



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

وزارة التعليم العالي و البحث العلمي

MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE

المدرسة الوطنية العليا للتكنولوجيا والهندسة - عنابة

ECOLE NATIONALE SUPERIEURE DE TECHNOLOGIE ET D'INGENIERIE –
ANNABA

Département Génie des Procédés et Énergétique

MEMOIRE

En vue d'obtention du diplôme de d'INGÉNIEUR D'ETAT

Spécialité : Génie Chimique

Présenté par

Dounia El-Amal BOUSSELBA

Ghada OUMEDDOUR

**OPTIMISATION DE LA RECUPERATION DES CONDENSATS
DANS LES FLUX GAZEUX AVANT L'ETAPE DE TORCHAGE
(SONATRACH OUED NOUMER)**

Encadré par

Dr. Imen TOUHAMI

ENSTI Annaba

Membres du jury :

MCA. Abdessalam OTMANI

Président

ENSTI

MCA. Kaouther KERBOUA

Examineur

ENSTI

Année 2025

"Optimization of condensate recovery in gas streams before the flaring stage (SONATRACH OUED NOUMER)"

Abstract

This study aims to optimize condensate recovery from gas streams in the Oued Noumer field to reduce economic losses and environmental harm from flaring. It focuses on enhancing the efficiency of a separator placed upstream of the flare system. Using Aspen HYSYS for simulation, a sensitivity analysis was conducted to assess the impact of various operational parameters on condensate recovery under both design and actual gas compositions. The findings offer strategies to improve liquid-gas separation, minimize flaring, and boost the performance of SONATRACH's Oued Noumer treatment units.

Keywords: condensate recovery, gas treatment, liquid-gas separator, Aspen HYSYS, process simulation, sensitivity analysis, optimization, SONATRACH Oued Noumer.

"Optimisation de la récupération des condensats dans les flux gazeux avant l'étape de torchage (SONATRACH OUED NOUMER)"

Résumé :

Cette étude vise à optimiser la récupération des condensats issus des flux gazeux du champ d'Oued Noumer, afin de réduire les pertes économiques et les impacts environnementaux liés au torchage. Elle se concentre sur l'amélioration des performances d'un séparateur installé en amont de la torche pour accroître l'efficacité de la séparation gaz-liquide. À l'aide du logiciel de simulation Aspen HYSYS, une analyse de sensibilité a été réalisée pour évaluer l'influence de différents paramètres opérationnels sur la récupération des condensats, en conditions de conception et avec la composition réelle du gaz. Les résultats obtenus fournissent des pistes pour améliorer la récupération des condensats, limiter le torchage et accroître l'efficacité des unités de traitement de SONATRACH à Oued Noumer.

Mots-clés : récupération des condensats, traitement du gaz, séparateur liquide-gaz, Aspen HYSYS, simulation de procédé, analyse de sensibilité, optimisation, SONATRACH Oued Noumer.

"تحسين استعادة المكثفات في التيارات الغازية قبل مرحلة الاشتعال (سوناطراك وادي نومر)"

ملخص:

تهدف هذه الدراسة إلى تحسين استرجاع المكثفات من الغازات المنتجة في حقل وادي نومر، بهدف تقليل الخسائر الاقتصادية والآثار البيئية الناتجة عن عملية الحرق. تركز الدراسة على تحسين أداء فاصل الغاز والسائل المثبت قبل الشعلة، وذلك لتعزيز كفاءة فصل المكثفات عن الغاز. تم استخدام برنامج المحاكاة اسبن هايسيس لإجراء تحليل حساسية يقيم تأثير مختلف المعاملات التشغيلية على استرجاع المكثفات، سواء في ظروف التصميم أو في ظل التركيب الحقيقي للغاز. وتوفر نتائج المحاكاة رؤى مهمة لتحسين عملية الاسترجاع، وتقليل الحرق، ورفع كفاءة وحدات المعالجة التابعة لشركة سوناطراك في حقل وادي نومر.

الكلمات المفتاحية: استرجاع المكثفات، معالجة الغاز، فاصل السائل والغاز، اسبن هايسيس، محاكاة العمليات، تحليل الحساسية، الأمثل، سوناطراك وادي نومر.

Remerciements

On remercie dieu le tout puissant de nous avoir donné la santé et la volonté d'entamer et de terminer ce mémoire.

- *À nos chers parents, nous exprimons notre profonde gratitude et notre amour infini.*

Vous avez été les piliers de notre existence, nous soutenant avec un amour inconditionnel et des sacrifices incommensurables. Votre foi inébranlable en nos capacités nous a donné la force de persévérer et de dépasser nos limites. Nous ne trouverons jamais assez de mots pour exprimer l'étendue de notre gratitude. Ce mémoire est autant le fruit de vos efforts que des nôtres, et nous espérons pouvoir un jour rendre la pareille pour tout ce que vous avez fait pour nous. Merci du fond du cœur, chers parents.

- *Ce travail ne serait pas aussi riche et n'aurait pas pu avoir le jour sans l'aide et l'encadrement de **Madame Imen TOUHAMI**, on le remercie pour la qualité de son encadrement exceptionnel, pour sa patience, sa rigueur et sa disponibilité durant notre préparation de ce mémoire.*
- *Nos remerciement s'adresse à **Mr Habib KOUIDER** et **Mr Maher LAKAICHI** pour son aide pratique et son soutien moral et ses encouragements.*
- *Enfin, nous souhaitons exprimer nos reconnaissances à toute l'équipe de Sonatrach pour l'environnement professionnel stimulant et bienveillant qu'ils ont su créer.*

Dédicace

Avec fierté et gratitude, je dédie ce mémoire

*À mes chers parents, pour leur amour, leurs sacrifices et leur foi
indéfectible en ma réussite.♡*

*À ma chère sœur Nada, pour son soutien inconditionnel et sa
présence réconfortante au quotidien.♡*

*♡ À mon frère Wail, pour ses encouragements constants et sa
confiance en moi.*

*Merci à vous tous d'avoir toujours été à mes côtés et de m'avoir donné
la force d'avancer♡*

♡ À ma chère grande famille

♡ À mon précieux binôme et amie Dounia

*À mes amies les plus chères qui ont contribué à chaque moment de
ma vie rania , jiji , doussa...♡*

♡ À tout ce qui ont participé à ma réussite et à tous qui m'aime

♡... À MOI-MEME

Ghada ...♡

Dédicace

Ce projet fin d'étude est dédié à mes chers parents et, qui m'ont toujours poussé et motivé dans mes études. Sans eux, je n'aurais certainement pas fait d'études longues. Ce projet fin d'étude représente donc l'aboutissement du soutien et des encouragements qu'ils m'ont prodigués tout au long de ma scolarité. Qu'ils en soient remerciés par cette trop modeste dédicace.♡

C'est un moment de plaisir de dédier cet œuvre, à mes belles sœurs et frères : Mayar, Quds, Adem, Tamim en signe d'amour, de reconnaissance et de gratitude pour le dévouement et les sacrifices dont vous avez fait toujours preuve à mon égard.♡

À mon précieux binôme et amie Ghada♡

À mes amies les plus chères qui ont contribué à chaque moment de ma vie Hanane, Nourhane, Kheira, Ines, Sondous ♡

À tout ce qui ont participé à ma réussite et à tous qui m'aime à ma grande mère et ma tante sorya♡

Et à toute personne qui lira ce travail.

À MOI-MEME ...♡

Dounia...♡

Sommaire :

Sommaire.....	i
Liste des tableaux	iv
Liste des figures.....	v
Liste des abréviations	vi
Introduction générale.....	1
Chapitre 1. Présentation de l'entreprise Oued Noumer SONATRACH	2
1. Introduction.....	2
2. Situaation géographique.....	2
3. Gisements.....	2
4. Historiques des unités	2
5. Capacités de production et de stockage	2
6. Unités de traitement de brut et de gaz d'ONR.....	3
6.1. Unité 20 (traitement de brut et de gaz d'ONR)	3
6.2. Unité 30 (unité de compression).....	3
6.3. Unité d'extraction du GPL	4
Chapitre 2. Étude bibliographique	5
1. Introduction.....	5
2. Avancées technologiques	5
2.1. Améliorations dans les séparateurs à haute efficacité	5
2.2. Systèmes de séparation cryogénique	6
2.3. Systèmes de séparation à membranes et filtrations hybrides	6
3. Développement en matière de simulation et d'optimisation des ballons flash.....	6
3.1. Modélisation thermodynamique avancée	6
3.2. Optimisation numérique et dynamique.....	6
3.3. CFD (Computational Fluid Dynamics) et modélisation multiphasique	6
Chapitre 3. Simulation HYSYS et dimensionnement d'un séparateur	Error! Bookmark not defined.
1. Introduction.....	8
2. PARTIE 1 : Simulation.....	8
2.1. Présentation du logiciel HYSYS	8
2.2. Les étapes de la simulation	8
2.2.1. Etape 1 : Présentation des compositions et des caractéristiques des aliments	8

2.2.2.	Etape 2 : Choisir le paquet de fluides	9
2.2.3.	Etape 3 : Entrer dans l'environnement de simulation.....	9
2.2.4.	Simulation des opérations unitaires à l'aide d'Aspen HYSYS.....	9
2.3.	Présentation des cas désignés de l'unité 20	11
2.3.1.	Cas réel.....	11
2.3.2.	Cas (pas de déclenchement).....	11
2.3.3.	Cas de déclenchement.....	12
3.	PARTIE 2 : Dimensionnement	12
3.1.	Méthode de calcul.....	12
3.1.1.	Calcul du débit volumique de la vapeur Q_v	12
3.1.2.	Calcul du débit volumique du liquide Q_l	13
3.1.3.	Choisir le hold up time T_H	13
3.1.4.	Choisir le temps de surge T_S	13
3.1.5.	Calcule du diamètre minimal du coalesceur à partir d'une estimation de L/D	14
3.1.6.	H_{LLL} hauteurs du niveau bas de liquide	14
3.1.7.	A_{LLL} : l'aire du niveau bas de liquide	14
3.1.8.	H_v et A_v : la hauteur et l'aire de désengagement de la vapeur.....	14
3.1.9.	La longueur minimale pour accomoder le volume du liquide retenu (V_H+V_S)	15
3.1.10.	La vitesse critique U_T	15
3.1.11.	Détermination la vitesse admissible U_v	16
3.1.12.	Temps de séparation des goutelletes de liquide de la vapeur	16
3.1.13.	Calcul de la vitesse actuelle de la vapeur U_{AV}	16
Chapitre 4.	Résultats et discussion	17
Introduction...	17
1.	Effet de température.....	17
1.1.	Résultats obtenus	17
1.2.	Discussion des résultats	18
2.	Effet de gaz torché	18
2.1.	Résultats obtenus	18
2.2.	Discussion des résultats	19
3.	Comparaison entre les deux cas déclenchement et pas de déclenchement.....	20
3.1.	Discussion des résultats	21

4.	Taux de récupération	21
5.	Dimensionnement	22
5.1	Résultats obtenus	22
5.2	Discussion des résultats	22
6.	Coté économique	23
7.	Coté environnementale	23
7.1.1.	Diminution de la pollution de l'air	23
7.1.2.	Préservation de la biodiversité et la santé humaine	23
7.1.3.	Paiement sur le torchage chez Sonatrach.....	23
	Conclusion.....	24
	Conclusion générale :	25
	Références.....	
	Annexe.....	

Liste des tableaux

Tableau 3-1 Liste des composants.....	8
Tableau 3-2 Recommandation pour le choix du hold up time et surge time en fonction du service du ballon.....	13
Tableau 3-3 Recommandation pour l'estimation du rapport L /D.	14
Tableau 3-4 Conversion hauteur-aire.	15
Tableau 4-1 Variation de débit de liquide récupérée en fonction de température.....	17
Tableau 4-2 Variation du débit de liquide récupérée en fonction du débit de gaz torché. .	18
Tableau 4-3 Le débit de condensat récupérée dans les deux cas.....	21
Tableau 4-4 Résultats de calcul de ballon.	22
Tableau 4-5 Analyse économique de la récupération des condensats.....	23
Tableau 1 Composition molaire de l'huile.	7
Tableau 2 Composition molaire de gaz	7
Tableau 3 Liste des paramètres des séparateurs.	8
Tableau 4 paramètres de four.	8
Tableau 5 paramètres de pipe.	9
Tableau 6 paramètres de compresseur.	9
Tableau 7 paramètres de condenseur.....	9

Liste des figures

Figure 1-1 Situation géographique des champs Oued Noumer et Hassi R'mel.	2
Figure 1-2 Unité de stabilisation et production brute.	3
Figure 1-3 Unité de compression de gaz associé.	3
Figure 1-4 Unité de récupération du GPL.	4
Figure 3-1 Séparateur biphasique 20B01	9
Figure 3-2 Séparateur Triphasique 20B04.....	9
Figure 3-3 Configuration du four 20F01 dans HYSYS.....	10
Figure 3-4 Configuration du compresseur dans HYSYS.	10
Figure 3-5 Configuration du condenseur dans HYSYS.	10
Figure 3 6 Configuration du pipe dans HYSYS.....	10
Figure 3-7 Diagramme de processus résultant de la simulation (Cas réel de l'unité 20). ..	11
Figure 3-8 Diagramme de processus résultant de la simulation (Cas de pas de déclenchement de l'unité 30).	12
Figure 3-9 Diagramme de processus résultant de la simulation (Cas de déclenchement de l'unité 30).	12
Figure 3-10 les dimensions de séparateur.....	16
Figure 4-1 Effet de température dans HYSYS.	17
Figure 4-2 Effet de température.....	17
Figure 4-3 Effet de gaz torché.	19
Figure 4-4 Débit de liquide récupérée dans le cas de pas de déclenchement.	20
Figure 4-5 Débit de liquide récupérée dans le cas de déclenchement.	20

Liste des abréviations

ONR : Oued Noumer

ATK : Aït-Kheir

GPL : Gaz de Pétrole Liquéfié

HP : Haute Pression

MP : Moyenne Pression

BP: Baisse Pression

TSHH: Temperature Sensor High High

PSLL: Pressure Sensor Low Low

LAHH: Level Alarm High High

GTL: Gas To Liquids

PCV : Pressure Control Valve

PR: Peng Robinson

SRK: Soave-Redlich-Kwong

GES : Gaz à Effet de Serre

CFD : Computacionnel Fluide Dynamics

Introduction générale

Depuis les années 1970, le gaz naturel s'est imposé comme la source d'énergie fossile ayant enregistré la plus importante croissance [1]. Compte tenu de ses bénéfices économiques et environnementaux, le gaz naturel séduit de plus en plus de nations. Les caractéristiques de ce produit, notamment son intervalle de combustion réduit, le rendent l'une des sources les plus fiables et prisées actuellement. Il constitue, à l'heure actuelle, la seconde source d'énergie la plus exploitée après le pétrole [2].

