



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem
كلية العلوم و التكنولوجيا

Faculté des Sciences et de la Technologie
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES

N° d'ordre : M2./IP/2019



MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option: Industrie pétrochimique

**Vérifi des performances de la colonne de débutaniseur T202 au niveau
du module 1 à Hassi R'mel**

Présenté par

- 1- BELHADJ Ismail
- 2- MEKORA Hadja Fatima Hanaa

Soutenu le 11/07/ 2019 devant le jury composé de :

Présidente :	Mme.DRIOUCH Aoutef	MCA	Université de Mostaganem
Examineur :	Mr.AGUEDAL Hakim	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	Mme.MAROUF Kheira	Professeure	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019



Remerciements

En premier lieu, nous tenons à remercier DIEU tout puissant, pour nous avoir donné la force d'accomplir ce travail.

Ce travail a été réalisé au niveau du module 1 de production du gaz naturel, GPL et condensat à Hassi R'mel

Nous adressons nos vifs remerciements à notre encadreur Madame K. MAROUF, Professeure à l'université de Mostaganem, d'avoir accepté de nous encadrer, qui s'est toujours montrée à l'écoute et très disponible, pour ses conseils judicieux et pour son suivi régulier pour mener à bien ce modeste travail

Nous remercions Madame A. BAGHDAD-DRIOUCH, Maitre de Conférences à l'université de Mostaganem, nous avoir fait l'honneur de présider le jury.

Il nous est agréable d'adresser nos remerciements à Monsieur H. AGUEDAL, Maitre de Conférence à l'université de Mostaganem d'avoir accepté d'examiner ce mémoire.

Nos remerciements vont également à Monsieur Y. BOUGUADOUM, chef service, au niveau du module 1 pour son aide précieuse, sa compréhension, sa patience et ses remarques fructueuse. Qu'il trouve ici l'expression de notre profonde gratitude..

Nos remerciements s'étendent également à l'ensemble de personnel du MPP1 qui nous a accueillis, conseillé et soutenus le long de notre stage.

Nous tenons, aussi, à remercier nos parents pour leur soutien aussi bien moral que financier et pour leur sacrifice.

Moi S. BELHADJ, j'adresse mes remerciements personnels à Monsieur M. BELLOUL, Maitre de Conférences à l'université de Mostaganem ; les plus grandes leçons ne sont pas tirées d'un livre mais d'un enseignant tel que vous. Merci d'avoir pris le temps de m'aider au cours de mon cursus et de m'avoir accompagné dans la maîtrise de mes connaissances

Sommaire

CHAPITRE I : CONSIDERATIONS THEORIQUES

I.INTRODUCTION GENERALE.....	1
I.1. INTRODUCTION	2
I.2. PRODUCTION MONDIALE DE GAZ NATUREL.....	2
I.3. LA CONSOMMATION MONDIALE DU GAZ NATUREL.....	3
I.4. UTILISATION DU GAZ NATUREL.....	4
I.5. LE GAZ NATUREL EN ALGERIE.....	5
I.5.2. PRESENTATION DE LA REGION DE HASSI R'MEL.....	6
I.6. TRAITEMENT DU GAZ NATUREL	8
I.7. THEORIE DE LA RECTIFICATION.....	14

Chapitre II : PARTIE EXPERIMENTALE

II.1. INTRODUCTION.....	16
II.2. BILAN DE MATIERE DE LA COLONNE T202.....	16
II.3. CALCUL DE LA PRESSION ET TEMPERATURE POUR LES DIFFERENTES ZONES.....	19
II.4. VOLATILITES RELATIVES.....	22
II.5. TAUX DE VAPORISATION.....	23
II.6. CALCUL DU REGIME MINIMAL.....	25
II.7. CALCUL DU NOMBRE DE PLATEAUX DANS LA COLONNE.....	27
II.8. CALCUL DES DIFFERENTS DEBITS DE REFLUX DE LA COLONNE.....	29
II.9. CALCUL DES MASSES VOLUMIQUES DU DISTILLAT ET DU RESIDU.....	30
II.10. DIMENSIONNEMENT DE LA COLONNE.....	32
II.11. DIMENSIONNEMENT DU BALLON DE REFLUX.....	35
II.12. COMPARAISON ENTRE LES PARAMETRES CALCULES ET CEUX DE DESIGN.....	39

II.13. PARTIESIMULATION.....	40
II.14. RECAPITULATIF DES RESULTATS.....	46
CONCLUSION GENERALE.....	46

Summary

Following the consequent drop in reservoir pressure, the composition of the charge tends towards a gradual and significant change with a decrease in the amount of condensate (richness) in the charge. This problem was addressed by the commissioning of a Boosting station in September 2004 to allow the installations to operate under good conditions according to the design. Nevertheless, these variations often lead to a destabilization of the fractionation section, which requires an optimization of the operating parameters and especially for the debutanizer, which is the most sensitive part of the train. The decrease in wealth implies the decrease in the debutanizer's feedstock, which induces a change in the debutanizer's operating parameters.

Résumé

Suite à la chute consécutive de la pression du gisement, la composition de la charge tend vers un changement graduel et significatif avec une diminution de la quantité de condensat (richesse) dans la charge. Ce problème a été pris en charge par la mise en service d'une station Boosting, en septembre 2004, pour permettre aux installations de fonctionner dans de bonnes conditions selon le design. Néanmoins, ces variations induisent souvent une déstabilisation de la section de fractionnement, ce qui nécessite une optimisation des paramètres d'exploitation et surtout pour le débutaniseur qui est la partie la plus sensible du train. La baisse de richesse implique la diminution de la charge d'alimentation du débutaniseur qui induit un changement des paramètres de fonctionnement du débutaniseur

ملخص
بسبب الانخفاض الكبير في ضغط الخزان ، يميل تكوين الشحنة إلى تغيير تدريجي وهام مع انخفاض في كمية المكثفات (الثراء) في الشحنة. تم دعم هذه المشكلة من خلال تشغيل محطة Boosting في سبتمبر 2004 ، للسماح للمنشآت بالعمل في ظروف جيدة وبقوة للتصميم. ومع ذلك ، غالبًا ما تؤدي هذه الاختلافات إلى زعزعة الاستقرار في قسم التكسير ، مما يتطلب تحسين معايير التشغيل وخاصة بالنسبة للواجهة الأولى التي تعتبر الجزء الأكثر حساسية في القطار. يعني فقدان الثراء انخفاضًا في خام التغذية المبدئي الذي يؤدي إلى حدوث تغيير في معالم تشغيل المبتدئ

Mots clés : la pression du gisement, Boosting, le design, une déstabilisation de la section de fractionnement, le débutaniseur, train, d'alimentation, les paramètres de fonctionnement.

NOMENCLATURE

GN :gaz naturel

GNL : gaz naturel liquéfié

Gpl : gaz de pétrole liquéfié

Kwh : kilowatt par hour

Mtep : million de tonnes équivalents pétrole par jour

TVR : Tension de vapeur rad

ρ_a : densité de l'air à $T_{moy} = 57,61 \text{ C}^\circ$

μ_{am} : viscosité dynamique de l'air à $T = 57,61 \text{ C}^\circ$

P_a : densité de l'air à la température initial

Δt : différence caractéristique de température

$\Delta P1$: Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du condenseur

$\Delta P2$: Pertes de charges dues aux résistances des plateaux

B_d : Résistance thermique de l'encrassement externe de la surface des tubes

C : Coefficient qui dépend du type de plateau, de la charge et de la distance entre eux

PC_1, PC_2 : sont les pouvoirs calorifiques moyens de l'air déterminés à la température d'entrée et de sortie respectivement, et à une pression constante (kcal/ kg).

PC_i : Pouvoir calorifique du constituant $\langle i \rangle$

D' : Débit molaire du distillat de la colonne T 202 (débutaniseur)

D_m : Débit massique du distillat définie

e^0 : Taux de vaporisation molaire de la charge.

e^0 : Taux de vaporisation molaire de la charge d'alimentation du débutaniseur.

G : Débit des vapeurs de GPL entrantes dans l'aérocondenseur E-211.

g^0 : Débit molaire de la phase liquide de la charge

G^0 : Débit molaire de la phase vapeur de la charge

G_a : Débit d'air nécessaire pour le refroidissement.

GCOM: Débit du gaz combustible

G_F : Débit massique du fuel gaz

G_R : Débit du reflux chaud (vapeur provenant du rebouilleur)

g_x : Débit du reflux froid

h_0 : Enthalpie de la phase liquide de la charge

h_1 : Hauteur du fond supérieur du débutaniseur

H_1 : Enthalpie des vapeurs de GPL à 64C.

Summary

Following the consequent drop in reservoir pressure, the composition of the charge tends towards a gradual and significant change with a decrease in the amount of condensate (richness) in the charge. This problem was addressed by the commissioning of a Boosting station in September 2004 to allow the installations to operate under good conditions according to the design. Nevertheless, these variations often lead to a destabilization of the fractionation section, which requires an optimization of the operating parameters and especially for the debutanizer, which is the most sensitive part of the train. The decrease in wealth implies the decrease in the debutanizer's feedstock, which induces a change in the debutanizer's operating parameters.

Résumé

Suite à la chute consécutive de la pression du gisement, la composition de la charge tend vers un changement graduel et significatif avec une diminution de la quantité de condensat (richesse) dans la charge. Ce problème a été pris en charge par la mise en service d'une station Boosting, en septembre 2004, pour permettre aux installations de fonctionner dans de bonnes conditions selon le design. Néanmoins, ces variations induisent souvent une déstabilisation de la section de fractionnement, ce qui nécessite une optimisation des paramètres d'exploitation et surtout pour le débutaniseur qui est la partie la plus sensible du train. La baisse de richesse implique la diminution de la charge d'alimentation du débutaniseur qui induit un changement des paramètres de fonctionnement du débutaniseur

ملخص
بسبب الانخفاض الكبير في ضغط الخزان ، يميل تكوين الشحنة إلى تغيير تدريجي وهام مع انخفاض في كمية المكثفات (الثراء) في الشحنة. تم دعم هذه المشكلة من خلال تشغيل محطة Boosting في سبتمبر 2004 ، للسماح للمنشآت بالعمل في ظروف جيدة وبقوة للتصميم. ومع ذلك ، غالبًا ما تؤدي هذه الاختلافات إلى زعزعة الاستقرار في قسم التكسير ، مما يتطلب تحسين معايير التشغيل وخاصة بالنسبة للواجهة الأولى التي تعتبر الجزء الأكثر حساسية في القطار. يعني فقدان الثراء انخفاضًا في خام التغذية المبدئي الذي يؤدي إلى حدوث تغيير في معالم تشغيل المبتدئ

Mots clés : la pression du gisement, Boosting, le design, une déstabilisation de la section de fractionnement, le débutaniseur, train, d'alimentation, les paramètres de fonctionnement.

INTRODUCTION GENERALE

L'énergie occupe une place prépondérante dans la vie de l'être humain. La science et les progrès techniques ont permis à l'homme de découvrir de nouvelles ressources d'énergie, à savoir tous les produits à vocation énergétique tels que, le pétrole et le gaz naturel, qui sont les seuls capables de répondre à l'accroissement des besoins en énergie.

Face au pétrole, le gaz est apparu comme une forme d'énergie difficile à mettre en œuvre, tout particulièrement en raison du poids des investissements et des coûts de transport jusqu'au consommateur. L'intérêt croissant pour le gaz naturel vient du fait que celui-ci est choisi pour sa souplesse d'utilisation, sa propreté et son abondance.

L'Algérie dispose d'importantes réserves de gaz naturel estimées à 3000 milliards de mètres cubes. Elle occupe la quatrième place mondiale, après la Russie, l'Iran, et les Etats unis et la première en Afrique. Elle possède environ 10 % de réserve mondiale en gaz naturel. Plus de 50 % de ces réserves connues sont concentrées dans le gisement de Hassi R'mel qui renferme:

- le gaz sec ou gaz de vente (C1, C2).
- le gaz propane liquéfié "GPL" (C3, C4).
- le Condensât (C5 et plus).

