRUNNER K.-H., MOLERUS O., Investigation on separation efficiency of a plate separator, Solids Separation Processes Symposium in Dublin, April 1980, Publication of series no. 9 of the European Federation of Chemical Engineering, 1980
- [6] General description of process – SONATRACH – TOTAL – Groupement Timimoune (GTIM).
- [7] H.Devold. (2010), Oil and gas production handbook, 2.3 edn, ABB AS, Oslo.
URL:<http://search.abb.com/library/Download.aspx?DocumentID=9AKK104295D4314&LanguageCode=en&DocumentPartId=&Action=Launch>.
- [8] W .Yang ,Sensors and instrumentation for monitoring and control of multi-phase separation PhD, CEng, FIEE, SMIEEE School of Electrical and Electronic Engineering, The University of Manchester.
- [9] M.Wilhelmsen ,Control Structure and Tuning Method Design for suppressing Disturbances in a multi-phase Separator ,June 2013.
- [10] M.SHEFFIELD, Three-phase Fluid Flow Including Gravitational Visions and Caillary Forcec, PAN American petroleum corp, TULSA,OKLA
- [11] H.Sarg , B.E.Jeang, H.J.Kim, S.S.Gill, Dawoo shipbuilding and Marine Engineering co.,LTD,offshore technology conference, SPE papers ,2010

Annexe

Annexe 1

Tableau A.5. 1 Conception d'une boucle de contrôle du niveau de liquide.

q_l	Débit du liquide	$0.05 \text{ ft}^3/\text{s}$
C_v	Coefficient de débit de la vanne de régulation pour une ouverture de 50%.	28.10
p_{set}	Consigne pression	15.00 psig
$p_{L out}$	Pression de refoulement du liquide	10.00 psig
γ_l	Densité du liquide	0.98
h_{max}	Niveau liquide max	4.00 ft
h_{min}	Niveau liquide min	2.00 ft
d	Diamètre du séparateur	0.25 ft
$\frac{\Delta C_v}{\chi}$	Caractéristiques du débit de la vanne de régulation de la variation du coefficient de débit sur la vitesse de variation de l'ouverture de la vanne au point de consigne	0.50
C'_0	Paramètre de la vanne de régulation en fonction du temps de réponse de la vanne de régulation	2.00 s
τ'_0	Ligne pneumatique à temps constant	0.40 s
Calculution du gain		
Δp	Chute de pression dans la vanne de régulation pour Q_l et C_v (semi-ouverte)	2.16 psig
D_1	Constante de l'équation de débit de la vanne de régulation	0.03
D_2	Constante de diamètres séparateur	20.37
G'	Constante à partir des caractéristiques de la vanne et h_{max} , h_{min} , h_{min}	0.83
K'	Gain du système	21.03
K'	Gain total	20.41

Annexe 2

Tableau A.5. 2 conception d'une boucle de la régulation de pression.

p_{set}	Pression initiale du séparateur	15.00 psig
$p_{g\ out}$	Pression de refoulement de liquide	10.00 psig
γ_G	Densité du gaz	0.81
M_G	Masse moléculaire du gaz	20.00 lb/lb mol
T	Température	80.00 °F
Z	Facteur de compression du gaz	4.00 ft
Y	Coefficient d'expansion	0.80
N_7	Constante numérique	0.25 ft
$h_{separateur}$	Hauteur	10.00 ft
h_{set}	Consigne niveau liquide	4.00 ft
V_G	Volume du gaz	0.29 v ft ³
p_{max}	Pression maximal	17.00 psig
p_{min}	Pression minimum	13.00 psig
d	Diamètre du séparateur	0.25 ft
C_v	Coeff de la vanne de contrôle de gaz	28.00
$\frac{\Delta C_v}{\chi'}$	Caractéristiques du débit de la vanne de régulation de la variation du coefficient de débit sur la vitesse de variation de l'ouverture de la vanne au point de consigne	0.50
C_0	Paramètre de la vanne de régulation en fonction du temps de réponse de la vanne de régulation	2.00 s
τ_0	Constante de temps de l'actionneur	
Calculution du gain		
D_4	Pression calculée	2.55
D_3	Calcul du débit de la vanne de régulation de gaz	0.34
G	Constante à partir des caractéristiques de la vanne et h_{max} , h_{min} , h_{min}	4.21
K	Gain du système	13.39
k	Gain total	9.05