Chaque année, plus de 150 milliards de mètres cubes de gaz naturel sont gaspillés par la combustion à la torche et expulsés dans l'atmosphère. Cela représente environ 25 % de la consommation totale américaine et 30 % de celle de l'Union européenne [2]. En Afrique, la quantité annuelle de gaz brûlés est évaluée à 40 milliards de mètres cubes, l'équivalent de la moitié de la consommation énergétique du continent [3].

De plus, le torchage de gaz a un effet sur le climat mondial en raison de son apport supplémentaire d'émissions de CO₂, estimé à environ 390 millions de tonnes par an [4].

Il est crucial de diminuer les gaz torchés afin de minimiser les émissions de carbone et d'exploiter le gaz naturel de manière judicieuse [4].

Depuis l'ère industrielle, les sociétés se sont concentrées sur l'accroissement de la production sans toutefois prendre en compte la gestion des divers problèmes. Un de ces enjeux est l'utilisation de torchères qui provoque d'énormes pertes de chaleur, évaluées à des centaines de thermies par an et par installation, ce qui correspond à des milliers de mètres cubes de gaz naturel [3]. Notre étude atteint deux objectifs majeurs grâce au processus de récupération des gaz torchés :

Économique : La récupération et la valorisation des gaz torchés représentent un recours financier de grande envergure. Au lieu d'être détruite par la combustion, cette ressource peut être traitée, transportée et vendue, générant ainsi des revenus substantiels pour les entreprises et les États. Cette approche transforme un coût (la perte de gaz) en une opportunité économique significative.

Environnemental : L'objectif environnemental est au cœur de cette recherche. En réduisant la quantité de gaz torché, on contribue directement à la préservation de l'environnement et à la protection de la santé publique. La diminution des émissions de polluants atmosphériques, notamment le CO₂ et d'autres produits de combustion incomplète, améliore la qualité de l'air et atténue l'impact sur le climat global.

Dans le premier chapitre, consacré à l'aspect technologique, nous avons présenté le site d'Oued Noumer ainsi que la description de l'usine.

Dans le chapitre II, nous abordons des notions générales sur le gaz et l'étude bibliographique, tandis que le chapitre III est divisé en deux segments. Le premier se penche sur la simulation et l'optimisation réalisés grâce au simulateur HYSYS, qui a été utilisé dans cette recherche. Le second segment traite du dimensionnement d'un ballon flash avant la torche

Le chapitre IV est traité les résultats et discussion de notre recherche, pour les deux segments.

Cette recherche se termine par une conclusion générale.

Chapitre 1:Présentation de l'entreprise Oued Noumer SONATRACH

1. Introduction

Le site Oued Noumer-ONR, situé dans la région Hassi R'mel, est l'un des nombreux champs pétroliers et gaziers exploités par SONATRACH au bénéfice de l'État algérien, sous la supervision de sa nouvelle activité Exploration-Production, anciennement, tout en mettant en œuvre les compétences techniques Algérienne à 100% [5].

2. Situaation géographique

Le centre de production d'Oued Noumer est localisé à 140 km au sud-est de Hassi-R'Mel et à 220 km à l'ouest-nord de Hassi-Messaoud, avec un siège administratif à 5 km au nord de la RN 49, reliant Ghardaïa à Ouargla, et environ 45 km de Ghardaïa.

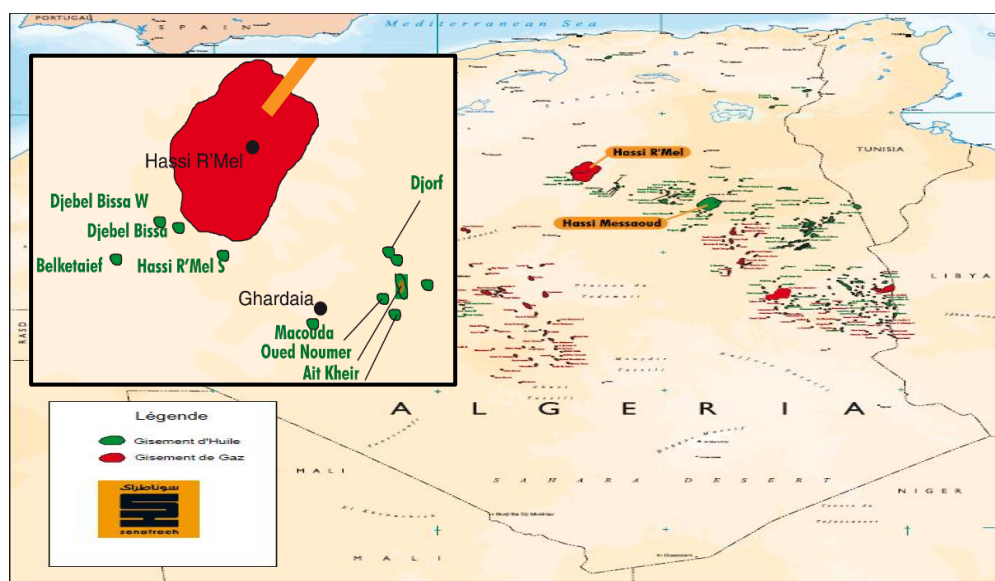


Figure 1-1 Situation géographique des champs Oued Noumer et Hassi R'mel.

3. Gisements

Le champ d'Oued Noumer comprend dix petites structures :

1. Oued-Noumer;
2. Aït-Kheir;
3. Sidi-Mezghich;
4. Djorf;
5. Makouda ;
6. Glib El Djemel;
7. Tréfis ;
8. Hassi Boukhelala Nord ;
9. Oued el Ghofrane ;
10. Oued Noumer Sud.

4. Historiques des unités

- Première unité de séparation de brut en 1972 (démarrage des champs ONR et ATK).
- Unité d'extraction du GPL janvier 1997.

5. Capacités de production et de stockage

Gaz : 4 766 510 std m³ /jrs.

Huile : 3319 tonne/jrs.

GPL : 400 tonne/jrs.

Stockage de pétrole : 20000 m³.

6. Unités de traitement de brut et de gaz d'ONR

6.1. Unité 20 (traitement de brut et de gaz d'ONR)

Cette unité utilise trois étages pour la séparation : séparateur HP (20B01), fours de Stabilisation (20F01 A/B), séparateur MP (20B03), séparateur BP (20B04), séparateur HP de gaz (20B02) [6].

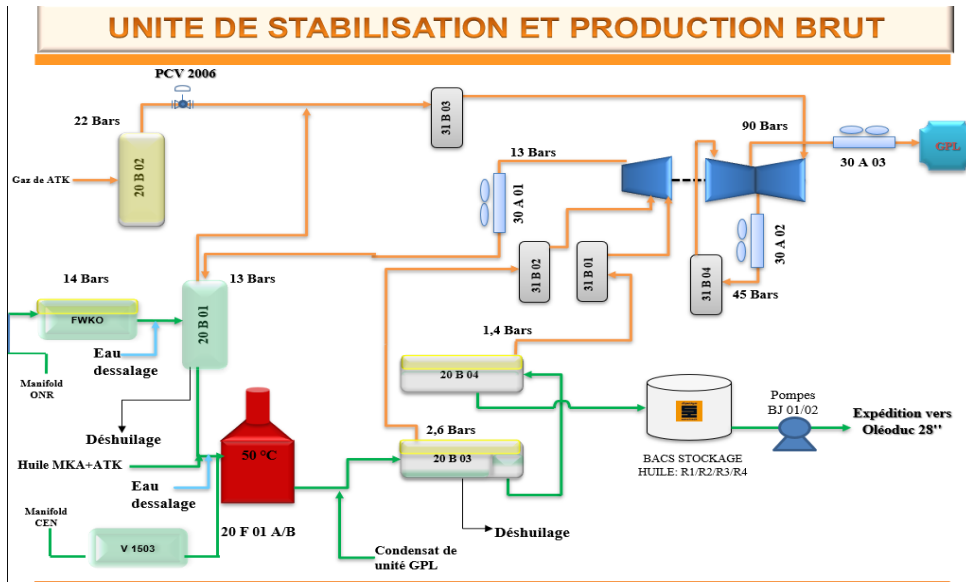


Figure 1-2 Unité de stabilisation et production brute.

6.2. Unité 30 (unité de compression)

Cette unité compresse les gaz provenant de l'unité de séparation. Elle comprend plusieurs compresseurs qui traitent les gaz à différentes pressions afin de préparer le gaz pour l'unité de traitement suivante.

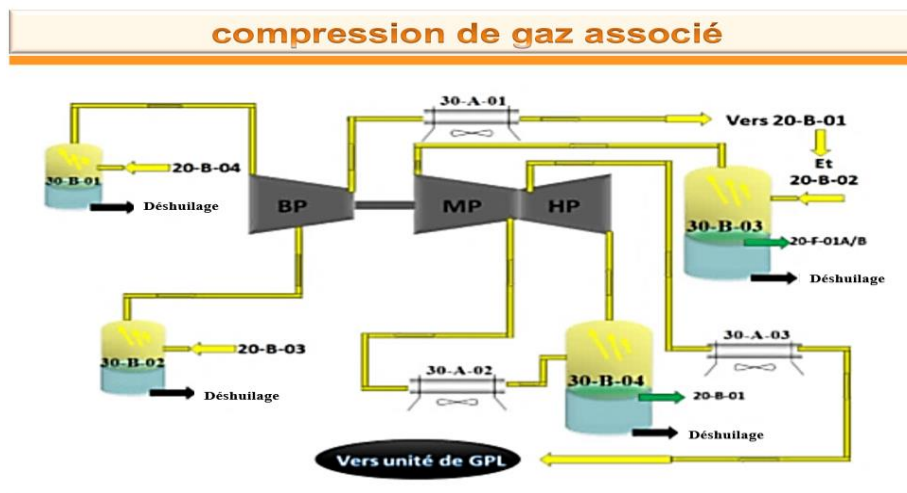


Figure 1-3 Unité de compression de gaz associé.

6.3. Unité d'extraction du GPL

Cette installation extrait et traite le GPL en plusieurs étapes, incluant : pré-refroidissement et déshydratation, récupération du GPL, recompression du gaz traité, fractionnement du GPL et stockage et expédition du GPL [7].

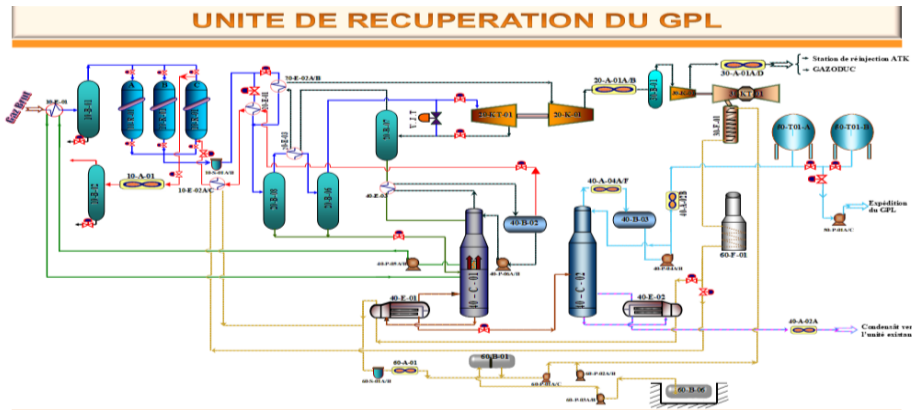


Figure 1-4 Unité de récupération du GPL.