Le champs de HassiRmel dispose de plusieurs unités de traitement appelées Module qui est le diminutif de "Module Processing Plant". Parmi ces dernières, le Module 1 ayant pour mission la séparation des composants lourds (C5+) et légers (C2, C3 et C4) contenus dans le gaz naturel.

Dans ce contexte, nous proposons de vérifier les paramètres contrôlant le procédé, pour une meilleure séparation, à savoir la pression, la température et le dimensionnement de la colonne de distillation appelée débutaniseur. Pour cela, nous utiliserons deux méthodes: la première basée sur les calculs, la deuxième sur la simulation via le logiciel HYSIS.

Ainsi, le mémoire est divisé en deux chapitres. Le premier porte sur des considérations théoriques sur le gaz naturel, ses propriétés et ses utilisations ainsi qu'une description du procédé de séparation. Le deuxième chapitre a trait aux calculs effectués tels que le bilan de matière et le dimensionnement de la colonne

CHAPITRE I : CONSIDERATIONS THEORIQUES

I.1. INTRODUCTION

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon ou le lignite. C'est un mélange dont le constituant principal, de 75 % à 95 %, est le méthane (CH₄). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure. Pendant longtemps le gaz naturel a été considéré comme un parent pauvre de l'exploitation du pétrole, et l'on voyait sur les champs pétroliers mondiaux, des centaines de torchères brûlantes à l'air libre la plus grande partie du gaz naturel produite en même temps que le pétrole.

La plus part des pays ont rapidement réagi contre un tel gaspillage d'énergie en interdisant de brûler ainsi le gaz à l'air libre et en imposant soit une réinjection de ce gaz dans ces formations pétrolières souterraines, soit l'utiliser directement comme source d'énergie.

Au cours de ces deux dernières années la consommation du gaz naturel a connu un accroissement particulièrement rapide ; les besoins mondiales annuels en énergie devraient passer de 180 millions de tonnes équivalents pétrole par jour (mtep/j) en 1995 à 317 en 2020; ce qui représente une augmentation de 75% avec 3,3 % de croissance annuelle; le gaz naturel aura la plus grande part et pourrait être la première source d'énergie en 2050 [1].

I.2. PRODUCTION MONDIALE DE GAZ NATUREL

La production de gaz a augmenté dans le monde (+4 % entre 2016 et 2017) après être restée quasiment stable en 2016. Le mouvement est entraîné par les deux plus gros producteurs, les États-Unis et la Russie. En 2017, les États-Unis sont passés du statut d'importateur à celui d'exportateur net. La Russie (+8,2%) a bénéficié de la hausse de la demande mondiale, et notamment des demandes européenne et chinoise. Elle a engagé de nombreux projets de gazoducs qui devraient augmenter ses capacités exportatrices dans les prochaines années. L'Iran, 3^{ème} producteur mondial, a augmenté sa production pour ses besoins nationaux et pour ses exportations vers ses voisins, notamment la Turquie. La production du Qatar a reculé mais elle devrait repartir à la hausse avec l'exploitation du gisement North Field. La figure I.1 représente la production mondiale en fonction des années.

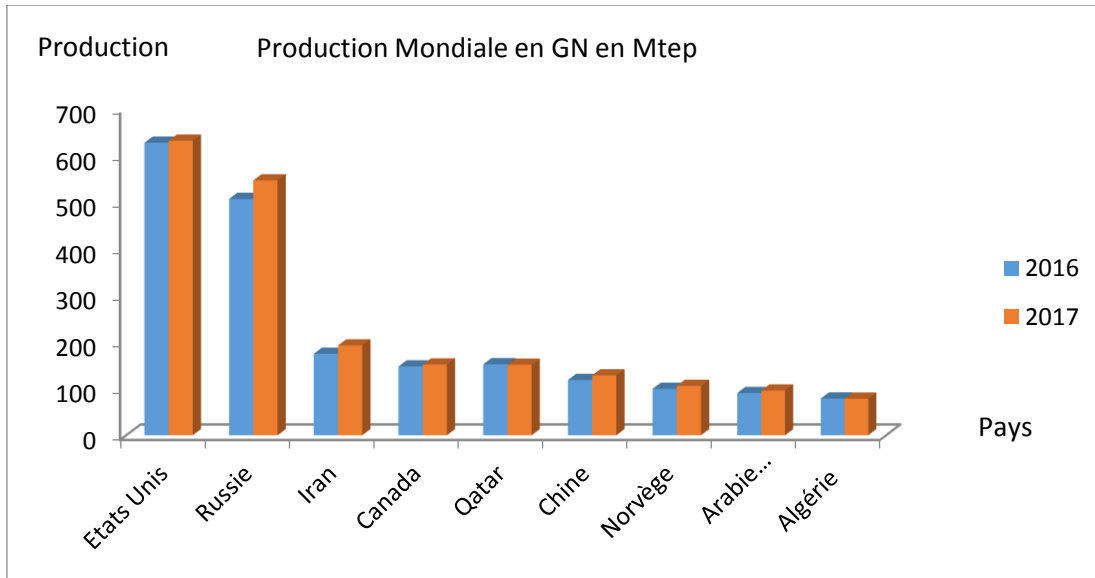


Figure I.1 : Production mondiale du GN [2].

I.3. LA CONSOMMATION MONDIALE DU GAZ NATUREL

La consommation de gaz dans le monde a connu une forte augmentation de 2016 à 2017, plus de 3 %, soit le double dans la période de 2015 à 2016. Cette progression de la demande est essentiellement due à la Chine (+15 %) où le gaz naturel est utilisé pour contenir l'utilisation du charbon dans la production électrique et le chauffage individuel. La Chine est le premier importateur de gaz en 2019 d'après l'agence internationale de l'énergie (AIE). Elle est devenue aussi un grand pays consommateur de gaz naturel liquéfié (GNL), absorbant 40 % de l'offre mondiale. Plusieurs pays européens, comme l'Allemagne et l'Italie, tirent également la demande à la hausse [2].

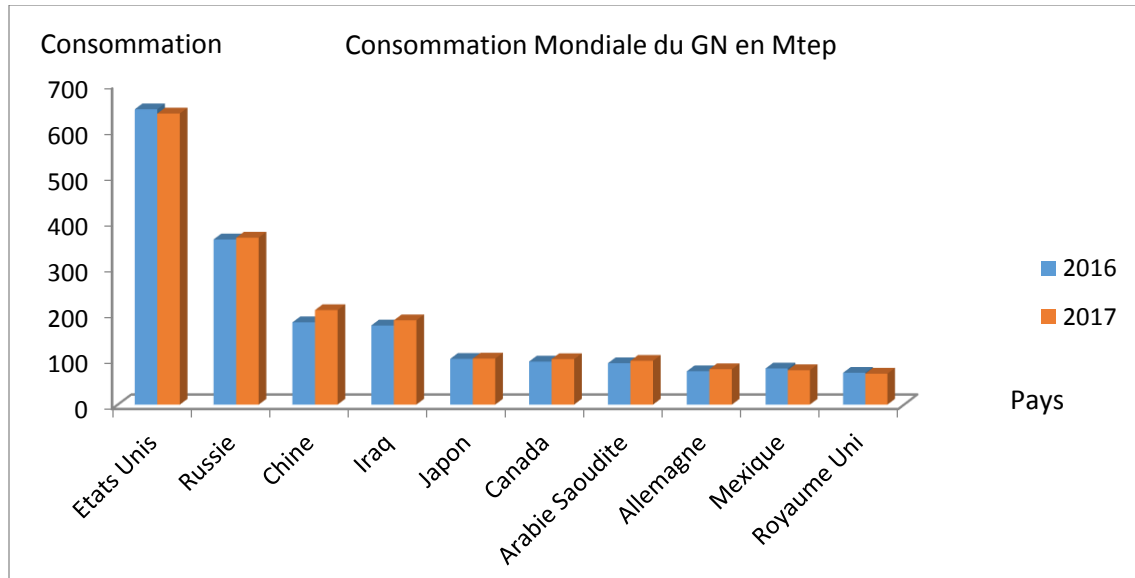


Figure I.2 : Consommation mondiale du GN [2]

I.4. UTILISATION DU GAZ NATUREL

Le gaz naturel est une source d'énergie polyvalente qui peut être employée dans des domaines très variés, tels que :

❖ Le secteur industriel

A la fois comme combustible et comme matière première, le gaz naturel est utilisé dans l'industrie chimique, notamment pour la pétrochimie et le raffinage, son utilisation dans les pays industrialisés est de 25%, à titre d'exemple : la synthèse d'ammoniac à partir du gaz naturel permet de fabriquer des engrais pour l'agriculture. La synthèse du méthanol à partir du gaz naturel est utilisée en chimie de spécialités et comme base d'additif des essences.

❖ La production d'électricité

Depuis une dizaine d'années, le secteur électrique est devenu le moteur principal de l'augmentation de l'utilisation du gaz naturel dans le monde. Ainsi, le gaz naturel offre un bilan environnemental très favorable dans la production d'électricité.

❖ Le secteur domestique

Le gaz naturel est traditionnellement utilisé comme combustible dans la production de chaleur pour la cuisson ou le chauffage. 30% au niveau mondial est destinée au secteur résidentiel, en particulier pour l'eau chaude et le chauffage des particuliers.

❖ Le secteur d'automobile

L'utilisation du gaz naturel, dans ce secteur, est très intéressante car elle ne nécessite pas de transformation majeure du moteur. Les moteurs au gaz naturel offrent par ailleurs un bon rendement énergétique combiné à un potentiel important de réduction d'émissions de CO₂. Depuis quelques années, il est comprimé en bouteilles et utilisé dans certains pays, comme carburant pour les véhicules (GNV). Plus d'un million de véhicules au gaz naturel roulent déjà dans le monde, dans des pays comme l'Argentine et l'Italie.

I.5. LE GAZ NATUREL EN ALGERIE

Les réserves algériennes prouvées en gaz sont de l'ordre de 4,55 milliards de m³, l'Algérie est l'un des pays pilote exportateur de gaz naturel et liquéfié dans le monde. Le domaine minier algérien est riche en gaz naturel. Les réserves gazières algériennes représentent près de 3% du total des réserves mondiales. Près de 66% du gaz actuellement commercialisé par sonatrach proviennent du gisement gazier géant de Hassi R'mel qui renferme un gaz à condensât.

I.5.1. Champs exploités par sonatrach

Les champs gaziers exploités sont Hassi R'mel, Rhourde Nouss, Gassi Touil, Alghar. La composition du gaz naturel ainsi que sa densité diffèrent d'un gisement à un autre, à Hassi R'mel, les puits exploités par l'unité de traitement « module1 » ont une densité de 0,6 et une composition illustrée dans le tableau ci-dessous :

Tableau I.1 : Composition du gaz naturel de Hassi R'mel [3]

Constituants	Pourcentage molaire (%)
N2	5,56
CO2	0,2
C1	78,36
C2	7,42
C3	2,88
C4	0,62
C4	1,1
C5	0,36
C5	0,48
C6	0,59
C7	0,56
C8	0,45
C9	0,37
C10	0,27
C11	0,21
C12	0,57
total	100

I.5.2. PRESENTATION DE LA REGION DE HASSI R'MEL

Le champ gazier de Hassi R'Mel est le pôle économique le plus important au niveau national et international. Il est l'un des plus grands gisements de gaz à l'échelle mondiale, on le considère comme le poumon de l'Algérie, il est répartie en trois secteurs : Nord, Centre et Sud.

I.5.2.1. Situation géographique de Hassi R'mel

Hassi R'Mel, port du désert, se trouve à 550 km au sud d'Alger, entre les wilayas de Ghardaïa et Laghouat. Dans cette région relativement plate du Sahara, l'altitude moyenne est d'environ 750 m et le climat est caractérisé par une pluviométrie faible (140 mm par ans) et une humidité moyenne de 19% en été et 34% hiver. Les amplitudes thermiques sont importantes et les températures varient entre -5°C en hiver et $+45^{\circ}\text{C}$ en été.