Motivation

Ce thème nous a particulièrement attirés car il réunit plusieurs aspects qui nous passionnent: la valorisation des ressources, la performance des procédés industriels et la protection de l'environnement. L'idée de récupérer des condensats, souvent négligés ou torchés, et de les transformer en produits utiles et rentables représente pour nous un défi technique stimulant et porteur de sens. Travailler sur un projet concret au sein de Sonatrach, un acteur majeur de l'industrie énergétique, nous motive énormément, car cela nous permettrait d'appliquer nos connaissances, de développer nos compétences, et surtout de contribuer à une démarche d'optimisation durable et innovante.

Problématique

Lorsque l'unité de compression se déclenche, cela entraîne une perte des fractions lourdes, ce qui impacte l'efficacité du processus.

En cas de déclenchement, tous les gaz contenus dans les ballons de séparation sont évacués vers les torches, provoquant ainsi un gaspillage de produits valorisables. Ce phénomène engendre des pertes de fractions lourdes, notamment le condensat C_{5+} , qui est un hydrocarbure précieux.

Les causes de ce déclenchement peuvent être multiples, notamment une température trop élevée (TSHH), une pression trop basse (PSLL), un arrêt d'urgence, un défaut procédé, des vibrations excessives ou un niveau de liquide trop élevé (LAHH).

Chapitre 2 : Étude bibliographique

1. Introduction

L'un des piliers majeurs de l'économie énergétique de notre pays, l'ALGERIE, est le gigantesque gisement de gaz naturel de Hassi R'Mel, situé dans la wilaya de Laghouat. Exploité par la compagnie nationale SONATRACH, ce champ gazier joue un rôle clé dans les revenus de l'État et la sécurité énergétique du pays.

Hassi R'Mel est non seulement le plus grand gisement de gaz naturel d'Algérie et d'Afrique, mais aussi le quatrième au monde, avec des réserves estimées à 2400 milliards de mètres cubes (m^3) [8].

Ce géant gazier produit trois types d'effluents principaux [9]

- **Du gaz naturel** : (principalement du méthane), utilisé pour la consommation domestique et industrielle.

- **Du GPL** : (Gaz de Pétrole Liquéfié), composé de propane et de butane, destiné au marché local et à l'exportation.

- **Du condensat** : un hydrocarbure léger valorisé dans le raffinage et la pétrochimie.

Cependant, malgré son importance stratégique et sa contribution vitale à l'économie nationale, l'industrie gazière en Algérie comme ailleurs dans le monde doit faire face à plusieurs défis de taille. Parmi ces enjeux cruciaux figure la problématique de la gestion des condensats (C5-12), dont la mauvaise maîtrise entraîne des pertes importantes lors du torchage (combustion contrôlée du gaz en excès). Ce gaspillage énergétique s'accompagne d'une pollution accrue par les émissions de gaz à effet de serre, alors même que les contraintes réglementaires et environnementales ne cessent de se durcir. Ces défis, communs à tous les grands producteurs gaziers (États-Unis, Russie, Qatar), exigent des solutions innovantes et une optimisation accrue des ressources pour garantir une exploitation durable [10].

Cela dit le torchage est vital lors traitement du Gaz afin d'assurer en premier la sécurité des sites gaziers ; cette pratique courante, a pour but principal de :

- **Éviter les surpressions** : En cas de dysfonctionnement (arrêt d'urgence, panne de compression), le torchage permet alors d'évacuer le gaz excédentaire pour empêcher une explosion.

- **Dégazer les équipements** : Lors de la maintenance ou du démarrage d'une installation, le torchage élimine les gaz résiduels inflammables. Seulement cette technique entraîne la destruction de condensats précieux (Torcher 1 million de m^3 de gaz humide peut faire perdre 5 à 10 tonnes de condensats [11]).

2. Avancées technologiques

2.1. Améliorations dans les séparateurs à haute efficacité

Les avancées récentes dans la conception des séparateurs à haute efficacité ont permis de traiter des mélanges plus complexes et d'augmenter le rendement en condensat. Parmi les technologies les plus prometteuses, on trouve les séparateurs à haute capacité de traitement avec des grilles, déflecteurs et filtres coalescents optimisés, qui favorisent la coalescence des gouttelettes de liquide pour une séparation plus rapide et plus efficace [12][13].

2.2. Systèmes de séparation cryogénique

Dans des contextes de gaz très, les systèmes cryogéniques sont désormais utilisés pour abaisser les températures des gaz à des niveaux où les composants lourds se condensent. Cette technologie est particulièrement utile dans les gaz à faible densité, car elle permet une séparation plus efficace des condensats, y compris des hydrocarbures plus légers, qui ne sont pas facilement récupérés par les séparateurs [14][15].

2.3. Systèmes de séparation à membranes et filtrations hybrides

Les membranes sélectives sont utilisées pour filtrer les hydrocarbures et les gaz à des tailles moléculaires spécifiques, et combinées avec des systèmes de filtration, elles offrent une séparation plus fine. Ces technologies sont également employées dans les systèmes de séparation à base de nanotechnologie, où des membranes nano structurées permettent de séparer les gaz et liquides avec une précision de plus en plus fine, réduisant ainsi les pertes en condensat et améliorant l'efficacité globale des processus [16][17].

3. Développement en matière de simulation et d'optimisation des ballons flash

3.1. Modélisation thermodynamique avancée

Les modèles thermodynamiques utilisés pour simuler les ballons flash ont évolué pour intégrer des modèles de phase complexe, incluant des systèmes multi composants et des gaz réfrigérés. Les modèles thermodynamiques modernes, comme ceux basés sur l'équation d'état Peng Robinson (PR) et Soave-Redlich-Kwong (SRK), sont capables de prédire les transitions de phase dans des conditions de forte non-idéalité, essentielles pour la conception et l'optimisation des ballons flash.

Les logiciels comme Aspen HYSYS intègrent ces modèles avancés pour simuler des comportements complexes dans les ballons flash, prenant en compte la thermodynamique non idéale, la turbulence dans les réacteurs et l'évolution des propriétés fluides avec les changements de température et de pression [18][19].

3.2. Optimisation numérique et dynamique

Les approches d'optimisation numérique utilisant des algorithmes d'intelligence artificielle et de machine learning permettent d'ajuster les paramètres opérationnels des ballons flash (pression, température, composition du gaz) en temps réel, afin de maximiser la récupération de condensat. L'utilisation de modèles à réseaux neuronaux et d'algorithmes évolutionnaires permet de prédire des conditions opératoires optimales en fonction des conditions d'entrée.

L'optimisation dynamique permet aussi d'ajuster en temps réel les conditions opératoires face à des changements dans la composition du gaz, ce qui est crucial dans un environnement industriel où les caractéristiques du gaz peuvent fluctuer rapidement [20][21].

3.3. CFD (Computational Fluid Dynamics) et modélisation multiphasique

La simulation CFD multiphasique est une avancée significative dans l'optimisation des ballons flash. Cette simulation permet d'analyser avec précision l'interaction entre les phases liquide et gazeuse dans un ballon flash. Les résultats des simulations CFD fournissent des informations détaillées sur la turbulence, la stratification des phases et les phénomènes de coalescence, permettant ainsi d'ajuster la géométrie du ballon pour minimiser les pertes et maximiser l'efficacité.

Chapitre 2. Étude bibliographique

Les simulations multiphasiques permettent également de mieux comprendre les effets de la mélangeabilité et des phénomènes de formation de gouttelettes dans les systèmes de séparation [22].

Chapitre 3 : Simulation HYSYS et dimensionnement d'un séparateur

1. Introduction

Dans ce chapitre on va voir deux parties la simulation par HYSYS et le dimensionnement du séparateur, basé sur les données d'entrée obtenues par simulation de l'unité de séparation 20 avec le logiciel HYSYS, permet d'évaluer l'efficacité de ce système de récupération des liquides de torche.

2. PARTIE 1 : Simulation

2.1. Présentation du logiciel HYSYS

Aspen HYSYS, est un logiciel de modélisation de processus d'Aspen Tech largement utilisé dans les secteurs du pétrole, du gaz, du raffinage, permet de simuler, optimiser et analyser des processus complexes. Grâce à sa bibliothèque riche de modèles thermodynamiques, il assure des prédictions précises des propriétés physiques et chimiques [23].

2.2. Les étapes de la simulation

2.2.1. Etape 1 : Présentation des compositions et des caractéristiques des aliments

Pour lancer notre simulation de processus sur Aspen HYSYS, nous avons dû convertir les descriptions génériques de nos matières premières, comme "n-paraffines, hydrocarbures aromatique", en molécules chimiques spécifiques. En gros, nous avons remplacé les noms de familles par les noms précis de leurs membres, ce qui était crucial pour une simulation réaliste.

Tableau 3-1 Liste des composants.

Catégorie	Les composants	
Hydrocarbures saturés (Paraffines)	Méthane C ₁	Pentadécane C ₁₅
	Ethane C ₂	Hexadécane C ₁₆
	Propane C ₃	Heptadécane C ₁₇
	Isobutane C ₄	Octadécane C ₁₈
	n-Butane C ₄	Nonadécane C ₁₉
	néo-Pentane C ₅	Icosane C ₂₀
	Isopentane C ₅	Heneicosane C ₂₁
	n-Pentane C ₅	Docosane C ₂₂
	Hexane C ₆	Tricosane C ₂₃
	Heptane C ₇	Tétracosane C ₂₄
	Octane C ₈	Pentacosane C ₂₅
	Nonane C ₉	Hexacosane C ₂₆
	Décane C ₁₀	Heptacosane C ₂₇
	Undécane C ₁₁	Octacosane C ₂₈
Dodécane C ₁₂	Nonacosane C ₂₉	

Chapitre 3. Simulation HYSYS et dimensionnement d'un séparateur.

	Tridécanes C ₁₃ Tétradécanes C ₁₄	Triacétanes C ₃₀
Hydrocarbures aromatiques	Benzène C ₆ H ₆	Toluène C ₇ H ₈
Autre composants	Dioxyde de carbone CO ₂	Azote N ₂ /Eau H ₂ O

2.2.2. Etape 2 : Choisir le paquet de fluides

Le modèle thermodynamique de **Peng Robinson (PR)** a été sélectionné pour cette étude en raison de sa meilleure adaptation aux applications pétrolières, gazières et pétrochimiques. Son excellente capacité à prédire la densité des liquides et sa précision sur une large plage de températures et de pressions, ainsi que sa gestion des composants clés, sont les deux raisons principales de ce choix [24].

2.2.3. Etape 3 : Entrer dans l'environnement de simulation

L'étape initiale consiste à configurer l'environnement de simulation en y entrant toutes les données nécessaires au modèle du procédé. Comprennent les compositions et les conditions des flux d'alimentation, ainsi que les spécifications de l'ensemble des équipements (séparateur, four, condenseur, compresseur).

2.2.4. Simulation des opérations unitaires à l'aide d'Aspen HYSYS

2.2.4.1. Les séparateurs 20B01, V1503, 20B02, 20B03 et 20B04

La simulation d'un séparateur biphasique(20B04,20B02) où triphasique (20B01, V1503, 20B03) est essentielle et nécessite de définir des paramètres comme les entrées/sorties et les internes. Aspen HYSYS propose différentes méthodes de résolution pour estimer les compositions des phases liquide légère, liquide lourde et gazeuse [25].

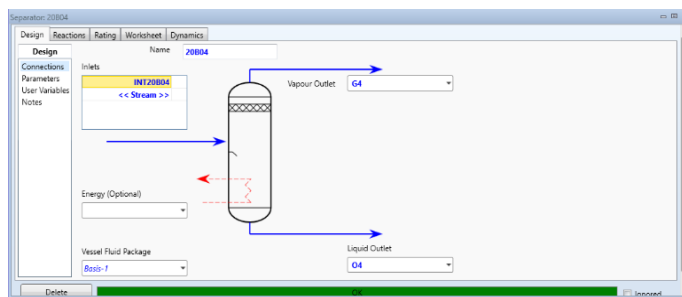


Figure 3-1 Séparateur biphasique 20B04.

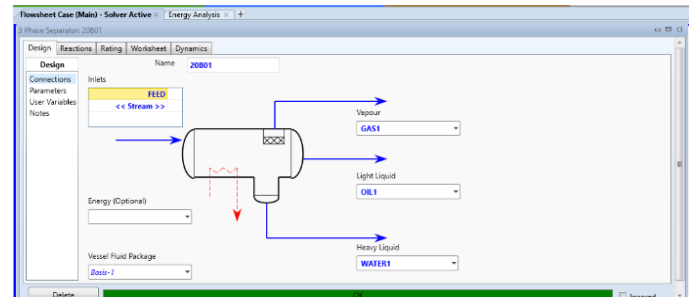


Figure 3-2 Séparateur Triphasique 20B01.

Chapitre 3. Simulation HYSYS et dimensionnement d'un séparateur.

2.2.4.2. Simulation du four 20F01

Afin de simuler un four, dispositif essentiel pour augmenter la température d'un ou plusieurs flux de processus vers une valeur cible élevée, il est impératif de définir avec précision les caractéristiques des flux entrants et sortants. De plus, pour une modélisation énergétique complète et fidèle, l'efficacité du four dans son utilisation de l'utilité doit être attribuée [25].

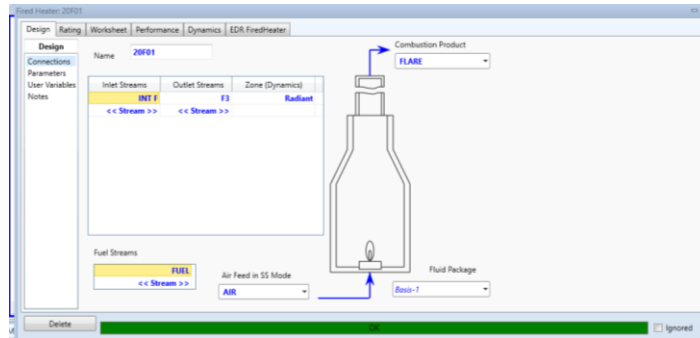


Figure 3-3 Configuration du four 20F01 dans HYSYS.

2.2.4.3. Simulation du compresseur

Le compresseur est un appareil conçu pour accroître la pression d'un flux de gaz entrant. Selon les données fournies, il peut déterminer une variable inconnue telle que la température, la pression ou l'efficacité. De plus, il effectue le calcul de la fonction de la pompe associée à cette compression [25].

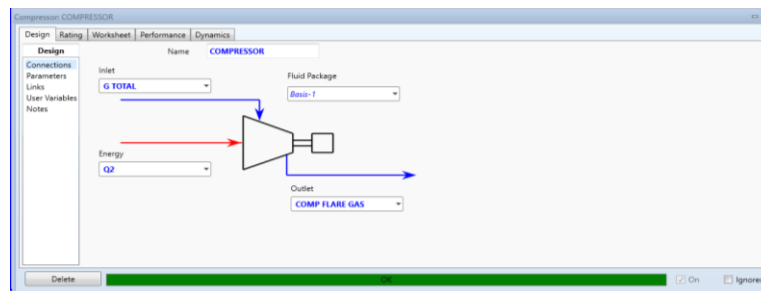


Figure 3-4 Configuration du compresseur dans HYSYS.

2.2.4.4. Simulation du condenseur

Un condenseur est un échangeur de chaleur transformant un gaz en liquide en cédant sa chaleur à un fluide de refroidissement (air ou eau). Essentiel en réfrigération, climatisation et centrales thermiques, il rejette la chaleur ou récupère des liquides [25].

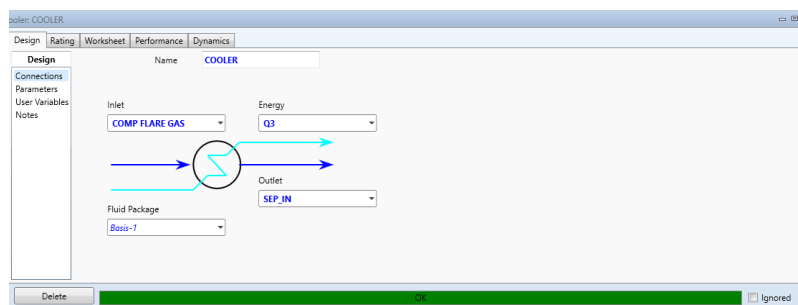


Figure 3-5 Configuration du condenseur dans HYSYS.

2.2.4.5. Simulation du Pipe

Un Pipe (ou "Pipe Segment") est un composant de modélisation utilisé pour simuler le transport de fluides (liquides, gaz ou mélanges) à travers une conduite. Il permet de prendre en compte les pertes de pression, les échanges thermiques avec l'environnement et dans certains cas, les phénomènes de changement de phase pendant le transport.

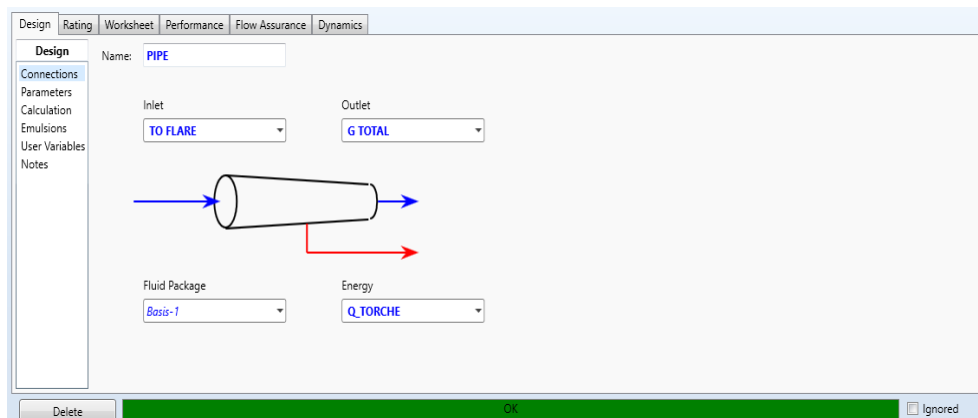


Figure 3-6 Configuration du Pipe dans HYSYS .

2.3. Présentation des cas désignes de l'unité 20

2.3.1. Cas réel

Dans le premier cas on est dans la marche stable de l'unité de séparation et celle de compression c'est-à-dire il ya n'est déclenchement de U30, n'est problème d'exploitation au niveau de l'unité 20.

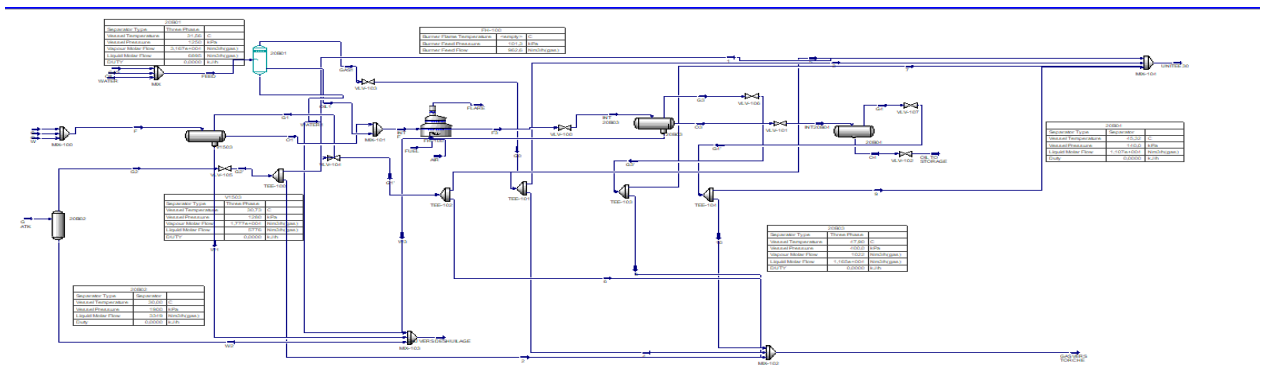


Figure 3-7 Diagramme de processus résultant de la simulation (Cas réel de l'unité 20).

2.3.2. Cas (pas de déclenchement)

Pour le deuxième cas d'étude dans la marche normale de l'usine, la simulation est effectuée si l'une de ces conditions est remplie :

La pression élevée dans les ballons, Niveau d'eau élevé dans le ballon 20B03, Déclenchement de four 20F01, où les vannes PCV des installations sont fuyardes .

Chapitre 3. Simulation HYSYS et dimensionnement d'un séparateur.

W_v : Débit massique de la vapeur. $\left[\frac{lb}{h}\right]$
 ρ_v : Masse volumique de la vapeur. $\left[\frac{lb}{ft^3}\right]$

$$Q_v = \frac{8.946 \times 10^6}{0.3911 \times 60} = 381.23242 \text{ ft}^3/\text{min}$$

3.1.2. Calcul du débit volumique du liquide Q_l

$$Q_l = \frac{W_l}{\rho_l} \text{ (ft}^3/\text{hr)} \dots\dots\dots(\text{IV.2})$$

W_l : Débit massique du liquide. $\left[\frac{lb}{h}\right]$

ρ_l : Masse volumique du liquide. $\left[\frac{lb}{ft^3}\right]$

$$Q_l = \frac{8.236 \times 10^4}{60 \times 43.2} = 31.774 \text{ ft}^3/\text{min}$$

3.1.3. Choisir le hold up time T_H

C'est le temps nécessaire pour maintenir un soutirage normal (effluent) au cas où il y a un problème au niveau de l'alimentation du ballon.

Tableau 3-2 Recommandation pour le choix du hold up time et surge time en fonction du service du ballon.

	Hold up time (mn)	Surge time (mn)
Ballon alimentation unité	10	5
Ballon séparateur alimentant une colonne	5	3
Ballon de torche	30	20

Donc $T_H=30$ min

➤ **le volume de hold up V_H**

$$V_H = T_H \times Q_l \text{ [ft}^3\text{]} \dots\dots\dots(\text{IV.3})$$

$$V_H = 30 \times 31.774 = 953.22 \text{ ft}^3 = 26.99 \text{ m}^3$$

3.1.4. Choisir le temps de surge T_s

C'est un temps de sécurité que l'on se donne si on a un problème au niveau de l'évacuation du liquide.

$T_s=20$ min

➤ **Le volume de surge time V_s**

$$V_s = T_s \times Q_l \text{ [ft}^3\text{]} \dots\dots\dots(\text{IV.4})$$

$$V_s = 20 \times 31.774 = 635.48 \text{ ft}^3 = 17.99 \text{ m}^3$$

3.1.5. Calcul de diamètre minimal du coalesceur à partir d'une estimation de L/D

$$D = \left[\frac{4(V_H + V_S)}{\pi \left(\frac{L}{D}\right)} \right]^{\frac{1}{3}} [ft] \dots\dots\dots(IV.5)$$

Le rapport $\frac{L}{D}$ de dialogueur au diamètre est fonction de la pression de services.

On adopte généralement les valeurs suivantes :

Tableau 3-3 Recommandation pour l'estimation du rapport L/D.

Pression $\left[\frac{Kg}{cm^2}\right]$	$\frac{L}{D}$
$P < 7$	2-3
$P > 7$	3-4

Notre pression est $P = 1.019 \left[\frac{Kg}{cm^2}\right]$ alors $P < 7$ donc $2 < \frac{L}{D} < 3$

$$D = \left[\frac{4(953.22 + 635.48)}{3.14 \times 2.5} \right]^{\frac{1}{3}} = 9.32 \text{ ft} = 2.84 \text{ m}$$

$$L = D \times 2.5 = 9.32 \times 2.5 = 23.3 \text{ ft} = 7.1 \text{ m}$$

➤ **Calcul de la surface totale de passage**

$$A_T = \frac{\pi}{4} \times D^2 \dots\dots\dots(IV.6)$$

$$A_T = \frac{3.14}{4} \times 9.32^2 = 68.19 \text{ ft}^2 = 6.34 \text{ m}^2$$

3.1.6. H_{LLL} : hauteurs du niveau bas de liquide

$$H_{LLL} = 0,5D + 7 [\text{inch}] \dots\dots\dots(IV.7)$$

$$H_{LLL} = 0.5 \times 9.32 + 7 = 11.66 \text{ inch} = 0.3 \text{ m}$$

3.1.7. A_{LLL} : l'aire du niveau bas de liquide

$$A_{LLL} = \frac{H_{LLL}}{D} [\text{m}^2] \dots\dots\dots(IV.8)$$

$$A_{LLL} = \frac{0.3}{2.84} = 0.11 \text{ m}^2$$

3.1.8. H_v et A_v : la hauteur et l'aire de désengagement de la vapeur

$$H_v = 0.2 \times D \dots\dots\dots(IV.9)$$

$$H_v = 0.2 \times 9.32 = 1.86 \text{ ft} = 0.56 \text{ m}$$

$$H_v/D \Rightarrow A_v/A_T \Rightarrow A_v$$

$$y = \frac{a+cx+ex^2+gx^3+ix^4}{1.0+bx+dx^2+fx^3+hx^4} \dots\dots\dots(IV.10)$$

Les valeurs des constants sont selon le cas:

$$H_v/D \Rightarrow A_v/A_T$$

$$x = H_v/D$$

$$A_v/A_T \Rightarrow H_v/D$$

$$y = H_v/D$$

Tableau 3-4 Conversion hauteur-aire.