I.5.2.2. Organisation du champ de Hassi R'mel

Le champ de Hassi R'mel comprend trois secteurs qui sont responsable de plusieurs unités chacun:

➤ **Secteur Nord :**

- Module 3
- L'unité de dépropaniseur
- Une station de compression nord
- CTH (Centre de Traitement d'Huile)

➤ **Secteur Centre :**

- Modules 0,1 et 4
- CSTF (Centre de Stockage et Transfert Facilites)
- CNDG (Centre National de Dispatching de Gaz)
- CTH (Centre de Traitement d'Huile)
- Phase B

➤ **Secteur sud :**

- Module 2 ;
- Une station de compression sud ;
- Djebel Bissa ;
- CTH (Centre de Traitement d'Huile) ;



Figure I.3 : Carte géographique de Hassi R'mel, et les sites des modules [4]

I.6. TRAITEMENT DU GAZ NATUREL

Le traitement de gaz naturel est basé juste sur une élimination de l'eau contenue dans le gaz et une séparation des produits lourds des légers.

A Hassi R'mel, deux procédés sont utilisés pour la séparation. Le premier procédé est appelé PRITCHARD quant au deuxième, c'est le procédé HUDSON. Ce dernier est le plus utilisé dans les modules de la région.

I.6.1 Présentation du module 1

Notre projet de fin d'induction a été accompli au sein du module 1. Ce dernier a été réalisé par la compagnie américaine « Stone and Webster Corporation » en 1976 et sa capacité de production totale par jour avoisine 60 millions m³ de gaz de vente, 1700 tonnes de GPL et 4889 tonnes de condensât [3]. Le module 1 est constituée principalement de trois trains

identiques : I-II-III chacun d'eux assure la production du gaz sec, GPL et le condensât.

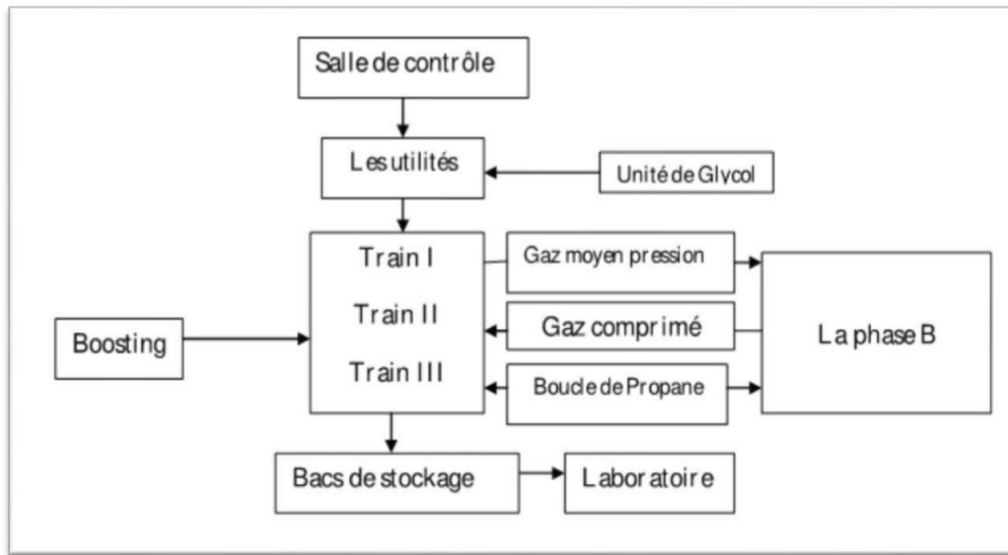


Figure I.4 : Schéma des différentes sections du module 1

❖ **Boosting :**

C'est une unité installée récemment afin d'augmenter la pression d'entrée du gaz brut allant de 100 à 105 kg/cm² pour pouvoir alimenter les modules à l'aide des turbo-compresseurs. Au niveau du Boosting, le gaz est débarrassé d'une grande partie d'eau libre et le condensât dans des ballons de séparation. Le condensât est envoyé vers le diffuseur **V201** après ainsi après compression.

❖ **Train :**

Section du traitement du gaz naturel comportant 3 trains identiques (I.II.III).

❖ **Salle de contrôle :**

Elle est munie d'un système numérique DCS (Digital Contrôle Système) et c'est à partir de la salle de contrôle que sont données toutes les instructions aux opérateurs sur site, sur la base des indications des instruments et des diagrammes d'enregistrement.

❖ **Les utilités :**

L'exploitation du module (1), comme les autres modules exige la mise en service des utilités. Cette dernière fournit l'air instrument, l'air de service, l'eau de refroidissement, l'eau potable, l'eau de service et l'eau incendie ainsi que le gaz inerte.

❖ Bacs de stockage :

Trois réservoirs de stockage (à toit fixe) existent (S-204 A/B/C) dans le module 1 et ils sont destinés au stockage.

❖ Unité de régénération du Glycol :

Le Di-éthylène Glycol joue un rôle important dans le fonctionnement du procédé **Pritchard**. Son coût est très élevé, ce qui explique la mise au point d'une unité de régénération du DEG afin d'en récupérer le maximum. La régénération est basée sur la déshydratation par chauffage à pression normale.

❖ Phase B :

Cette unité a pour but de récupérer les gaz moyenne pression de 20 et 21 kg/cm² du module 1 et de fournir les frigories nécessaires pour le refroidissement du gaz permettant ainsi une meilleure récupération du GPL au niveau du module.

❖ Laboratoire d'analyse :

Le rôle d'un laboratoire consiste à effectuer des analyses des produits finis (Gaz, GPL et Condensât) et s'assurer qu'ils répondent aux normes et spécifications demandées.

I.6.2. Procédé Pritchard

Il consiste à refroidir le gaz par échange thermique et une détente Isenthalpique adiabatique, en utilisant une vanne appelé « Joule- Thomson » pour atteindre des températures inférieures ou égale à -18°C.

I.6.3. Procédé Hudson

Il est basé sur le fractionnement par différence de température et une détente en utilisant le «turbo-expander» qui peut atteindre une température inférieure ou égale à -40°C. Le procédé Hudson est plus performant que le procédé Pritchard, il permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides (condensât, GPL). Il est utilisé dans les modules 2 ,3 et 4 et le procédé Pritchard est utilisé dans le module 0 et 1. Le gaz de Hassi R'mel est un gaz à condensât, par conséquent les produits qui découlent de son traitement sont : le gaz propane liquéfié (GPL) et le condensât stabilisé.

I.6.4. Description du procédé de traitement du gaz naturel dans le MPP1

Les installations du MPPI (Module Process Plant 1) sont composées de deux sections :

- a) Section de séparation du condensât (Haute pression).
- b) Section de récupération du GPL et stabilisation du condensât (Basse pression), c'est la partie qui nous intéresse dans notre projet

I.6.4.1. Zone de récupération du condensât (Haute pression)

Le gaz d'alimentation du module 1 provenant du Boosting arrive à une pression de **102 kg/cm²** et une température de **62 °C** sous forme d'un mélange monophasique, passe par le diffuseur d'arrivée **V-201** où il est divisé d'une manière égale et envoyé vers les trois trains parallèles. Le gaz pénètre dans le séparateur d'admission **V-202** à une pression de **100 bars** et une température d'entrée de **59 °C** où il subit une séparation flash, pour séparer le liquide du mélange d'alimentation et éliminé l'eau libre qui est évacuée vers le puisard **S-210**. Les hydrocarbures liquides provenant du **V-202** ainsi que les liquides envoyés de la station Boosting et qui constituent la plus grande quantité subissent une détente isotherme jusqu'à une pression de **27 kg/cm²** avec une température de **54 °C** dans le séparateur de condensât **V-203**. Les vapeurs issues de ce dernier sont envoyées vers la colonne **T-201**. Le liquide provenant du **V-203** est envoyé au **18^{ème}** plateau du dééthaniseur **T-201** après avoir été chauffée dans l'échangeur **E-216** côté calandre. Le gaz brut provenant du séparateur **V-202** est déshydraté et refroidi simultanément à une température de **-1°C** dans trois batteries d'échangeurs (gaz/gaz) **E-201**, **E-202(A/B/C/D)** et (gaz /liquide) **E-203(A/B)**.

Le gaz sortant des échangeurs passe dans deux Chillers (**E-204** et **E-205**) avec du propane comme fluide frigorigène pour atteindre une température de **-9 °C**. La déshydratation du gaz d'alimentation est effectuée par l'injection directe et de manière uniforme d'une solution de di-éthylène glycol (**DEG**) à **86%** dans la plaque tubulaire de chaque échangeur afin d'éviter la formation des hydrates. A la sortie des chillers, le gaz passe par la vanne Joule Thomson **PV12** où il subit une détente isentropique à une pression de **78 bars** et une température de **-18 °C**. Le gaz passe, ensuite, dans le séparateur à froid **V-204** où se produit une séparation entre les deux phases gaz/liquide. Le gaz récupéré du **V-204**, avec une teneur en eau <50ppm, est refroidit à contre- courant. Le gaz brut provenant du **V-202** dans les

échangeurs **E-201** et **E-202** pour récupérer les frigories qu'il contient, une fois réchauffé, il pénètre dans le pipeline du gaz de vente avec une pression de **72 kg/cm²** et une température de **60°C**. Le liquide (mélange de condensât et de glycol) issu du **V-204** est préchauffé dans l'échangeur **E-203** (gaz/liquide) côté calandre jusqu' à une température de **30 °C** et une pression de **25 kg/cm²**. Le liquide est, ensuite, admis dans le ballon séparateur **V-205** où il va y'avoir une séparation tri-phasique (gaz- condensât- glycol hydraté). Le condensât et le gaz sont envoyés au **18^{ème}** plateau du déèthaniseur **T-201** et le glycol hydraté vers l'unité de régénération du glycol.

I.6.4.2. Zone de récupération du GPL et stabilisation du condensât (Basse pression)

Cette zone a pour but de stabiliser le condensât et de produire du **GPL** à partir du liquide récupéré du gaz brut dans la zone de séparation du condensât, suivant les spécifications et les normes établies pour chaque produit. Le condensât stabilisé provenant du débutaniseur est refroidi dans les Chillers **E-208** et **E-209** par du propane et admit ensuite au sommet du déèthaniseur **T-201** pour une meilleure extraction des **C3⁺**. Les vapeurs de tête du déèthaniseur (gaz) sont envoyées vers la **Phase B** pour être comprimées et déshydratées puis réinjectées dans le gaz de vente.

Le reflux latéral du déèthaniseur, est refroidi dans le Chillers **E-207**. Le rebouillage latéral du **T-201** est assuré par l'échangeur **E-206** à contre courant (côté calandre) avec les produits de fond du débutaniseur **T-202**. Le rebouillage principal est fourni par le rebouilleur du déèthaniseur **H-201**. Les produits de fond du déèthaniseur **T-201** sont préchauffés dans l'échangeur **E-217** (côté calandre) puis envoyés autant que charge au **27^{ème}** plateau du débutaniseur **T-202**. Les produits de tête provenant du **T-202** sont condensés dans l'aérocondenseur **E-211** à une température de **51°C**.

Le GPL liquide est ensuite collecté dans un ballon de reflux du débutaniseur **V-209**, puis pompé par la pompe de reflux **P-205A/B/C**. Une grande partie de ce liquide (GPL) est utilisée comme reflux pour le débutaniseur et le reste comme production vers l'unité de stockage (Centre de Stockage Transport final : **CSTF**) si le produit répond aux normes exigées, on dit qu'il est « **On Spec** ». Dans le cas contraire, s'il est « **Off Spec** » (hors normes), il est envoyé vers les bacs de stockage du module 4 pour d'éventuels ajustement de paramètres.