$y = A_v/A_T$	$x = H_v/D$
$a = 4.75593 \times 10^{-5}$	$a = 0.00153756$
$b = 3.924091$	$b = 26.787101$
$c = 0.174875$	$c = 3.299201$
$d = -6.358805$	$d = -22.923932$
$e = 5.668973$	$e = 24.353518$
$f = 4.018448$	$f = -14.844824$
$g = -4,916411$	$g = -36.999376$
$h = -1.801705$	$h = 10.529572$
$i = -0.145398$	$i = 9.892851$

Calcul de A_v :

$$x = \frac{H_v}{D} \dots\dots\dots(\text{IV.11}) \Rightarrow x = \frac{0.56}{2.84} = 0.2 \Rightarrow x = 0.2$$

On remplace dans l'équation de y on trouve $y = 0.1424$.

$$y = A_v/A_T \dots\dots\dots(\text{IV.12}) \Rightarrow A_v = A_T \times y$$

$$\Rightarrow A_v = 6.34 \times 0.1424 = 0.9 \text{ m}^2 = 9.69 \text{ ft}^2.$$

3.1.9. La longueur minimale pour accommoder le volume du liquide retenu ($V_H + V_s$) :

$$L_{\min} = \frac{V_H + V_s}{A_T - A_v - A_{LLL}} \dots\dots\dots(\text{IV.13}) \quad L_{\min} = \frac{26.99 + 17.99}{6.34 - 0.9 - 0.11} = 8.43 \text{ m}$$

- **Recalculer L/D**
- Si $L/D > 6$ augmenter D et répéter les calculs.
- Si $L/D < 1,5$ diminuer D et répéter les calculs.

$$\frac{L_{\min}}{D} = \frac{8.43}{2.84} = 2.96 \quad 2.96 \in [1.5 ; 6]$$

3.1.10. La vitesse critique U_T :

On définit U_T par l'équation de Souders-Brown

$$U_T = K \sqrt{\frac{(\rho_l - \rho_v)}{\rho_l}} \dots\dots\dots(\text{IV.14})$$

D'après **GPSA Handbook** :

Valeur de $K = 0.35 - 0.01 \left(\frac{P - 100}{100} \right)$ avec $P = 84.34 \text{ Psia} \rightarrow 0 \leq P < 1500$

Donc $P = 581.5 \text{ KPa} \rightarrow K = 0.35 - 0.01 \left(\frac{581.5 - 100}{100} \right) = 0.302$

$$U_T = 0.302 \sqrt{\left(\frac{43.2 - 0.3211}{43.2} \right)} \Rightarrow U_T = 0.3 \text{ ft/s}$$

Chapitre 3. Simulation HYSYS et dimensionnement d'un séparateur.

3.1.11. Détermination la vitesse admissible U_V :

$$U_V = 0,75 \times U_T \quad [\text{ft/s}] \dots\dots\dots(\text{IV.15}) \quad U_V = 0,75 \times 0,3 = 0,224 \text{ft/s}$$

3.1.12. Temps de séparation des gouttelettes de liquide de la vapeur :

$$\theta = \frac{H_V}{U_V} \quad [\text{s}] \dots\dots\dots(\text{IV.16}) \quad \theta = \frac{1,86}{0,224} = 8,3 \text{ s}$$

3.1.13. Calcul de la vitesse actuelle de la vapeur U_{AV} :

$$U_{AV} = \frac{Q_V}{A_V} \dots\dots\dots(\text{IV.17}) \quad U_{AV} = \frac{381,23242}{60 \times 9,69} = 0,65571 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Calcul de la longueur minimale nécessaire L_{min} :

$$L_{min} = U_{AV} * \theta \dots\dots\dots(\text{IV.18})$$
$$L_{min} = 65,571 \times 0,65 = 42,621 \text{ ft} = 1,29 \text{ m}$$

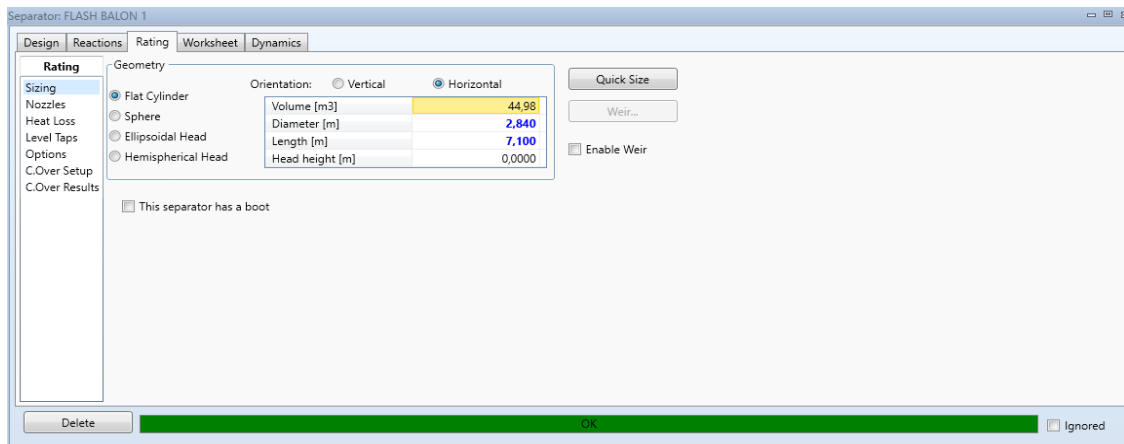


Figure 3-10 les dimensions de séparateur.

Chapitre 4 : Résultats et discussion

Introduction

Dans ce chapitre, nous avons analysé l'influence de la température et de l'effet du gaz torché sur la récupération des condensats. Cette étude est importante d'un point de vue opérationnel, économique et environnemental. Par la suite, nous procéderons à une comparaison entre les cas de déclenchement et de non-déclenchement de l'unité de compression et à la fin, nous aborderons les valeurs de dimensionnement pour notre séparateur.

1. Effet de température

Pour étudier l'effet de la température de gaz d'alimentation sur l'opération de séparation, nous avons considéré le débit du liquide récupéré (condensat) comme un paramètre principal et nous avons étudié son évolution en fonction de la température dans une plage de valeurs comprise entre 5°C et 14°C, le but de cette partie était d'analyser la linéarité de l'évolution.

1.1. Résultats obtenus

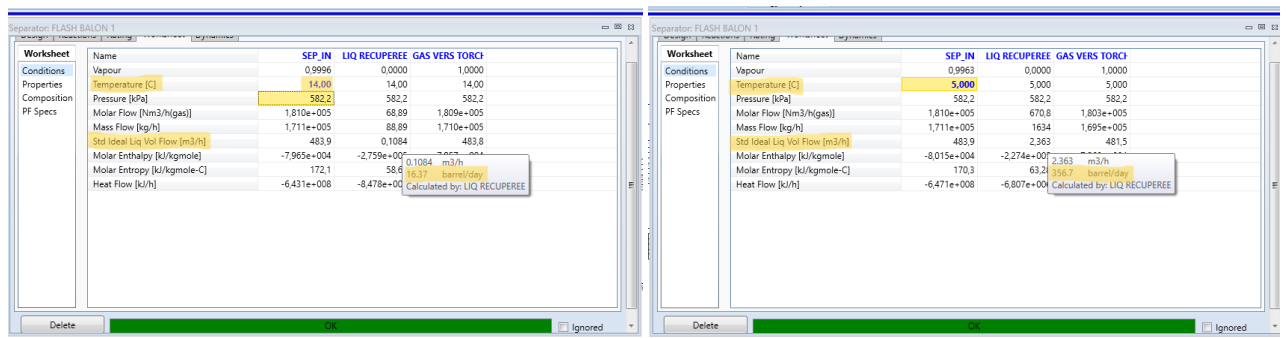


Figure 4-1 Effet de température dans HYSYS.

Tableau 4-1 Variation de débit de liquide récupérée en fonction de température.

T (°C)	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Q _{liq_rec} (barrel/day)	356.7	293.8	236.8	186	141.7	105.3	73	48.4	29.78	16.37

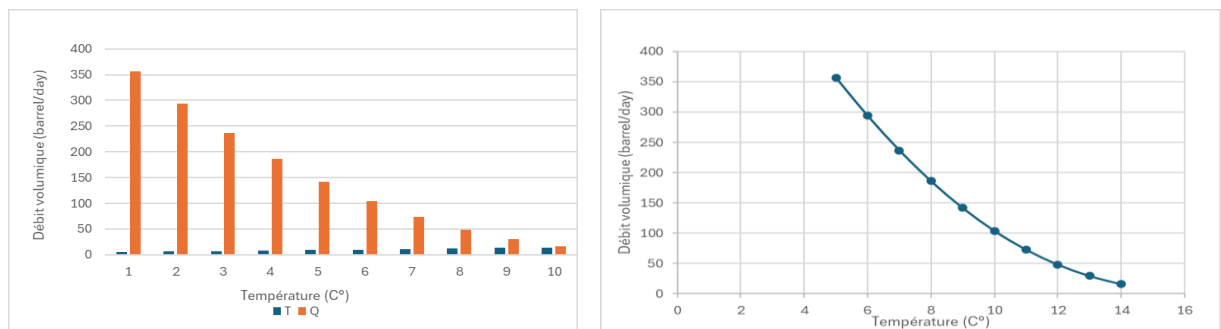


Figure 4-2 Effet de température.

Chapitre 4. Résultats et discussion.

1.2. Discussion des résultats

➤ Analyse des données et résultats

L'analyse des données met en évidence une tendance linéaire où le débit de condensats récupéré diminue à mesure que la température augmente. Les résultats indiquent clairement que l'efficacité de la récupération de condensats est inversement proportionnelle à la température du gaz d'alimentation. Les conditions de basse température se traduisent par une récupération bien plus importante. Le débit maximal observé est de 356,7 barrel/day à 5°C, tandis qu'à 14°C, la récupération chute drastiquement à 16,37 barrel/day.

➤ Relation entre la température du gaz et la condensation

Lorsque la température du gaz diminue, l'énergie cinétique des molécules baisse, réduisant la capacité du gaz à rester à l'état gazeux, ce qui entraîne sa condensation partielle en liquide. Ainsi, un gaz refroidi entrant dans le compresseur contient déjà une certaine quantité de condensat. Cette situation augmente la quantité de liquide récupérée dans les séparateurs ou les réservoirs de condensat.

➤ En résumé

La diminution de la température du gaz favorise la condensation et augmente la récupération de condensats. Cette relation inverse est linéaire, comme le montrent les résultats où le débit passe de 356,7 barrel/day à 5°C à seulement 16,37 barrel/day à 14°C.

2. Effet de gaz torché

Pour analyser la linéarité de l'impact du débit de gaz torché sur l'efficacité de la séparation, nous avons examiné l'évolution du débit de liquide récupéré, un paramètre essentiel, en fonction du débit de gaz torché. Cette analyse a été menée sur une plage de débits de gaz torché allant de 483.2 m³ /h à 540 m³ /h.

2.1. Résultats obtenus

Tableau 4-2 Variation du débit de liquide récupérée en fonction du débit de gaz torché.

Q_{gaz_torché} (m³/h)	483,2	490	500	510	520	530	540
Q_{liq_rec}(barrel/day)	104	105.46	107.6	109.7	111.9	114	116.2

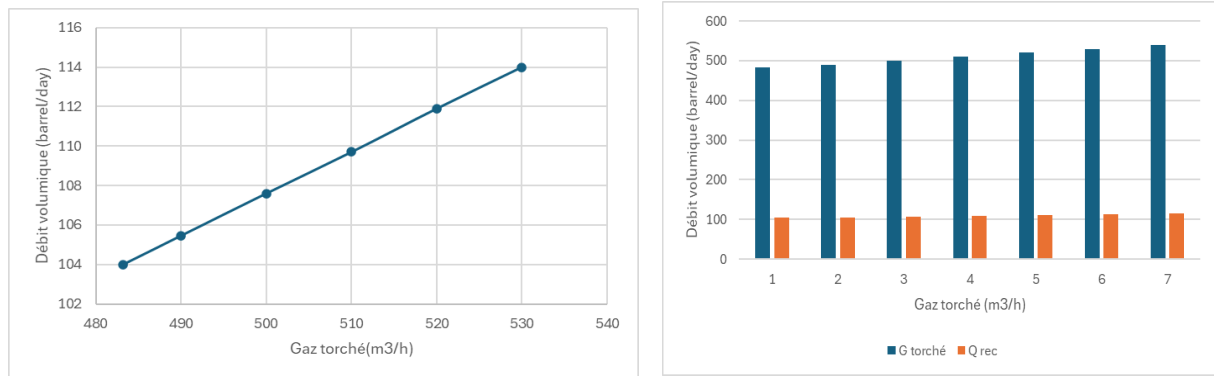


Figure 4-3 Effet de gaz torché.

2.2. Discussion des résultats

➤ Analyse des données et résultats

L'analyse des données révèle une corrélation linéaire positive : l'augmentation du débit de gaz torché, (de 483,2 à 540 m³/h), s'accompagne d'une augmentation substantielle et proportionnelle du débit de condensats récupéré (variant de 104 à 116,2 barrel/day). Ceci indique une relation directe où une légère hausse du gaz torché est associée à une augmentation notable de la récupération de condensats.

➤ Influence du Débit d'Entrée sur l'Équilibre des Phases

Le débit d'entrée dans un séparateur influence directement le temps de résidence, c'est-à-dire le temps que le mélange gaz-liquide passe dans le séparateur. Inversement, un temps raisonnablement long permet une bonne séparation. Mais un temps trop long n'est pas forcément mieux : il peut ralentir l'écoulement ou provoquer d'autres effets indésirables. Il faut donc un temps optimal, ni trop court, ni trop long, pour une séparation efficace.

➤ Effets Hydrodynamiques

L'augmentation du débit gazeux modifie le régime d'écoulement à l'intérieur du séparateur. Ces changements peuvent améliorer la séparation si :

Ils augmentent le contact entre gaz et liquide, ils favorisent la coalescence, c'est-à-dire le regroupement des gouttelettes de liquide en grosses gouttes plus faciles à séparer

Ainsi, même si le temps de résidence diminue, la séparation peut s'améliorer grâce à des effets hydrodynamiques favorables, tant que le débit reste dans les limites de conception du séparateur.