Les produits de fond «condensât stabilisé» du **T-202** sont refroidis partiellement dans le **E-217** pour préchauffer la charge du débutaniseur (côté calandre) puis dans le **E-206** pour le

rebouillage latéral du dééthaneur enfin dans l'aéroréfrigérant **E-210** où ils sont refroidis à environ **45 °C**. Le condensât stabilisé transite par la **V-208** où une partie est pompée par les pompes de reflux **P203A/B** vers la tête du dééthaneur comme huile d'absorption et le reste est envoyé au stockage intermédiaire de condensât du module 1 vers les bacs de stockage (**S-204A/B/C**) ou directement vers **CSTF**.

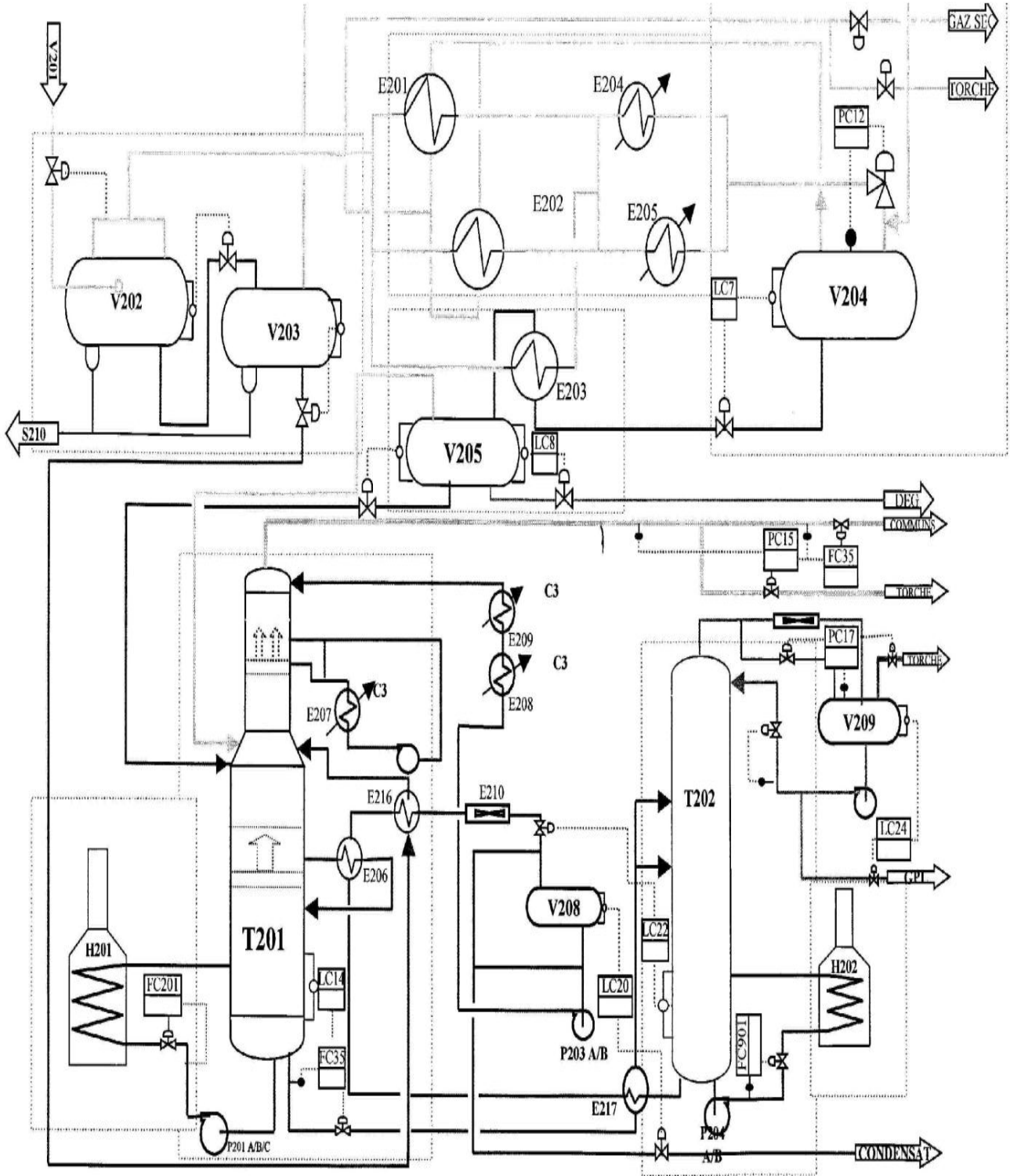


Figure I.5: Schéma de la section de stabilisation et fractionnement

I.7. THEORIE DE LA RECTIFICATION**I.7.1. Définition**

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange d'hydrocarbures par échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé colonne de rectification.

I.7.2. Description de la colonne de rectification

La colonne de rectification est constituée de plateaux successifs de garnissage, dont le rôle consiste à assurer un contact entre les deux phases. Dans chaque plateau, il y'a un barbotage de la vapeur dans la phase liquide pour le transfert de matière et d'énergie entre les deux phases. Les plateaux sont munis d'éléments spéciaux comme les calottes. Le liquide se déplace par gravité de haut en bas, et la vapeur de bas en haut, grâce à la chaleur utilisée pour qu'il y'ait un bon barbotage. Le liquide arrivant au fond de la colonne est partiellement vaporisé dans le rebouilleur qui crée la phase vapeur nécessaire à la distillation. Le liquide non évaporé est extrait du fond de la colonne et constitue le résidu. La vapeur arrivant en tête de la colonne est condensée, une partie du produit condensé est envoyée en tête de la colonne en qualité de reflux, le reste est soutiré en tant que distillat (produit de tête). La colonne est divisée en trois zones :

Zone d'alimentation : c'est l'entrée du mélange à fractionner.

Zone de rectification : se situe au-dessus de la zone d'alimentation.

Zone d'épuisement : se situe au-dessous de la zone d'alimentation.

I.7.3. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification

Le principe consiste à déplacer les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température et de pression. Cette différence est rendue possible par l'utilisation d'un condenseur qui constitue la source froide et un rebouilleur, la source chaude.

T, G_n : Vapeur montante.

L : Alimentation.

n : nombre des plateaux.

D : Distillat.

R : Résidu.

g_n : Liquide descendant.

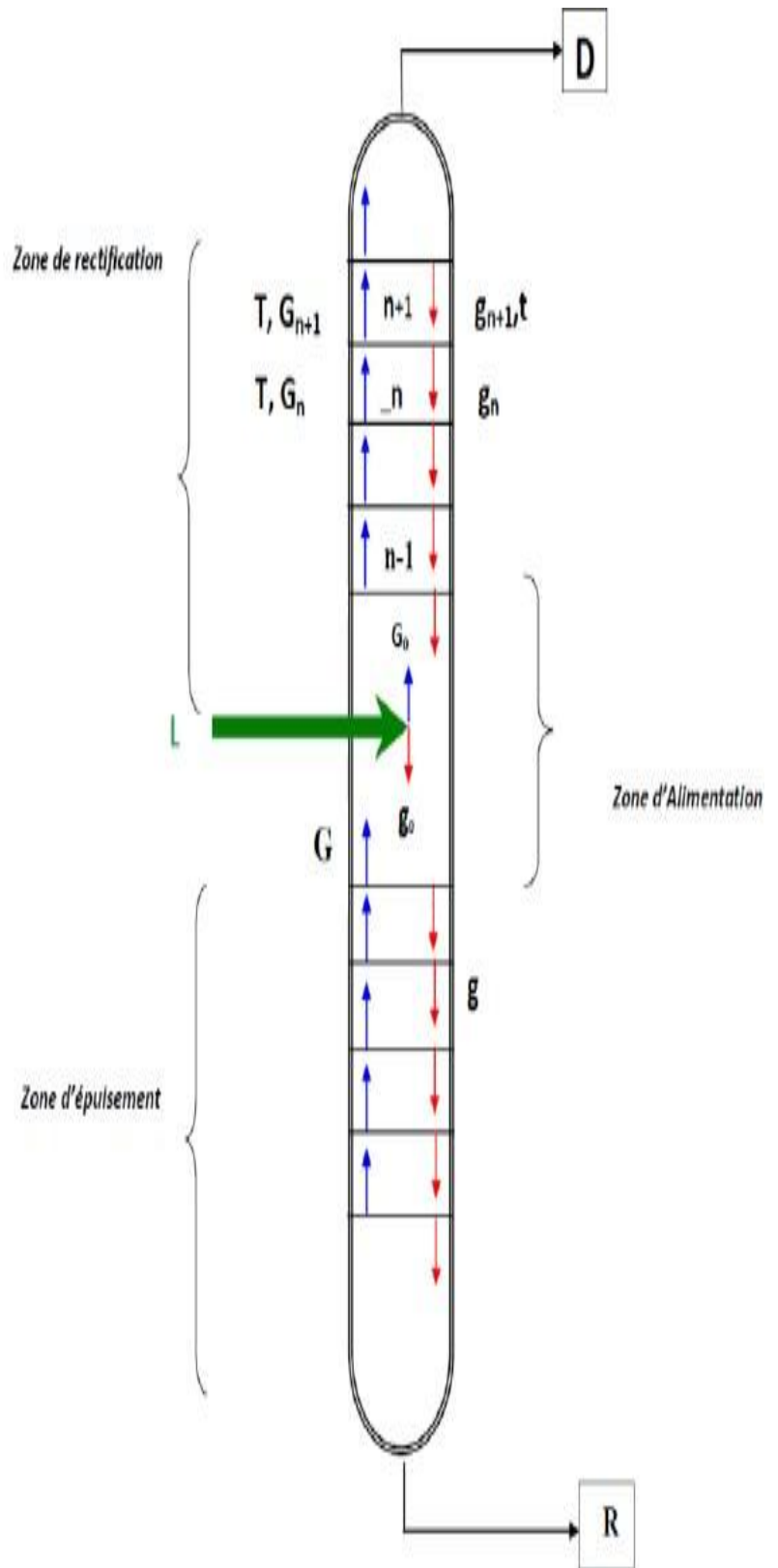


Schéma I.6 : Schéma général du fonctionnement d'une colonne de rectification

Pour assurer les transferts de matière et de chaleur entre ses deux flux, des éléments de contact sont placés à l'intérieur de la virole. Ils sont constitués soit par des plateaux, dont le principe de base est de faire barboter la vapeur dans une rétention liquide provoquée par un barrage coupant la phase liquide, soit par des garnissages constitués le plus souvent par un treillis métallique dispersant les deux phases et assurant une bonne surface d'échange entre les fluides circulant à contre-courant.

Le rebouilleur fonctionne à l'aide d'un fluide extérieur (vapeur, huile chaude) le plus souvent refroidi par l'air ou de l'eau. Lorsque la colonne fonctionne en continu, la charge est injectée en un point de la virole dépendant des caractéristiques de la charge. Celle-ci est alors séparée en résidu au fond de la colonne et en distillat en tête. La zone d'épuisement a pour objectif d'appauvrir le résidu en produits légers. La zone de tête ou zone de rectification, a pour objectif d'éliminer les produits lourds du distillat.

Chapitre II : PARTIE EXPERIMENTALE

II.1. INTRODUCTION

Suite à la chute conséquente de la pression du gisement de gaz naturel à Hassi Rmel, la composition de la charge tend vers un changement graduel et significatif avec une diminution de la quantité de condensat (richesse) dans la charge. Ce problème a été pris en charge par la mise en service d'une station Boosting, en septembre 2004, pour permettre aux installations de fonctionner dans de bonnes conditions selon le design. Néanmoins, ces variations induisent souvent une déstabilisation de la section de fractionnement, ce qui nécessite une optimisation des paramètres d'exploitation et surtout pour le débutaniseur qui est la partie la plus sensible du train. La baisse de richesse implique la diminution de la charge d'alimentation du débutaniseur qui induit un changement des paramètres de fonctionnement du débutaniseur (colonne T202).