➤ Cinétique de Séparation

La séparation n'est pas instantanée. Elle dépend de mécanismes comme la gravité, la centrifugation, ou la diffusion. Lorsque le débit augmente. Cela peut entraîner une hausse de la récupération nette, même si une petite quantité supplémentaire est torchée

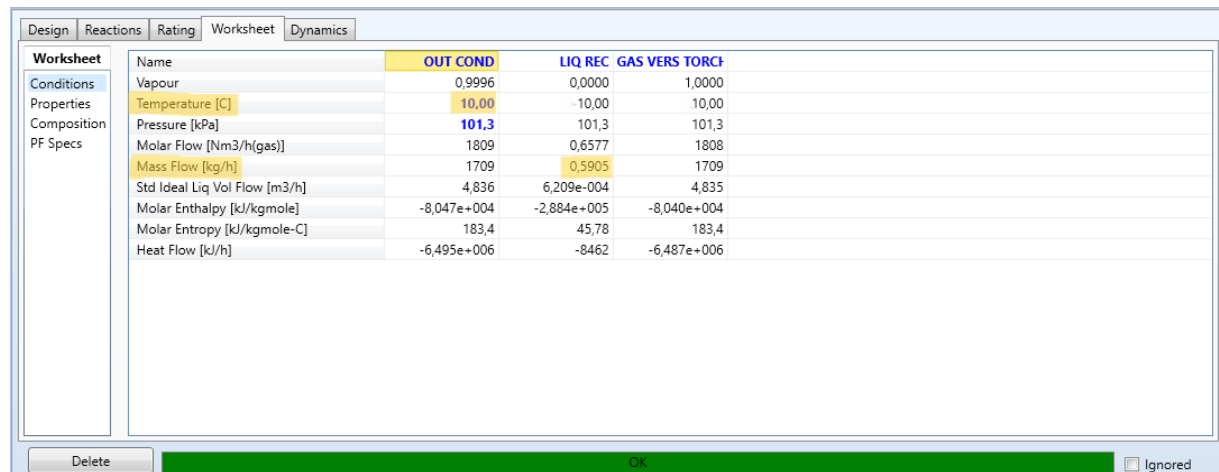
Chapitre 4. Résultats et discussion.

➤ En résumé

L'augmentation du débit réduit le temps de résidence, ce qui pourrait théoriquement réduire l'efficacité de séparation. Toutefois, grâce à des effets hydrodynamiques favorables et une bonne conception du séparateur, la récupération peut augmenter malgré tout, comme le montrent les données. Cela indique que le système opère dans une zone stable et efficace, où la légère hausse du gaz torché reste largement compensée par l'augmentation du gaz récupéré.

3. Comparaison entre les 2 cas déclenchement et pas de déclenchement.

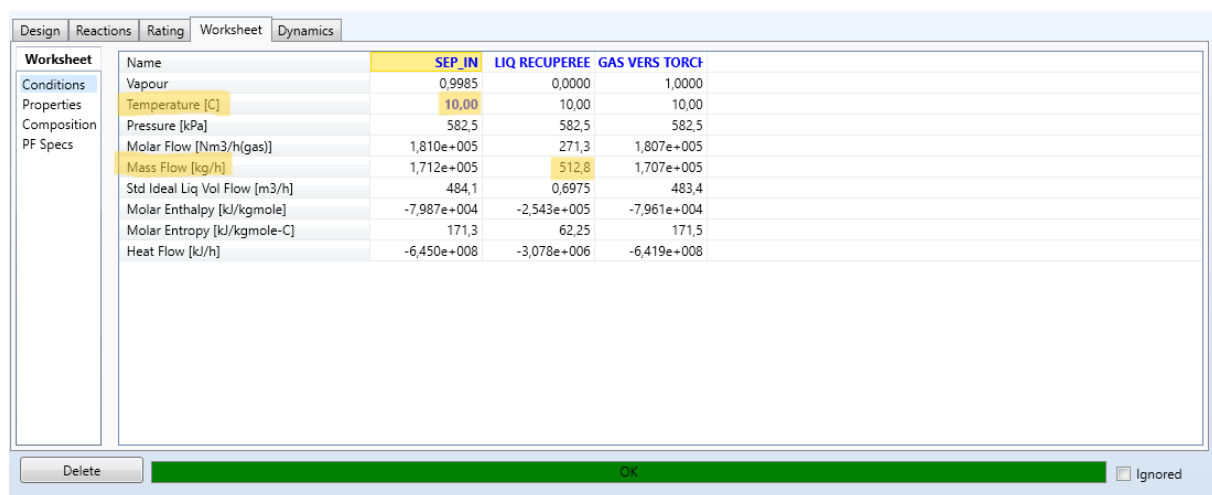
➤ 1^{ère} cas : Pas de déclenchement



Name	OUT COND	LIQ REC	GAS VERS TORCH
Vapour	0,9996	0,0000	1,0000
Temperature [C]	10,00	10,00	10,00
Pressure [kPa]	101,3	101,3	101,3
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	1809	0,6577	1808
Mass Flow [kg/h]	1709	0,5905	1709
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	4,836	6,209e-004	4,835
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,047e+004	-2,884e+005	-8,040e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	183,4	45,78	183,4
Heat Flow [kJ/h]	-6,495e+006	-8462	-6,487e+006

Figure 4-4 Débit de liquide récupérée dans le cas de pas de déclenchement.

➤ 2^{ème} cas : Déclenchement



Name	SEP_IN	LIQ RECUPEREE	GAS VERS TORCH
Vapour	0,9985	0,0000	1,0000
Temperature [C]	10,00	10,00	10,00
Pressure [kPa]	582,5	582,5	582,5
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	1,810e+005	271,3	1,807e+005
Mass Flow [kg/h]	1,712e+005	512,8	1,707e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	484,1	0,6975	483,4
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,987e+004	-2,543e+005	-7,961e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	171,3	62,25	171,5
Heat Flow [kJ/h]	-6,450e+008	-3,078e+006	-6,419e+008

Figure 4-5 Débit de liquide récupérée dans le cas de déclenchement.

Tableau 4-3 Le débit de condensat récupérée dans les deux cas.

Cas	Pas déclenchement	Déclenchement
Débit récupérée (Kg/h)	0.5905	512.8

3.1. Discussion des résultats

Vos simulations mettent en évidence une différence significative dans la récupération des condensats en fonction de l'état de fonctionnement de l'unité de compression (unité 30) :

➤ Pas de Déclenchement de l'Unité de Compression (Unité 30)

Nous avons observé une récupération de condensats relativement faible, de l'ordre de (0,5905 Kg/h). Cette récupération se produit dans des conditions spécifiques :

1. Pression élevée dans les ballons : Une pression élevée tend généralement à réduire la condensation des hydrocarbures plus lourds.
2. Niveau d'eau élevé dans le ballon 20B03 : Un niveau d'eau élevé peut réduire le volume disponible pour la séparation gaz-liquide, entravant potentiellement la collecte des condensats.
3. Déclenchement du four 20F01 : Un arrêt du four perturbe probablement le fonctionnement global de l'usine et pourrait entraîner des conditions instables affectant l'efficacité de la séparation.
4. Vannes PCV des installations fuyardes : Des fuites dans les vannes de régulation de pression (PCV) peuvent provoquer des fluctuations de pression et une perte d'hydrocarbures précieux, y compris les condensats.

➤ Cas de déclenchement

Dans ce cas, nous avons observé une récupération importante de condensats, atteignant (512.8 Kg/h). Cette récupération élevée se produit lorsque la totalité du gaz est dirigée vers la torche, indiquant un arrêt complet de l'unité 30 ou de l'unité GPL est en arrêt. Bien que cela élimine les fumées noires de la torche, cela se fait au prix de la perte d'une quantité significative de condensats valorisables. Le fait que tout le gaz soit envoyé à la torche signifie qu'il n'y a plus de traitement ou de séparation pour récupérer les liquides.

4. Taux de récupération

L'analyse du torchage du gaz permet d'évaluer les pertes énergétiques et l'efficacité des procédés de récupération des liquides. En mesurant les débits de gaz torché et de liquide récupéré, il est possible de déterminer le taux de récupération, un indicateur clé pour optimiser les performances industrielles et minimiser les impacts environnementaux.

Débit de gaz torché est : 1.712×10^5 Kg/h

Débit de liquide récupéré est : 512.8 Kg/h

$$\text{Taux de récupération} = \frac{512.8}{1.712 \times 10^5} \times 100 = 29 \%$$

Chapitre 4. Résultats et discussion.

5. Dimensionnement

5.1 Résultats obtenus

Tableau 4-4 Résultats de calcul de ballon.

GRANDEURS	BALLON CALCULEE
DIAMETRE (m)	2.84
LONGUEUR (m)	7.1
TEMPS DE SURGE (min)	20
TEMPS DE SEPARATION (s)	8.3

5.2 Discussion des résultats

➤ Diamètre (2.84 m) et longueur (7.1 m)

Le diamètre et la longueur d'un séparateur biphasique influencent son volume total et son efficacité de séparation. Un diamètre de 2,84 m combiné à une longueur de 7,1 m donne un volume considérable, permettant une bonne capacité de rétention. Un grand diamètre favorise une meilleure séparation gravitaire des phases gaz et liquide en réduisant la vitesse ascensionnelle du gaz, ce qui permet aux gouttelettes liquides de se déposer.

➤ Temps de surge (20 min)

Le temps de surge correspond à la capacité du séparateur à gérer des variations de débit soudaines sans affecter l'efficacité de séparation. Un temps de surge de 20 minutes est relativement élevé, ce qui indique une bonne tolérance aux fluctuations du débit d'entrée. Cela évite la formation excessive de mousse et permet un écoulement stable.

➤ Temps de séparation (8.3 s)

Le temps de séparation est un paramètre clé pour s'assurer que le gaz et le liquide disposent d'un délai suffisant pour se séparer avant d'atteindre la sortie du séparateur. Un temps de 8,3 secondes est relativement long, ce qui indique que le séparateur offre un temps de séjour confortable pour une séparation efficace, même à des débits élevés. Cette durée prolongée permet de réduire la dépendance à l'efficacité des éléments internes, bien que ceux-ci restent importants pour optimiser la performance globale.

En résumé, ce séparateur biphasique paraît bien dimensionné pour gérer des débits variables grâce à son grand volume et à son temps de surge élevé. Avec un temps de séparation de 8,3 secondes, il bénéficie d'une marge importante pour assurer une séparation optimale entre phases, garantissant ainsi une meilleure qualité de séparation.

Chapitre 4. Résultats et discussion.

6. Coté économique

Tableau 4-5 Analyse économique de la récupération des condensats.

Débit du liquide récupérée (barrel/jrs)	Durée de déclenchement	Cout de barrel du condensat (\$)	Cout de séparateur (\$)
105.3	10 jrs/année	65.5	29412

1 jrs \Rightarrow 105.3 barrel

10 jrs \Rightarrow 1053 barrel

Gain:

$1053 \times 65.5 = 68971.5$ \$

Interprétation

La récupération des condensats représente une opportunité économique significative, avec une valeur générée de 68971.5 \$. Ce montant illustre clairement la rentabilité du système mis en place pour cette récupération. De plus, cette valeur pourrait potentiellement contribuer à couvrir rapidement le coût d'investissement du séparateur, soulignant ainsi l'efficacité financière de l'opération.

7. Coté environnementale

7.1.1. Diminution de la pollution de l'air

- Réduction des émissions de gaz à effet de serre (GES) : En optimisant la collecte des condensats liquides avant leur torchage, on diminue le volume de gaz torché, qui sont de puissants gaz à effet de serre. Cela restreint le réchauffement climatique associé à ces émissions fugitives.
- Réduction des fumées noires et des particules fines : Le torchage génère fréquemment des fumées noires issues d'une combustion incomplète. En collectant plus de condensats, on réduit la quantité de gaz combustibles, diminuant ainsi la production de ces particules polluantes nuisibles à la santé humaine et à la pureté de l'air.

7.1.2. Préservation de la biodiversité et la santé humaine

- Diminution de l'exposition aux polluants toxiques : En minimisant les émissions atmosphériques et les déversements accidentels, on préserve la faune, la flore et les communautés humaines.
- Prévention des pollutions accidentelles : Une meilleure récupération diminue la probabilité de fuites accidentelles de condensats, susceptibles d'entraîner des marées noires et des impacts écologiques significatifs.

7.1.3. Paiement sur le torchage chez Sonatrach

Conformément à la législation algérienne, Sonatrach paie une taxe importante sur le torchage des gaz, ce qui l'encourage à améliorer la récupération des condensats et gaz liés. Cette approche s'intègre à une stratégie d'ensemble destinée à diminuer la pollution, optimiser la rentabilité et atteindre les buts environnementaux du pays.

En résumé, l'optimisation de la récupération des condensats avant torchage est une mesure environnementale clé pour réduire les émissions de gaz à effet de serre, limiter la pollution atmosphérique et aquatique, protéger la biodiversité et la santé humaine.

Chapitre 4. Résultats et discussion.

Conclusion

L'analyse des résultats obtenus met en évidence l'influence déterminante de plusieurs paramètres sur la performance de récupération des condensats. Il a été démontré que la température joue un rôle inversement proportionnel dans ce processus : plus la température diminue, plus le débit de condensats récupéré augmente, traduisant une meilleure condensation et, par conséquent, une récupération plus efficace.

En parallèle, l'effet du gaz torché révèle une relation directe : l'augmentation du débit de gaz torché s'accompagne d'une hausse du débit de liquide récupéré, ce qui montre que le système permet de valoriser une partie des hydrocarbures qui, autrement, seraient perdus dans le torchage.

La comparaison entre les deux cas avec et sans déclenchement de l'unité 30 a montré une amélioration significative des débits dans le cas de déclenchement.

La phase de dimensionnement du séparateur a permis de définir des paramètres techniques optimaux : un diamètre de 2.84 m, une longueur de 7.1 m, un temps de résidence de 20 minutes et un temps de séparation de 8.3 secondes. Ces caractéristiques garantissent une efficacité de séparation conforme aux exigences opérationnelles.

Sur le plan économique, les résultats obtenus permettent de réaliser des économies substantielles en valorisant des volumes auparavant gaspillés, ce qui se traduit par une réduction des coûts d'exploitation. Enfin, l'aspect environnemental n'est pas en reste : la réduction du torchage contribue à diminuer la pollution de l'air, à préserver la biodiversité et à limiter les pénalités environnementales encourues, notamment par Sonatrach.

Conclusion générale.

Conclusion générale

L'industrie pétrolière est confrontée à un défi majeur : concilier la rentabilité économique avec la nécessité de réduire son empreinte carbone. La conservation d'énergie, autrefois considérée comme une mesure secondaire, est désormais une priorité incontournable. Dans ce cadre, l'optimisation de la gestion des condensats au sein du champs ONR s'est révélée être une démarche innovante, visant à maximiser la récupération du gaz torchés tout en minimisant les coûts et les émissions de gaz à effet de serre.

Le torchage, qui consiste à brûler le gaz naturel excédentaire lors des opérations pour la production du pétrole et du gaz, est une procédure couramment utilisée mais aux conséquences multiples. D'une part, elle entraîne un gaspillage considérable d'une ressource énergétique précieuse, et d'autre part, elle est responsable de l'émission massive de dioxyde de carbone (CO₂), un des principaux gaz à effet de serre contribuant au réchauffement climatique.

Face à cette problématique, l'objectif de ce projet a été d'étudier et de mettre en place une solution permettant de récupérer une partie des gaz torchés afin de les récupérer dans le cycle de production sous forme de condensats liquides. Cette approche permet non seulement d'améliorer le rendement énergétique de l'installation, mais aussi de réduire significativement son empreinte environnementale.

L'utilisation du logiciel de simulation Aspen HYSYS a été essentielle pour analyser et valider nos hypothèses. En ajustant la température et le volume de gaz torché, nous avons pu démontrer qu'une optimisation à 10°C permettait une récupération substantielle de 105.3 bbl/day de condensats.

Le séparateur que nous avons utilisé, d'un diamètre de 2.84 m et d'une longueur de 7.1 m, offre un volume important favorisant une bonne capacité de rétention et une séparation gravitaire efficace. Son temps de surge de 20 minutes témoigne d'une excellente tolérance aux variations de débit, assurant un écoulement stable. Avec un temps de séparation de 8.3s, le séparateur bénéficie d'une durée suffisante pour permettre une séparation optimale des phases gaz et liquide, réduisant ainsi la dépendance à l'efficacité des éléments internes, bien que ceux-ci restent importants pour maximiser la performance.

Ces résultats confirment que la maîtrise des paramètres thermodynamiques du procédé peut influencer positivement la récupération des condensats et ainsi limiter le gaspillage énergétique. Outre l'aspect technique, ces améliorations offrent une perspective économique intéressante, permettant une réduction des coûts d'exploitation et une meilleure valorisation des ressources naturelles.

L'approche développée dans ce projet présente un double avantage :

Économique : La récupération des condensats permet une diminution des pertes énergétiques et une amélioration du rendement des installations, contribuant ainsi à une baisse des coûts de production.

Environnemental : En limitant la quantité de gaz torché, cette solution réduit considérablement les émissions de CO₂ et contribue à atténuer l'impact écologique des opérations d'extraction.

En conclusion, la séparation et la récupération des gaz au sein des mélanges complexes se confirment comme des stratégies performantes et durables.

Conclusion générale.

Ce projet illustre parfaitement comment l'innovation technologique et une meilleure gestion des ressources peuvent transformer une problématique énergétique en une opportunité à la fois économique et écologique. À travers ces avancées, l'industrie pétrolière peut espérer évoluer vers des pratiques plus durables, tout en garantissant un rendement optimal pour ses opérations.

Références

- [1] Méritet, S. (2010). Panorama des marchés du gaz naturel en 2010. Centre de recherches internationales (CERI), Sciences Po.
- [2] Smith, J., & Dupont, L. (2023). The environmental and economic impacts of natural gas flaring: Challenges and solutions. *Journal of Energy and Environmental Science*, 15(4), 234-250.
- [3] Siali, Z., & Aleiat, A. L'activation des réservoirs pétrolier par injection des gaz associée après la réduction des gaz torché (Thèse de doctorat).
- [4] Meddour, A., & Rehaïem, A. Récupération des gaz torchés au niveau de champ ROM (Rhourde Ouled Messaoud) (Thèse de doctorat).
- [5] Sonatrach. (2017). Rapport annuel 2017.
- [6] ONR. Manuel opératoire de l'unité 20 des gaz associés.
- [7] ONR. (1996). Manuel opératoire de l'unité d'extraction du GPL des gaz associés.
- [8] Ministère de l'Énergie, des Mines et des Énergies Renouvelables. (2024). Site officiel.
- [9] Sonatrach. (2024). Rapport annuel 2024.
- [10] Mokhatab, S., Poe, W. A., & Mak, J. Y. (2015). Condensate production and processing. In *Handbook of natural gas transmission and processing* (3rd ed., Chap. 7). Gulf Professional Publishing.
- [11] Banque Mondiale. (n.d.). Données sur la pollution et la nécessité de technologies alternatives.
- [12] Hoffmann, A. C., & Stein, L. E. (2021). *Gas cyclones and swirl tubes: Principles, design, and operation* (3rd ed.). Springer.
- [13] Wang, J., et al. (2020). Advanced coalescence technologies for oil-gas separation: A review. *Chemical Engineering Journal*, 391, 123456.
- [14] Kumar, S., et al. (2021). Cryogenic processing of natural gas: Innovations in condensate recovery. *Energy & Fuels*, 35(12), 9876–9890.
- [15] Baker, R. W., & Lokhandwala, K. (2019). Natural gas processing with membranes and cryogenic systems. *Journal of Membrane Science*, 589, 117263.
- [16] Khalil pour, R., et al. (2022). Hybrid membrane-cryogenic systems for hydrocarbon recovery: A techno-economic analysis. *Separation and Purification Technology*, 285, 120345.
- [17] Sanders, D. F., et al. (2020). Nanostructured membranes for gas separation in harsh environments. *Nature Materials*, 19(5), 443–458.
- [18] Smith, R., et al. (2021). Advanced thermodynamic modeling of multiphase flash processes using PR and SRK equations of state. *Computers & Chemical Engineering*, 152, 107366.
- [19] Biegler, L. T. (2020). *Nonlinear programming: Concepts, algorithms, and applications to chemical processes*. SIAM.

Références

- [20] Lee, J. H., & Rangaiah, G. P. (2021). Machine learning for chemical process optimization: Applications in oil & gas. *AIChE Journal*, 67(8), e17281.
- [21] Forbes, J. F., & Patwardhan, R. S. (2020). Real-time optimization using neural networks in gas processing plants. *Journal of Process Control*, 91, 12–24.
- [22] Jakobsen, H. A. (2019). *Chemical reactor modeling: Multiphase reactive flows* (2nd ed.). Springer.
- [23] Redjeb, Y. (2022/2023). Modèles thermodynamiques du logiciel Aspen HYSYS [PDF]. Université d'El Oued.
- [24] Peng, D.-Y., & Robinson, D. B. (1976). A new two-constant equation of state. *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, 15(1), 59-64.
- [25] Walas, S. M. (2012). *Chemical process equipment: Selection and design* (3rd ed.). Amsterdam: BH, Butterworth-Heinemann, an imprint of Elsevier.
- [26] Svrcek, W. Y., & Monnery, W. O. (1993). Design two-phase separators within the right limits: Here is a proven, step-by-step method [PDF]. *Chemical Engineering Progress*.
- [27] Svrcek, W. Y., & Monnery, W. D. (1993). Design two-phase separators within the right limits. *Chemical Engineering Progress*, 89(10), 53–60.

Annexe

Tableau 1 Composition molaire de l'huile.

Constituants	% MOLLAIRE	Constituants	% MOLLAIRE
Azote	0,052	Tétradécanes	3,710
Dioxyde de carbone	0,028	Pentadécanes	3,006
Méthane	4,912	Hexadécanes	2,538
Ethane	2,595	Heptadécanes	2,224
Propane	2,602	Octadécanes	2,073
Isobutane	0,823	Nonadécanes	1,816
n-Butane	2,344	Icosanes	1,470
Isopentane	1,426	Heneicosanes	1,307
n-Pentane	2,658	Docosanes	1,160
Hexanes	5,064	Tricosanes	1,028
Heptanes	8,186	Tetracosanes	0,935
Octanes	9,343	Pentacosanes	0,824
Nonanes	8,175	Hexacosanes	0,728
Décanes	7,059	Heptacosanes	0,635
Undécanes	5,845	Octacosanes	0,575
Dodécanes	4,931	Nonacosanes	0,511
Tridécanes	4,517	Triacotanes	0,491

Tableau 2 Composition molaire de gaz

Constituants	% MOLLAIRE
Azote	2,555
Dioxyde de carbone	0,23
Méthane	74,96
Ethane	10,285
Propane	3,537

Annexe

Isobutane	0,541
n-Butane	1,128
néo-Pentane	0,005
Isopentane	0,21
n-Pentane	2,834
Hexanes	2,039
Heptanes	0,813
Benzène	0,388
Octanes	0,33
Toluène	0,008
Nonanes	0,081
Décanes	0,036
Undécanes	0,02
Dodécanes	0,000

Tableau 3 Liste des paramètres des séparateurs.

EQUIPEMENTS	T(°C)	P(bar)	Q(m³/h)
20B01	29.1	12.5	2768
20B02	30	19	6337
20B03	50	4	752.6
20B04	44.5	1.4	709.3
V1503	28.8	12.8	3756

Tableau 4 paramètres de four.

EQUIPEMENT	T_{entrée}(°C)	T_{sortie}(°C)	P(bar)	Q(m³/h)
20F01	26	50	4	753

Tableau 5 paramètres de pipe.

EQUIPEMENT	T(°C)		P(bar)	Q(m³/h)	D(mm)	
Pipe	T_{entrée}	T_{sortie}	1	1.15×10⁴	D_i	D_e
	20	10			800	850

Tableau 6 paramètres de compresseur.

EQUIPEMENT	T(°C)		P(bar)		Q(m³/h)
Compresseur	T_{entrée}	T_{sortie}	P_{entrée}	P_{sortie}	1.158×10⁴
	10	160	1	6.3	

Tableau 7 paramètres de condenseur.