Dans ce contexte, le but de ce travail est de vérifier les paramètres de service du débutaniseur et de proposer, dans la mesure du possible, des modifications qui s'imposent. Pour cela, nous allons effectuer un bilan de matière et un dimensionnement de la colonne. Les calculs seront également effectués en utilisant le logiciel Hysys.

II.2. BILAN DE MATIERE DE LA COLONNE T202

❖ Données de départ :

Charge d'alimentation = résidu de dééthhaniseur $L = 974,7 \text{ kmole/h}$

Température d'entrée $T_A = 165^\circ\text{C}$

Ces paramètres représentent ceux de fonctionnement de la colonne à savoir la température à l'entrée de la colonne qui est de 165°C . Le tableau **II.1** regroupe la composition de la charge d'alimentation.

Tableau II.1 : Composition molaire de la charge d'alimentation débutaniseur

Constituents	X_i	M_i	$X_i \times M_i$
C₁	0	16	0
C₂	0,0033	30	0,099
C₃	0,2791	44	10,3
iC₄	0,0673	58	4,4718
nC₄	0,1228	58	8,8624
iC₅	0,0773	72	4,4856
nC₅	0,1051	72	5,7672
C₆	0,0836	86	6,3296
C₇	0,0833	100	8,33
C₈	0,0298	114	5,1072
C₉	0,0324	128	4,1472
C₁₀	0,0326	142	4,6292
C₁₁	0,0299	156	4,6644
C₁₂	0,0534	170	15,878
Total	0,9999	-	77,9736

D'après les valeurs du tableau **II.1** la masse moléculaire de la charge est :

$$M = 77,97 \text{ g /mole}$$

II.2.1. Calcul du Débit et la composition du distillat et du résidu

$$\text{Equation de bilan de matière: } L = D + R \quad (\text{II.1})$$

$$\text{Equation de bilan par rapport à un composé: } L \times X_L = D \times Y_D + R \times X_R \quad (\text{II.2})$$

Pour la séparation du GPL et du condensat, on peut fixer un constituant volatil et un lourd. Le constituant clé volatil est le **nC₄** dont le pourcentage dans le distillat ne doit pas dépasser 0,02.

Le constituant clé lourd est le **iC₅** dont le pourcentage dans le résidu ne doit pas dépasser 0,004.

A partir de l'équation **(II.1)**, on pourra calculer **R** et **D**, si la concentration du constituant **i** dans le distillat et dans le résidu est connue **[5]**.

M : Masse Molaire de l'alimentation en **g/mol**

L : Débit d'alimentation en **kmol/h**

D : Débit du distillat en **kmol/h**

R : Débit du résidu en **kmol/h**

X_L : Fraction du constituant i dans l'alimentation

Y_D : Fraction du constituant i dans le distillat

X_R : Fraction du constituant i dans le résidu

$$C_2 : 974,7 \times 0,0033 = D \times Y_2 + R \times 0 \quad (\text{II.3})$$

$$C_3 : 974,7 \times 0,2791 = D \times Y_3 + R \times 0 \quad (\text{II.4})$$

$$iC_4 : 974,7 \times 0,0673 = D \times Y_{i4} + (974,7 - D) \times 0,02 \quad (\text{II.5})$$

$$nC_4 : 974,7 \times 0,1228 = D \times Y_{n4} + (974,7 - D) \times 0,02 \quad (\text{II.6})$$

$$iC_5 : 974,7 \times 0,0773 = D \times 0 + (974,7 - D) \times X_{i5} \quad (\text{II.7})$$

$$nC_5 : 974,7 \times 0,1051 = D \times 0 + (974,7 - D) \times X_{n5} \quad (\text{II.8})$$

$$C_6 : 974,7 \times 0,0836 = D \times 0 + (974,7 - D) \times X_6 \quad (\text{II.9})$$

$$C_7 : 974,7 \times 0,0833 = D \times 0 + (974,7 - D) \times X_7 \quad (\text{II.10})$$

$$C_8 : 974,7 \times 0,0298 = D \times 0 + (974,7 - D) \times X_8 \quad (\text{II.11})$$

$$C_9 : 974,7 \times 0,0324 = D \times 0 + (974,7 - D) \times X_9 \quad (\text{II.12})$$

$$C_{10} : 974,7 \times 0,0326 = D \times 0 + (974,7 - D) \times X_{10} \quad (\text{II.13})$$

$$C_{11} : 974,7 \times 0,0299 = D \times 0 + (974,7 - D) \times X_{11} \quad (\text{II.14})$$

$$C_{12} : 974,7 \times 0,0534 = D \times 0 + (974,7 - D) \times X_{12} \quad (\text{II.15})$$

La somme des équations de la 5^{ème} à la 13^{ème} permettent d'obtenir le distillat puis on injecte le résultat dans l'équation de bilan de matière (équation II.1) et on déduit les fractions, on aboutit aux résultats suivants :

$$D = 451,90 \text{ kmol/h}; R = 522,80 \text{ kmol/h}$$

D'après les résultats obtenus, on estime que les concentrations des nC_5^+ et plus sont nulles dans le distillat vu que la concentration en iC_5 dans le distillat est faible.

De même, étant donné que la concentration admise en nC_4 dans le résidu n'est pas importante, on peut négliger les concentrations des constituants C_1, C_2, C_3, iC_4 dans le résidu. Le tableau II.3 regroupe les fractions molaires de distillat et de résidu.

Tableau II.2: Fractions et masses molaires de distillat et de résidu

Constituents	Distillat		Résidu	
	Y_D	$Y_D \times M_i$	X_D	$X_D \times M_i$
C ₁	0	0	0	0
C ₂	0,0071	0,123	0	0
C ₃	0,6019	26,48	0	0
iC ₄	0,1451	8,4158	0	0
nC ₄	0,2417	14,0186	0,02	11,6
iC ₅	0,004	0,2880	0,1406	10,1232
nC ₅	0	0	0,1959	14,1048
C ₆	0	0	0,1558	13,3988
C ₇	0	0	0,1553	15,5300
C ₈	0	0	0,0555	6,327
C ₉	0	0	0,0604	7,7312
C ₁₀	0	0	0,0607	8,6194
C ₁₁	0	0	0,0557	8,6892
C ₁₂	0	0	0,0995	16,915
total		49,3254		113,0386

II.3. CALCUL DE LA PRESSION ET TEMPERATURE POUR LES DIFFERENTES ZONES

II.3.1. La pression et la température au ballon de reflux

En utilisant la méthode thermodynamique (**diagramme Jenny Scheibel**) [6] (**annexe1**), on détermine les coefficients d'équilibre K_i par itérations successives jusqu'à ce que :

$$\Sigma K_i \times X_i \text{ Soit égale à } 1 \quad (\text{II.3})$$

Pour les distillats arrivant au ballon de reflux on trouve une pression $P_b = 11,9 \text{ atm}$ et une température $T_b = 54^\circ\text{C}$

Les valeurs des coefficients d'équilibre sont regroupées dans le tableau **II.4**.

Tableau II.3: Valeurs des K_i du distillat liquide dans le ballon de reflux

Constituants	X_D	K_i (T=54°C, P=11,9)	$X_D \times K_i$
C ₁	0	0	0
C ₂	0,0071	3,9	0,0276
C ₃	0,6019	1,3	0,7824
iC ₄	0,1451	0,62	0,0986
nC ₄	0,2417	0,52	0,1256
C ₅	0,0040	0,25	0,0010
TOTAL	0,9999	-	1,0352

II.3.2. La pression et la température au sommet de la colonne

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \quad (\text{II.4})$$

P_S : Pression au sommet de la colonne [5]

ΔP_1 : Perte de charge due aux résistances des conduites du condenseur

$$\Delta P_1 = 1,1 \text{ atm}$$

$$P_S = 11,9 + 1,1$$

$$P_S = 13 \text{ atm}$$

Nous trouvons une température $T_S = 62^\circ\text{C}$, et la somme $\Sigma Y_i/K_i$ est égale à **1,0084**

Les résultats sont récapitulés dans le tableau **II.4**

Tableau II.4: Valeurs des K_i du distillat vapeur au sommet de la colonne

Constituants	Y_i	K_i (T= 62°C, P =13 atm)	Y_i/K_i
C ₁	0	0	-
C ₂	0,0071	3,8	0,0018
C ₃	0,6019	1,52	0,3959
iC ₄	0,1451	0,75	0,1934
nC ₄	0,2417	0,6	0,4028
iC ₅	0,004	0,28	0,0142
Total	0,9999	-	1,0084

II.3.3. La pression et la température au fond de la colonne

$$P_F = P_S + \Delta P_2$$

ΔP_2 : Pertes de charge dues à la résistance des plateaux

P_F : Pression au fond de la colonne [5]

$$\Delta P_2 = 0,5 \text{ atm}$$

$$P_F = 13 + 0,5$$

$$P_F = 13,5 \text{ atm}$$

Nous trouvons : $P_F = 13,5 \text{ atm}$ $T_F = 189^\circ\text{C}$ et où $\Sigma K_i \times X_i = 1$

Tableau II.5: Valeurs des K_i du résidu

Constituants	X_R	$K_i(T=189\text{C}, P=13.5\text{atm})$	$X_R \times K_i$
nC ₄	0,02	3,1	0,06
iC ₅	0,1406	1,9	0,2671
nC ₅	0,1959	1,7	0,3330
C ₆	0,1558	1,15	0,1791
C ₇	0,1553	0,68	0,1056
C ₈	0,0555	0,44	0,0244
C ₉	0,0604	0,3	0,0181
C ₁₀	0,0607	0,2	0,0121
C ₁₁	0,0557	0,15	0,0083
C ₁₂	0,0995	0,08	0,0079
TOTAL	0,9999	-	1,0156

II.3.4. La pression et la température à la zone d'alimentation

$$P_A = 1/2 \times (P_S + P_F) \tag{II.5}$$

$$P_A = 0,5 \times (13 + 13,5)$$

$$P_A = 13,25 \text{ atm}$$

P_A : Pression de l'alimentation [5]

Il ne nous reste plus que l'alimentation de la colonne qui est à une pression de **13,25 atm** et une température $T_A = 165^\circ\text{C}$

Le tableau **II.6** regroupe les valeurs de K_i calculées pour la charge

Tableau II.6: Valeurs des K_i de la charge

Constituants	X _i	K _i (T=165 °C, P=13,25 atm)
C ₂	0,0033	14
C ₃	0,2791	6
iC ₄	0,0673	3,8
nC ₄	0,1228	3,3
iC ₅	0,0773	2,2
nC ₅	0,1051	2,2
C ₆	0,0836	1,25
C ₇	0,0833	0,8
C ₈	0,0298	0,5
C ₉	0,0324	0,35
C ₁₀	0,0326	0,25
C ₁₁	0,0299	0,15
C ₁₂	0,0534	0,01

II.4. VOLATILITES RELATIVES

Calculons maintenant les volatilités relatives α_i des constituants aux différentes zones de la colonne en se basant sur la formule :

$$\alpha_i = K_i / K_R \quad (\text{II.6})$$

K_R : Coefficient d'équilibre de l'élément le plus lourd (composant j);

K_i : Coefficient d'équilibre d'un constituant i ;

α_i : est la volatilité relative du composant i par rapport au composant j [6]. En qualité de constituant de référence, on admet le constituant clé lourd iC₅ comme élément de référence et le constituant clé léger nC₄. Ainsi, nous allons calculer les volatilités relatives de chaque constituant dans la charge, le distillat et le résidu. Soit: α_L , α_D et α_R

Les valeurs moyennes des volatilités relatives sont déterminées par les formules suivantes :

$$\text{Pour la zone de rectification : } \alpha_m = 0,5 \times (\alpha_D + \alpha_L) \quad (\text{II.7})$$

$$\text{Pour la zone d'épuisement : } \alpha_m = 0,5 \times (\alpha_R + \alpha_L) \quad (\text{II.8})$$

Tableau II.7 : Volatilités Relatives dans les différentes zones de T202

Constituants	Alimentation		Rectification			Epuisement		
	K_i	α_L	K_i	α_D	α_m	K_i	α_R	α_m
C ₁	37	23,12	0	-	-	35	18,42	-
C ₂	12	6,36	3,8	13,5	10,5	13	6,84	6,6
C ₃	5	2,72	1,52	5,42	4,27	6,5	3,42	3,07
iC ₄	3	1,72	0,75	2,67	2,03	3,5	1,84	1,78
nC ₄	2,6	1,5	0,6	2,14	1,88	3,10	1,63	1,63
iC ₅	1,6	1	0,28	1	1	1,90	1	1
nC ₅	1,55	0,97	0	0	0,46	1,70	0,89	0,91
C ₆	0,95	0,56	-	-	-	1,15	0,60	0,59
C ₇	0,57	0,36	-	-	-	0,68	0,35	0,35
C ₈	0,3	0,22	-	-	-	0,44	0,23	0,20
C ₉	0,2	0,15	-	-	-	0,30	0,15	0,13
C ₁₀	0,15	0,11	-	-	-	0,20	0,10	0,09
C ₁₁	0,9	0,068	-	-	-	0,15	0,07	0,06
C ₁₂	0,06	0,004	-	-	-	0,08	0,04	0,03

II.5. TAUX DE VAPORISATION

Pour le calcul, on procède par tâtonnement, c'est-à-dire qu'on prend des valeurs différentes du taux de vaporisation, et on calcule les fractions molaires de la phase liquide X_0 et la phase vapeur Y_0 dans la zone de flash jusqu'à l'obtention de :

$$\Sigma X_i = 1 \quad \text{et} \quad \Sigma Y_i = 1 \quad (\text{II.9})$$

Le taux de vaporisation e_0 est déterminé à l'aide de l'équation de **Tregubov** [5].

$$X_0 = X_L / (1 + e_0 \times (K_i - 1)) \quad \text{et} \quad Y_0 = X_0 \times K_i \quad (\text{II.10})$$

Tableau II.8 : Taux de Vaporisation

Constituants	$P_A = 13,25 \text{ atm}$	$T_A = 165^\circ\text{C}$	$e_0 = 0,7345$	
			X_L	K_i
C₁	0	37	0	0
C₂	0,0033	12	0,0003	0,0043
C₃	0,2791	5	0,0708	0,3543
iC₄	0,0673	3	0,0272	0,0817
nC₄	0,1228	2	0,0564	0,1467
iC₅	0,0773	1,60	0,0536	0,0858
nC₅	0,1051	1,55	0,0768	0,1153
C₆	0,0836	0,95	0,0867	0,0824
C₇	0,0833	0,57	0,1217	0,0693
C₈	0,0298	0,30	0,0615	0,0184
C₉	0,0324	0,20	0,0785	0,0157
C₁₀	0,0326	0,15	0,0869	0,0130
C₁₁	0,0299	0,90	0,0903	0,0081
C₁₂	0,0534	0,06	0,1724	0,0103
Total	0,9999		0,9979	1,0058

e_0 : taux de vaporisation molaire de la charge ;

K_i : constante d'équilibre du constituant i à 165°C et $13,25 \text{ atm}$;

X_L : concentration molaire des constituants i dans l'alimentation

φ : constante dont la valeur doit être comprise entre celles des volatilités relatives du constituant clés lourd et le plus volatile.

$1 < \varphi < 1,612$ Le calcul pour $\varphi = 1,314$

$$e_0 = \sum \frac{\alpha_L \times X_L}{\alpha_L - \varphi} \quad (\text{II.11})$$

Tableau II.9 : Vérification du taux de vaporisation

Constituants	X_L	α_L	$\alpha_L \times X_L$	$\alpha_L - \varphi$	$e_0 = \sum \frac{\alpha_L \times X_L}{\alpha_L - \varphi}$
C ₂	0,0033	6,36	0,020	5,046	0,0040
C ₃	0,2791	2,72	0,7591	1,406	0,4816
iC ₄	0,0673	1,72	0,1157	0,406	0,2249
nC ₄	0,1228	1,5	0,1842	0,186	0,6416
iC ₅	0,0773	1	0,0773	-0,3141	-0,2461
nC ₅	0,1051	0,97	0,1051	-0,377	-0,2612
C ₆	0,0836	0,56	0,0468	-0,721	-0,0687
C ₇	0,0833	0,36	0,0299	-0,958	-0,0309
C ₈	0,0298	0,22	0,0065	-1,127	-0,0049
C ₉	0,0324	0,15	0,0048	-1,189	-0,0034
C ₁₀	0,0326	0,11	0,0035	-1,221	-0,0024
C ₁₁	0,0299	0,068	0,0020	-1,258	-0,0013
C ₁₂	0,0534	0,004	0,0002	-1,277	-0,0015
total					0,7313

Les résultats des calculs montrent que $e_0 = 0,7313$, donc la valeur supposée de $\varphi = 1,314$ est correcte.

II.6. CALCUL DU REGIME MINIMAL

II.6.1. Calcul de taux de reflux et taux de rebouillage

Pour calculer le reflux minimal, on utilise la méthode d'**Underwood** [4].

Tableau II.10 : Calcul du taux de reflux

Constituants	α_L	Y_D	$\varphi - Y_D$	$\alpha_L - \varphi$	$(\varphi - Y_D)/(\alpha_L - \varphi)$
C ₂	6,36	0,0071	1,3069	5,046	0,2589
C ₃	2,72	0,6019	0,7121	1,406	0,5064
iC ₄	1,72	0,1451	1,1689	0,406	2,8790
nC ₄	1,50	0,2417	0,4837	0,186	2,6010
iC ₅	1,00	0,0040	1,3100	-0,314	-4,1719
TOTAL		0,9999			2,0734

$$rf_{min} = \varphi \times \sum \frac{\varphi - Y_D}{\alpha_L - \varphi} \quad (\text{II.12})$$

$$rf_{min} = 2,7245$$

II.6.2. Calcul de Taux de Reflux Optimal

Le taux de reflux optimal est calculé par la formule proposée par Gilliland.

$$(rf)_{op} = 1,3 \times (rf)_{min} + 0,3$$

(II.13)

$$(rf)_{op} = 1,3 \times 2,7245 + 0,3$$

$$(rf)_{op} = 3,8418$$

II.6.3. Calcul de taux de rebouillage minimal

$$-rb_{min} = \sum \frac{\alpha_L \times Y_R}{\alpha_L - \varphi} \quad (\text{II.14})$$

Tableau II.11 : Calcul de taux de rebouillage

Constituants	Y_R	α_L	$\alpha_L - \varphi$	$\alpha_L \times Y_R$	$\frac{\alpha_L \times Y_R}{\alpha_L - \varphi}$
nC ₄	0,02	1,5	0,186	0,03	0,1612
iC ₅	0,1406	1	-0,314	0,1406	-0,4477
nC ₅	0,1959	0,97	-0,344	0,1900	-0,5523
C ₆	0,1558	0,56	-0,754	0,0872	-0,1156
C ₇	0,1553	0,36	-0,954	0,0559	-0,0585
C ₈	0,0555	0,22	-1,094	0,0122	-0,0111
C ₉	0,0604	0,15	-1,164	0,0090	-0,0077
C ₁₀	0,0607	0,11	-1,204	0,0066	-0,0054
C ₁₁	0,0557	0,068	-1,246	0,0037	-0,0029
C ₁₂	0,0995	0,004	-1,310	0,0003	-0,0002
Total	0,9999				-1,0775

D'après le tableau : $-rb_{min} = 1,0775$

II.2.5.4. Calcul de taux de rebouillage optimal

$$(rb)_{opt} = (rf)_{opt} \times D/R + (1 - e_0) \times L/R \quad (\text{II.14})$$

$$(rb)_{opt} = 3,8418 \times (451,8973/522,8026) + (1 - 0,7345) \times (974,7/522,8026)$$

$$(rb)_{opt} = 3,8157$$

II.7. CALCUL DU NOMBRE DE PLATEAUX DANS LA COLONNE

II.7.1. Calcul du nombre de plateaux théorique dans la colonne

L'application de la formule de **Fenske** aux deux constituants clés **nC₄** et **iC₅** permet de calculer le nombre de plateaux théoriques N_{min} :

$$N^{min} = \frac{\log[(Y_{D,V} \times X_{R,L}) / (Y_{D,L} \times X_{R,V})]}{\log(\alpha_{L,V} / \alpha_{L,L})} \quad (\text{II.15})$$

$$N^{min} = \frac{\log[(0,2417 \times 0,1406) / (0,004 \times 0,02)]}{\log(1,5/1)}$$

$$N^{min} = 14,9250 \quad N^{min} = 15 \text{ Plateaux théoriques}$$

μ : Fraction du constituant clé volatil dans le distillat

$X_{R,L}$: Fraction du constituant clé lourd dans le résidu

$Y_{D,L}$: Fraction du constituant clé lourd dans le distillat

$X_{R,V}$: Fraction du constituant clé volatil dans le résidu

$\alpha_{L,V}$: Volatilité du constituant clé volatil dans l'alimentation

$\alpha_{L,L}$: Volatilité du constituant clé lourd dans l'alimentation

II.7.2. Calcul du nombre de plateaux dans la zone de rectification [5]

Le nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification N_R^{min} est donné par la formule suivante :

$$N_R^{min} = \frac{\log[(Y_{D,V} \times X_{L,L}) / (Y_{D,L} \times X_{L,V})]}{\log(\alpha_{mR,V})} \quad (\text{II.16})$$

$$N_R^{min} = \frac{\log[(0,2417 \times 0,0773) / (0,004 \times 0,1228)]}{\log(1,88)}$$

$$N_R^{min} = 5,6066$$

$Y_{D,V}$: Fraction du constituant clé volatile dans le distillat

$Y_{D,L}$: Fraction du constituant clé lourd dans le distillat

$X_{L,L}$: Fraction du constituant clé lourd dans l'alimentation

$X_{L,V}$: Fraction du constituant clé volatile dans l'alimentation

$\alpha_{mR,V}$: Volatilité moyenne du constituant clé volatil dans la zone de rectification

❖ **Calcul du rapport suivant (annexe 3) :**

$$(rf_{op} - rf_{min}) / (rf_{op} + 1) \quad (\text{II.17})$$

$$(rf_{op} - rf_{min}) / (rf_{op} + 1) = (3,8418 - 2,7245) / (3,8418 + 1) = 0,23$$

D'après le diagramme de Gilliland (**annexe 3**) :

$$(N_R^{th} - N_R^{min}) / (N_R^{th} + 1) = 0,43 \quad (\text{II.18})$$

$$(N_R^{th} - 5,6) / (N_R^{th} + 1) = 0,43$$

$$N_R^{th} = 10,57 \text{ plateaux théorique}$$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets : $E = 0,6$ le nombre réel de plateaux sera :

$$N_R^r = N_R^{th} / E \quad (\text{II.19})$$

$$10,57 / 0,6 = 17,6166$$

$$N_R^r = 18 \text{ Plateaux}$$

II.7.3. Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement [5] :

$$N_E^{min} = \frac{\log[(X_{L,V} \times X_{R,L}) / (X_{L,L} \times X_{R,V})]}{\log \alpha_{mE,V}} \quad (\text{II.20})$$

$$N_E^{min} = \frac{\log[(0,1228 \times 0,1406) / (0,0773 \times 0,02)]}{\log 1,63}$$

$$N_E^{min} = 4,9389$$

$X_{L,V}$: Fraction du constituant clé volatile dans l'alimentation

$X_{R,L}$: Fraction du constituant clé lourd dans le résidu

$X_{L,L}$: Fraction du constituant clé lourd dans l'alimentation

$X_{R,V}$: Fraction du constituant clé volatil dans le résidu

$\alpha_{mE,V}$: Volatilité moyenne du constituant clé volatil dans la zone d'épuisement

❖ On calcule le rapport suivant (**annexe 3**) :

$$(rb_{op} - rb_{min}) / (rb_{op} + 1) \quad (\text{II.21})$$

$$= (3,8157 - 1,0775) / (3,8157 + 1)$$

$$(rb_{op} - rb_{min}) / (rb_{op} + 1) = 0,25$$

Et d'après le diagramme de GILLILLAND:

$$(N_E^{th} - N_E^{min}) / (N_E^{th} + 1) = 0,38 \quad (\text{II.22})$$

$$(N_E^{th} - 4,9386) / (N_E^{th} + 1) = 0,38$$

$$N_E^{th} = 8,58$$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets : $E = 0,6$ le nombre réel de plateaux à cette zone sera :

$$N_E^r = N_E^{th} / E \quad (\text{II.23})$$

$$8,58 / 0,6 = 14,31$$

$$N_E^r = 14 \text{ Plateaux}$$

Le nombre total de plateaux théoriques dans la colonne est la somme des plateaux dans les deux zones :

$$N_{th} = N_E^{th} + N_R^{th} \quad (\text{II.24})$$

$$8,58 + 10,57$$

$$N_{th} = 19,15$$

En introduisant l'efficacité $\xi = 0,6$ du plateau à clapet, le nombre de plateaux réel dans la colonne entière sera de:

$$N_{REEL} = N_{th} / \xi = 31,91 \quad (\text{II.25})$$

$$N_{REEL} = 32 \text{ Plateaux}$$

Le nombre de plateaux obtenu correspond parfaitement à celui de la colonne.