EQUIPEMENT	T(°C)		P(bar)		Q(m³/h)
Condenseur	T_{entrée}	T_{sortie}	P_{entrée}	P_{sortie}	1.158×10⁴
	160	10	6.3	5.8	

Annexe

Débit d'huile, gaz et l'eau des puits ONR :

Puits	Date	Dose /64	WHP (bar)	FLP (bar)	Q huile (m3/h)	Densité	Q huile (T/h)	Q huile (m3/j)	Q huile (T/j)	Q gaz (m3/h)	Q gaz (m3/j)	Q eau (m3/h)	GOR	Wcut %
ATK-20	3/5/2024	30	46.08	24.64	1.733	0.772	1.338	41.58	31.11	2520	80480	0.00	1454	0%
ATK-21	3/6/2024	30	56.88	24.07	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1866	44784	0.00	#DIV/0!	100%
ATK-23	3/6/2024	25	52.46	24.38	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	2533	60793	0.00	#DIV/0!	100%
ATK-23	3/10/2024	30	62.4	24.2	0.080	0.715	0.059	1.92	1.42	3113	74712	0.00	38913	0%
ATK-23	3/10/2024	30	51.5	24.5	0.240	0.713	0.173	5.76	4.15	3711	89054	0.00	15463	0%
OG8-3	3/8/2024	20	77.6	29.3	6.070	0.797	4.838	145.68	116.11	435	10200	0.00	20	0%
OG8-3	3/8/2024	15	79.5	27.1	3.440	0.795	2.738	87.56	65.71	201	4824	0.00	58	0%
OG8-3	3/8/2024	20	99.16	25.29	7.064	0.805	5.686	169.54	136.46	831	19944	0.00	118	0%
OG8-1	3/8/2024	25	96.05	28.1	10.686	0.803	8.581	256.46	205.94	1385	31760	0.00	2713	0%
OH8-1	3/10/2024	25	101.98	32.02	1.677	0.803	1.234	40.25	29.62	4549	109126	0.00	2807	0%
OH8-1	3/10/2024	20	130.99	30.57	1.435	0.803	1.056	34.44	25.34	3741	89784	0.00	2807	0%
SL8-1	3/11/2024	25	129.13	28.88	4.262	0.803	3.448	102.29	82.75	810	19440	8.00	190	65%
SL8-1	3/11/2024	20	117.13	28.52	2.879	0.807	2.333	69.10	55.75	728	17472	4.37	253	62%
ONC-1	3/12/2024	17	161.87	27.22	7.383	0.803	5.943	177.19	142.63	1402	33648	0.00	190	0%
ONC-1	3/12/2024	20	161.41	27.32	9.325	0.800	7.460	223.80	179.04	1814	43536	0.00	195	0%
ONC-4	3/11/2024	20	236.94	31.99	1.793	0.751	1.348	43.63	32.30	2085	50640	0.00	1183	0%
ONC-4	3/11/2024	25	239.76	33.3	3.849	0.749	2.883	92.38	69.19	5417	130488	0.00	1413	0%
SM2-5	3/14/2024	15	107.22	35.21	2.885	0.807	2.328	69.24	55.87	270	6480	1.74	94	38%
SM2-5	3/14/2024	20	109	38.35	4.429	0.803	3.565	106.30	85.56	671	16104	3.09	152	32%
SM2-9	3/15/2024	20	82.54	35.45	2.191	0.800	1.753	52.58	42.07	300	7200	3.61	180	62%
SM2-9	3/15/2024	15	86.81	34.6	1.921	0.798	1.533	46.10	36.79	293	7032	3.20	153	53%
SM2-4	3/16/2024	20	74.85	32.82	3.687	0.794	2.928	88.49	70.27	1008	24144	0.00	273	0%
SM2-4	3/16/2024	15	102.44	38.35	2.967	0.796	2.362	71.21	56.99	768	18384	0.00	258	0%
OH8-1	3/17/2024	30	214.23	34.76	2.101	0.741	1.557	50.42	37.97	6799	163728	0.00	3236	0%

Puits	Date	Dose /64	WHP (bar)	FLP (bar)	Q huile (m3/h)	Densité	Q huile (T/h)	Q huile (m3/j)	Q huile (T/j)	Q gaz (m3/h)	Q gaz (m3/j)	Q eau (m3/h)	GOR	Wcut %
OG8-3	12/29/2023	15	94.9	24.2	3.134	0.801	2.510	75.22	60.25	19	456	0.00	6	0%
OG8-3	1/1/2024	20	91.4	27	4.122	0.805	3.318	98.93	79.64	35	856	0.00	9	0%
MIR-1	1/7/2024	20	210	51.3	3.554	0.747	2.655	80.30	63.72	6366	153784	0.00	1791	0%
MIR-1	1/8/2024	25	196.5	62.4	4.783	0.748	3.585	115.03	86.04	8186	201504	0.00	1752	0%
MIR-2	1/7/2024	25	209.5	37.9	4.833	0.743	4.334	139.99	104.01	9226	221424	0.26	1582	3%
MIR-2	1/5/2024	20	215.4	36.5	3.909	0.745	2.912	93.82	69.89	6040	144960	0.12	1545	3%
MIR-3	1/5/2024	20	204.9	31.4	3.200	0.748	2.394	76.80	57.45	6407	153768	0.00	2002	0%
MIR-3	2/5/2024	24	194	32.5	3.900	0.747	2.913	93.60	69.92	8517	204408	0.00	2184	0%
MIR-3	1/6/2024	16	214.6	32.6	2.190	0.743	1.627	53.56	39.95	3553	85372	0.00	1622	0%
MIR-4	1/10/2024	20	242.1	31.7	3.151	0.741	2.335	70.62	56.04	7329	175896	0.00	2216	0%
MIR-4	1/15/2024	20	228.8	32.9	3.970	0.740	2.994	89.88	69.86	7290	175008	0.00	2164	0%
MIR-4	1/13/2024	24	222.8	30.3	4.513	0.736	3.311	109.77	85.23	10775	260000	0.00	2179	0%
MIR-2	1/15/2024	25	102.9	39.4	1.295	0.753	0.968	30.84	23.72	4738	113736	0.02	3688	5%
MIR-2	1/15/2024	20	123.7	39.3	1.399	0.735	1.021	33.24	24.50	3973	95322	0.00	2960	0%
OG8-3	1/16/2024	15	88.6	22.75	3.746	0.801	3.016	88.66	72.82	922	22328	0.00	260	0%
OH8-1	1/17/2024	20	139.2	15.2	3.439	0.823	2.868	87.54	68.83	1171	28104	7.50	341	69%
OH8-17	1/18/2024	15	188.5	15.81	3.889	0.793	3.107	93.24	74.57	2600	62400	1.27	669	31%
ONC-4	2/3/2024	25	193.5	39.3	10.510	0.794	8.343	252.19	200.24	5928	140496	0.46	569	4%
ONC-4	2/3/2024	20	199.8	34.5	7.790	0.794	6.167	187.04	148.41	4350	104400	0.26	558	3%
ONC-2	2/20/2024	25	183.2	31.6	10.310	0.810	8.349	247.38	200.38	2595	62283	0.00	252	0%
ONC-2	2/20/2024	20	183.7	31.5	9.400	0.810	7.656	225.59	186.94	2161	51883	0.00	230	0%
ONC-6	2/21/2024	25	209.3	31.3	10.400	0.787	8.188	249.69	196.50	7144	171464	0.00	687	0%
ONC-6	2/21/2024	20	214.9	30.3	7.400	0.787	5.822	177.56	139.74	5335	128444	0.00	711	0%
ONC-9	2/22/2024	15	175.1	32.1	3.780	0.789	2.991	90.99	71.79	2123	50960	0.18	560	5%

Puits	Date	Dose /64	WHP (bar)	FLP (bar)	Q huile (m3/h)	Densité	Q huile (T/h)	Q huile (m3/j)	Q huile (T/j)	Q gaz (m3/h)	Q gaz (m3/j)	Q eau (m3/h)	GOR	Wcut %
CEN-3	2/22/2024	20	169.5	34.5	5.570	0.789	4.397	133.74	105.52	3599	86368	0.35	646	4%
CEN-1	2/23/2024	30	187.7	32.6	13.770	0.788	10.847	330.37	260.33	9554	229296	0.00	694	0%
CEN-1	2/23/2024	25	200.7	30.7	10.090	0.788	7.953	242.22	190.87	6880	165121	0.00	682	0%
CEN-1	2/23/2024	20	208.6	29.1	6.710	0.788	5.291	161.15	126.99	4836	116075	0.00	721	0%
CEN-5	2/24/2024	25	181.5	39	14.740	0.807	11.897	353.81	285.52	4189	100535	0.24	284	2%
CEN-5	2/24/2024	20	186.1	31.8	9.860	0.807	7.957	236.63	190.96	2631	63134	0.16	267	2%
CEN-3	2/25/2024	15	71.1	35.7	1.860	0.783	1.453	44.55	34.88	537	12882	0.24	289	11%
CEN-3	2/25/2024	20	50.6	35.2	1.750	0.783	1.370	41.98	32.87	580	13911	0.32	331	15%
CEN-1	2/26/2024	20	188.8	36.9	6.220	0.785	4.884	149.33	117.22	2593	62231	1.90	417	23%
CEN-1	2/26/2024	15	189	35.8	4.700	0.785	3.681	112.82	88.34	1567	37617	0.16	333	3%
ATK-18	2/7/2024	25	90.1	24.9	2.780	0.807	2.238	54.67	44.12	447	10736	3.65	196	62%
ATK-18	2/7/2024	20	91.2	25.2	2.320	0.807	1.860	55.62	44.78	442	10619	3.72	191	62%
ATK-6	2/29/2024	25	36.5	21	0.630	0.793	0.499	15.10	11.97	1364	32745	0.02	2165	3%
ATK-6	2/29/2024	20	35	26.6	0.023	0.789	0.018	0.55	0.43	3290	79249	0.00	141739	0%
ATK-7	3/1/2024	15	37.5	27.47	0.054	0.799	0.039	1.10	0.86	4232	101468	0.00	92069	0%
ATK-7	3/1/2024	25	41.5	27.34	0.176	0.699	0.123	4.22	2.95	978	23472	0.01	1557	6%
ATK-10	3/2/2024	25	49.52	24.25	0.054	0.711	0.038	1.30	0.91	2416	57984	0.00	44741	0%
ATK-10	3/2/2024	30	45.99	25.59	0.148	0.709	0.105	3.55	2.52	3300	79680	0.00	22432	0%
ATK-11	3/3/2024	25	58.59	24.5	0.452	0.759	0.343	10.85	8.23	3221	77304	0.00	2124	0%
ATK-11	3/3/2024	30	57.83	24.54	0.764	0.757	0.578	18.34	13.87	3948	94752	0.00	5168	0%
ATK-14	3/4/2024	25	50.87	23.12	0.040	0.762	0.031	0.96	0.74	2210	53040	0.00	55350	0%
ATK-14	3/4/2024	30	48.11	23.65	0.363	0.760	0.276	8.71	6.2	3208	76992	0.00	8837	0%
ATK-20	3/5/2024	25	51.48	24.63	1.223	0.774	0.947	29.35	22.73	1953	46872	0.00	1597	0%

Annexe

Fiche technique du séparateur 20B01

Equipement		20-B-01	
Masse	16300		kg
Volume	38,2		m ³
Température opératoire	37		°C
Température calcul	55		°C
Pression opératoire	13-15		Barg
Pression de calcul	17,5		Barg
Pression éprouve	25,4		
Hauteur équipement	1,2		m
Diamètre interne d'équipement	2,45		m
Longueur équipement	9,5		m
Type de sol		Skid métallique/Gypse	Gypse/béton/sable ou autre?
Ligne sortie gaz			
Diamètre de la ligne	20		Pouces
Débit du gaz	150108		kg/h
Densité	12,2100		kg/m ³
Composition	25		masse molaire moyenne ou fraction C1/C2/.../C12+?
Ligne sortie liquide			
Diamètre de la ligne	10		Pouces
Débit	154764		kg/h
Densité	684,03		kg/m ³
Composition	105,41		masse molaire moyenne ou fraction C1/C2/.../C12+?
Ligne alimentation			
Diamètre de la ligne	24		Pouces
Débit total	304872		kg/h
Densité	24,35		kg/m ³
Composition	40,78		masse molaire moyenne ou fraction C1/C2/.../C12+?
Rétention?			
Hauteur	/		m
Longueur	/		m
Largeur	/		m
Pompe de reprise présent	/		oui/non
Débit de la pompe de reprise	/		kg/hr
Matériau	/		
Plus grande connexion (ligne)	/		pouces

ESD automatique Oui / Nc oui ESDV2001A/B, ESDV2013
Type de détection pour déclenchement haut niveau, haute et basse pression

Déclenchement ESD par opérateur? oui
Quel détecteur déclenche l'alarme? LSH, PSH, PSL

NB: les paramètres de designe (CAS ÉTÉ)

Fiche technique du séparateur 20B02

Equipement		20-B-02	
Masse	38000		kg
Volume	52,7		m ³
Température opératoire	45		°C
Température calcul			
Pression opératoire	22-28		Barg
Pression de calcul	33		Barg
Pression éprouve	49,5		
Hauteur équipement	0,4		m
Diamètre interne d'équipement	1,5		m
Longueur équipement	9,08		m
Type de sol		gypse	Gypse/béton/sable ou autre?
Ligne sortie gaz			
Diamètre de la ligne	24		Pouces
Débit du gaz	252836		kg/h
Densité	14,82		kg/m ³
Composition	20,85		masse molaire moyenne ou fraction C1/C2/.../C12+?
Ligne sortie liquide			
Diamètre de la ligne	8		Pouces
Débit			kg/h
Densité			kg/m ³
Composition			masse molaire moyenne ou fraction C1/C2/.../C12+?
Ligne alimentation			
Diamètre de la ligne	24		Pouces
Débit total	252836		kg/h
Densité	19		kg/m ³
Composition	20,85		masse molaire moyenne ou fraction C1/C2/.../C12+?
Rétention?			
Hauteur	/		m
Longueur	/		m
Largeur	/		m
Pompe de reprise présent	/		oui/non
Débit de la pompe de reprise	/		kg/hr
Matériau	/		
Plus grande connexion (ligne)	/		pouces

ESD automatique Oui / No oui ESDV2002A/B, ESDV2014, MRV2005, 1103
Type de détection pour déclenchement E: haut niveau et haute pression

Déclenchement ESD par opérateur? oui
Quel détecteur déclenche l'alarme? LSH, PSH

NB: les paramètres de designe (CAS ÉTÉ)



Figure 01 : Champ Oued Noumer (unité 20/unité 30/unité GPL)



Figure 02 : Séparateurs 20B01/20B02/20B03/20B04



Figure 03 : Séparateurs V1503 et FWKO



Figure 04 : Four 20F01/20F02



Figure 05 : Unité 30 de compression



Figure 06 : Unité GPL



Figure 07 : Déthaniseure et débutaniseur



Figure 08 : Four de l'unité GPL



Figure 09 : La torche