II.8. CALCUL DES DIFFERENTS DEBITS DE REFLUX DE LA COLONNE

$$g_X = (rf)_{opt} \times D \quad (\text{II.26})$$

$$g_X = 3,8418 \times 451,8973 = 1736,099$$

$$g_X = 1736,099 \text{ (kmol/h)}$$

$$G_R = (rb)_{opt} \times R \quad (\text{II.27})$$

$$G_R = 1,45 \times 522,8026 = 758,06377$$

$$G_R = 758,06377 \text{ (kmol/h)}$$

$$g_1 = G_R + g_X \quad (\text{II.28})$$

$$g_1 = 758,06377 + 1736,099 = 2494,1628$$

$$g_1 = 2494,1628 \text{ (kmol/h)}$$

g_x : débit molaire du reflux froid

G_R : débit molaire du reflux chaud

g_1 : débit de reflux total dans la colonne

II.9. CALCUL DES MASSES VOLUMIQUES DU DISTILLAT ET DU RESIDU

$$\rho_4^{20} \text{ moy} = \sum \mu_i \times d_{i4}^{20} \quad (\text{II.29})$$

$$\mu_i = (X_i \times M_i / d_{i4}^{15}) \times \sum X_i \times M_i / d_{i4}^{15} \quad (\text{II.30})$$

$\rho_4^{20} \text{ moy}$: Masse volumique moyenne à 20°C

d_{i4}^{15} : Densité d'un constituant i à 15°C

d_{i4}^{20} : Densité d'un constituant i à 20°C

μ_i : Viscosité dynamique

Tableau II.12 : calcul de la masse volumique moyenne pour le distillat

Constituants	$Y_i \times M_i$	d_{i4}^{15}	$Y_i \times M_i / d_{i4}^{15}$	μ_i	d_{i4}^{20}	$\mu_i \times d_{i4}^{20}$
C ₂	0,213	0,54	0,3944	0,0046	0,36	0,0016
C ₃	26,4836	0,582	45,5044	0,5310	0,50	0,2655
C ₄	8,4158	0,557	15,1091	0,1763	0,56	0,0987
C ₄	14,0186	0,579	24,2117	0,2825	0,58	0,1638
C ₅	0,2880	0,62	0,4645	0,0054	0,619	0,0033
Total	49,419		85,6841	1,0000		0,5329

Tableau II.13 : Calcul de la masse volumique moyenne pour le résidu

Constituants	$X_i \times M_i$	$d_{i_4}^{15}$	$X_i \times M_i / d_{i_4}^{15}$	μ_i	$d_{i_4}^{20}$	$\mu_i \times d_{i_4}^{20}$
nC4	11,6	0,579	20,0345	0,1193	0,58	0,0692
iC5	10,1232	0,62	16,3277	0,0972	0,619	0,0602
nC5	14,1048	0,626	22,5316	0,1342	0,62	0,0832
C6	13,3988	0,659	20,3320	0,1211	0,66	0,0799
C7	15,5300	0,684	22,7046	0,1352	0,683	0,0923
C8	6,327	0,703	9,0000	0,0536	0,695	0,0372
C9	7,7312	0,718	10,7676	0,0641	0,718	0,0460
C10	8,6194	0,73	11,8073	0,0703	0,73	0,0513
C11	8,6892	0,74	11,7421	0,0699	0,74	0,0517
C12	16,915	0,748	22,6136	0,1347	0,748	0,1007
Total	113,0386		167,8614	1,000		0,6721

Tableau II.14 : Calcul de la masse volumique moyenne pour l'alimentation

Constituants	$X_L \times M_i$	$d_{i_4}^{15}$	$X_L \times M_i / d_{i_4}^{15}$	μ_i	$d_{i_4}^{20}$	$\mu_i \times d_{i_4}^{20}$
C2	0,099	0,54	0,0061	0,00005	0,36	0,00001
C3	10,30	0,582	21,1003	0,1758	0,5	0,0879
iC4	4,4718	0,557	7,0078	0,0584	0,56	0,0327
nC4	8,8624	0,579	12,3012	0,1025	0,58	0,0594
iC5	4,4856	0,62	8,9767	0,0748	0,619	0,0463
nC5	5,7672	0,626	12,0881	0,1007	0,62	0,0624
C6	6,3296	0,659	10,9098	0,0909	0,66	0,0600
C7	8,33	0,684	12,1783	0,1015	0,683	0,0693
C8	5,1072	0,703	4,8324	0,0402	0,695	0,0279
C9	4,1472	0,718	5,7760	0,0481	0,718	0,0345
C10	4,6292	0,73	6,3414	0,0528	0,73	0,0385
C11	4,6644	0,74	6,3032	0,0525	0,74	0,0388
C12	15,878	0,748	12,1363	0,1011	0,748	0,0756
Total	77,9736		126,3593	1,000		0,6340

Tableau II.15 : Les masses volumiques

	Résidu	Distillat	Alimentation
ρ_4^{20} moy	0,6721	0,5329	0,6340

II.10. DIMENSIONNEMENT DE LA COLONNE

II.10.1. Calcul du diamètre de la colonne :

$$D_c = 2 \times \sqrt{\frac{S}{\pi}} \text{ Avec } S_c = \frac{V_i}{W} \quad (\text{II.31})$$

S_c : section de la colonne

D_c : diamètre de la colonne

V_i : débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne en m³/h.

W : vitesse admissible des vapeurs en m/s

D'après la formule de **Vanders Brown** :

$$W = 8,47 \times 10^5 \times C \sqrt{\frac{\rho^L - \rho^V}{\rho^V}} \quad (\text{II.32})$$

$C = 530$: coefficient qui dépend du type de plateau, de la distance entre les plateaux et de la charge sur les plateaux.

ρ^V : Masse volumique des vapeurs ;

ρ^L : Masse volumique des liquides ;

II.10.2. Calcul de débit volumique des vapeurs au sommet de la colonne

$$V_i = 22,4 \times D_v \times \frac{T_S + 273}{273} \times \frac{1}{P_S} \times \frac{1}{3600} \times Z \quad (\text{II.33})$$

D_v : débit molaire des vapeurs

T_S : température de tête

P_S : pression de tête

Z : facteur de compressibilité

$$D_v = g_x + D = 1736,099 + 451,8973 \quad (\text{II.34})$$

$$D_v = 2187,9963 \text{ Kmol/h}$$

II.10.3. Détermination du facteur de compressibilité Z

$$T_{cr} = T_S / T_{crm} \text{ avec } T_{pcr} = \sum Y_i \times T_{ci} \quad (\text{II.35})$$

$$P_{cr} = P_S / P_{crm} \text{ avec } P_{pcr} = \sum Y_i \times P_{ci} \quad (\text{II.36})$$

T_{cr} : température critique

T_{crm} : température critique moyenne

T_{ci} : température critique d'un constituant i

Tableau II.16 : Valeurs des paramètres critiques

Constituants	P_{ci}	T_{ci}	Y_i	$Y_i \times P_{ci}$	$Y_i \times T_{ci}$
C_1	45,5	-82	0	0	0
C_2	48,2	32	0,0071	0,3422	0,2300
C_3	41,9	96,4	0,6019	25,2196	58,0231
iC_4	36	135	0,1451	5,2236	19,5885
nC_4	37,6	152,2	0,2417	9,0637	36,7867
iC_5	33,4	187,4	0,004	0,1336	0,7496
nC_5	33,3	196,6	0	0	0
Total	-	-	1	39,9827	115,3779

$$T_{cr} = \frac{62}{115,3779} = 0,53^{\circ}\text{C}$$

$$p_{cr} = \frac{13}{39,9} = 0,32 \text{ atm}$$

D'après (l'annexe 2), nous trouvons : $Z = 0,8$ donc, le débit volumique:

$$V_i = 22,4 \times D_v \times \frac{T_S + 273}{273} \times \frac{1}{P_S} \times \frac{1}{3600} \times Z$$

$$V_i = 22,4 \times 2187,9963 \times \frac{(62 + 273) \times 0,8}{273 \times 13 \times 3600}$$

$$V_i = 1,0280 \text{ m}^3/\text{s} = 3701,0367 \text{ m}^3/\text{h}$$

II.10.4. Calcul de la vitesse admissible des vapeurs W

II.10.4.1. Calcul de masse volumique des vapeurs

$$\rho^v = \frac{M \times \pi \times 273}{22,4 \times 273 + T_S} \quad (\text{II.37})$$

π : pression au sommet

M : Masse moléculaire du distillat

$$\rho^v = \frac{49,419 \times 13 \times 273}{22,4 \times 273 + 62}$$

$$\rho^v = 23,3726 \text{ kg/m}^3$$

II.10.4.2. Calcul de la masse volumique du liquide ρ^L à 62°C

On calcule d'abord la masse volumique du liquide :

$$\rho^L = \rho_4^{62} = \rho_4^{20} - \alpha(62 - 20) \quad (\text{II.38})$$

$$\rho_4^{20} \text{ moy} = \frac{1}{\frac{\sum_{i=1}^{20} X_{D,i}}{\rho_4^i}} \quad (\text{II.39})$$

$$\rho_4^{20} = 532,9 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_4^t = \rho_4^{20} \text{ moy} - \alpha \times (t - 20) \quad (\text{II.40})$$

$$\alpha = 1,848 - 0,00132 \times \rho_4^{20} \text{ moy} \quad (\text{II.41})$$

$$\alpha = 1,848 - 0,00132 \times 532,9 = 1,1445$$

$$\rho_4^{62} = 532,9 - 1,1445 \times (62 - 20) = 484,831 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho^L = 484,831 \text{ Kg/m}^3$$

Connaissant la masse volumique des vapeurs ρ^V et la masse volumique du liquide ρ^L nous pouvons alors déterminer la vitesse fictive de l'admission des vapeurs W :

$$W = 8,47 \times 10^{-5} \times C \times \sqrt{\frac{\rho^L - \rho^V}{\rho^V}} \quad (\text{II.42})$$

$$W = 8,47 \times 10^{-5} \times 530 \times \sqrt{\frac{484,831 - 23,3726}{23,3726}}$$

$$W = 0,2029 \text{ m/s}$$

Connaissant la vitesse fictive de l'admission des vapeurs à travers la section de la colonne

$W = 0,2029 \text{ m/s}$ et le débit de ces vapeurs $V_i = 1,0280 \text{ m}^3/\text{s}$, nous pouvons déterminer la section de la colonne et son diamètre :

$$S_C = \frac{V_i}{W} = \frac{1,0280}{0,2029} \quad \text{Donc} \quad S_C = 5,0665 \text{ m} \quad (\text{II.43})$$

$$D_C = 2 \times \sqrt{\frac{S_C}{\pi}} = 2 \times \sqrt{\frac{5,0665}{3,14}} \quad \text{Donc} \quad D_C = 2,5398 \text{ m} \quad (\text{II.44})$$

II.10.4.3. Calcul de la hauteur de la colonne

La hauteur de la colonne est la somme des distances suivantes :

$$h_T = h1 + h2 + h3 + h4 + h5 + h6 \quad (\text{II.45})$$

h1 : la hauteur du fond supérieur

h2 : la hauteur de la zone de rectification.

h3 : la hauteur de la zone d'alimentation.

h4 : la hauteur de la zone d'épuisement.

h5 : la hauteur du fond inférieur

h6: la hauteur de la jupe

Données de départ :

$$h_1 = 1,695 \text{ m}$$

$$h_5 = 12,806 \text{ m}$$

$$h_6 = 4,62 \text{ m}$$

H_P : distance entre deux plateaux successives $H_P = 0,61 \text{ m}$

N_R : nombre de plateaux dans la zone de rectification $N_R = 18$

N_E : nombre de plateaux dans la zone d'épuisement $N_E = 14$

Nous avons

$$h_2 = H_P \times (N_R - 1) \quad (\text{II.46})$$

$$h_2 = 0,61 \times (18 - 1) = 10,37 \text{ m}$$

$$h_3 = 2 \times H_P \quad (\text{II.47})$$

$$h_3 = 2 \times 0,61 = 1,2 \text{ m}$$

$$h_4 = H_P \times (N_E - 1) \quad (\text{II.48})$$

$$h_4 = 0,61 \times (14 - 1) = 7,93 \text{ m}$$

$$h_T = 1,695 + 10,37 + 1,2 + 7,93 + 12,806 + 4,62$$

$$h_T = 38,621 \text{ m}$$

II.11. DIMENSIONNEMENT DU BALLON DE REFLUX

Pour le cas d'une condensation totale du produit de tête de la colonne, nous utilisons la méthode ci-après.

$3 < F/D < 5$ pour une pression dans le ballon supérieure à **7bars il manque une**

Le volume du distillat (**G.P.L**) sur lequel sera basé le calcul du diamètre et de la longueur du ballon est :

$$V_T = 2 \times (V_1 + V_2) \quad (\text{II.49})$$

V_1 : retenue correspondante à **5 min** de soutirage du distillat

V_2 : retenue correspondante à **3 min** de reflux de tête (**gx**)

F : Surface

D : Débit de la charge du ballon

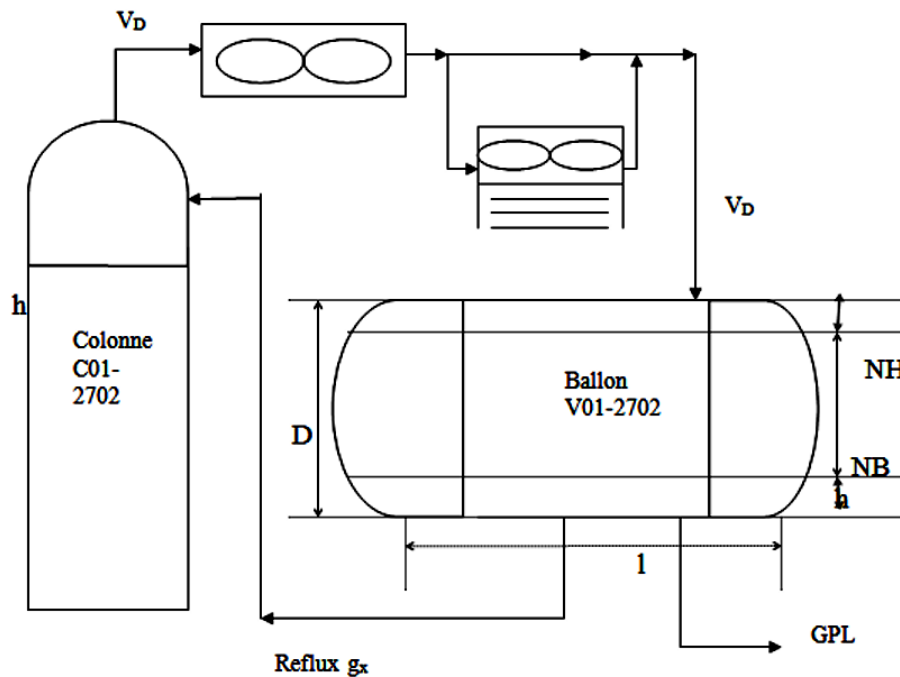


Figure II.1 : dimensionnement du ballon de reflux

❖ **Données de départ :**

Débit de la charge du ballon $D = 451,8973 \text{ Kmol/h}$.

Nature de la charge : **liquide**.

Température dans le ballon $T = 54 \text{ °C}$

Pression dans le ballon $P_b = 11,9 \text{ bars}$

Densité de la charge $d_4^{20} = 0,5367$

M_D : masse moléculaire moyenne du distillat $M_D = 49,419 \text{ g/mol}$

D_m : le débit massique du distillat donné par l'équation $D_m = D \times M_D$ (II.50)

Donc : $D_m = 22332,3126 \text{ kg/h}$

II.11.1. Débit volumique du distillat

$$V_{vd} = D_m / \rho_4^{54} \quad \text{(II.51)}$$

V_{vd} : Débit volumique du distillat

D'abord on calcul la masse volumique du distillat à la température $T=54\text{°C}$

$$\rho_4^{54} = \rho_4^{20} - \alpha(54 - 20) \text{ et } \rho_4^{20} = 0,5329$$

$$\alpha = 0,001848 - 0,00132 \times \rho_4^{20} = 0,00114457 \quad \text{(II.52)}$$

$$\rho_4^{54} = 0,5329 - 0,00114457 \times (54 - 20)$$

$$\rho_4^{54} = 0,493984552 \text{ g/cm}^3$$

$$V_{vd} = 22332,3126 / 0,493984552$$

$$\text{On trouve : } V_{vd} = 45,21626362 \text{ m}^3$$

La retenue correspondante à **5 min** de soutirage est de :

$$V1 = (V_{vd} \times 5) / 60 \quad (\text{II.53})$$

$$V1 = 3,7680 \text{ m}^3$$

La retenue correspondante à **3 min** de reflux de tête g_D sera égale à :

$$V2 = (V_{vd} \times r_{f_{opt}} \times 3) / 60 \quad (\text{II.54})$$

$$V2 = 8,6855 \text{ m}^3$$

Donc la retenue totale est égale :

$$V_T = 2 \times (V1 + V2) = 24,9070 \text{ m}^3 \quad (\text{II.55})$$

II.11.2. Dimensions du ballon

D_b : Diamètre du ballon de reflux

R_b : Rayon du ballon de reflux

$$D_b = 0,75 \times V_T^{\frac{1}{3}} \quad (\text{II.56})$$

$$D_b = 2,20 \text{ m}$$

$$\text{Donc : } R_b = 1,1 \text{ m}$$

Prenons $h = 20 \text{ cm}$ pour les hauteurs des segments circulaires supérieurs et inférieurs, le rapport :

$$h/R_b = 0,2/1,1 = 0,180 \text{ m} \quad (\text{II.57})$$

Le tableau d'évaluation (V.9.1) page 1386 de l'ouvrage de P. Wuithier (tome II) donne pour la valeur trouvée de h/R :

$$S = 0,1410188 \times R_b^2 = 0,1410188 \times (1,1)^2 \quad (\text{II.58})$$

$$S = 0,17 \text{ m}^2$$

$$S' = 2 \times S = 0,34 \text{ m}^2 \quad (\text{II.59})$$

S : L'aire d'un segment

S' : L'aire de deux segments

F : l'aire entre le **NB** et celui **NH**

$$F = \pi \times R_b^2 - S' = 3,14 \times 1,1^2 - 0,34 \quad (\text{II.60})$$

$$F = 3,46 \text{ m}^2$$

On déduit la longueur du ballon **L_b** :

$$L_b = V_T/F = 24,9070/3,46 \quad (\text{II.61})$$

$$L_b = 7,1985 \text{ m}$$

Pour le cas d'une condensation totale du produit de tête de la colonne et pour une pression du ballon supérieure à **7 bars** $\Rightarrow 3 < L_b/D < 5$

On vérifie le rapport $L_b/D \Rightarrow L_b/D = 7,1985/2,20 = 3,$

II.12. COMPARAISON ENTRE LES PARAMETRES CALCULES ET CEUX DE DESIGN

Le tableau II.17 regroupe les principaux paramètres de fonctionnement d'une colonne.

Tableau II.17 : Paramètres opératoires du design et calcul de la colonne T202

	Design	Calculé
Débit d'alimentation (kmole/h)	2951	974,7
Diamètre de la colonne (m)	3	2,5
Hauteur de la colonne (m)	39	38,13
Nombre de plateaux	32	32
Débit du reflux froid (kmol/h)	2800	1736
Débit du reflux chaud (kmol/h)	3985	758,6377
Température du sommet (°C)	68	62
Température du fond (°C)	190	167
Température d'alimentation (°C)	190	165
Température du reflux froid (°C)	60	54
Température du reflux chaud (°C)	220	189
Diamètre du ballon de reflux (m)	2,5	2,2
Longueur du ballon de reflux (m)	8,2	7,19

D'après les résultats cités ci-dessus et le calcul de dimensionnement on peut tirer la conclusion suivante :

On a trouvé des valeurs bien inférieures à celles des valeurs dans le cas de design donc on propose d'augmenter le débit de la charge alimentant la colonne pour augmenter la production et les bénéfices.

II.13. PARTIE SIMULATION

II.13.1. Introduction

La simulation peut être définie comme l'utilisation d'un modèle mathématique pour générer une description du comportement d'un système physique (procédé). L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un bon aperçu du comportement du système réel. Cet aperçu peut être difficile à avoir à travers l'expérience et l'intuition seule, en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables interactives. Dès que le modèle mathématique répond aux ajustements de changement des paramètres comme un procédé réel, la simulation peut être classée comme une méthode de commande qui ne coûte pas chère et sans danger pour la compréhension du comportement du procédé réel et sans intervention sur le procédé en cours de fonctionnement. Les simulateurs disponibles pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels sont : ASPEN PLUS, ChemCAD-III, HYSIM, PRO-II et HYSYS.

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédés devrait effectuer sont :

- ✓ La résolution des bilans matière et d'énergie ;
- ✓ L'optimisation du procédé ;
- ✓ Le dimensionnement des équipements ;
- ✓ L'évaluation économique du procédé

II.13.2. Choix du modèle thermodynamique

Les logiciels de simulation donnent accès à plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide-vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que des propriétés de transport. La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluides et un domaine de conditions de pression et de température recommandés en utilisant des hypothèses et des suppositions pratiques.

L'équation de *Peng - Robinson* est recommandée pour le système étudié

❖ **Données du design :**

Le débit d'alimentation: **2960 Kmol/h**

La température d'entrée: **190 °C**

La pression : **16,2 Kg/ cm²**

❖ **Données réelles :**Le débit d'alimentation : **974,7 Kmol/h**Température d'alimentation : **165°C**Pression d'alimentation : **13,25 bar****Tableau II.18 :** Fractions molaires de l'alimentation design et réel

	Réel	Design
Constituants	X_i	X_i
C₂	0,0033	0,0058
C₃	0,2791	0,1190
iC₄	0,0673	0,0450
nC₄	0,1228	0,0941
iC₅	0,0773	0,0535
nC₅	0,1051	0,0770
C₆	0,0836	0,1109
C₇	0,0833	0,1117
C₈	0,0298	0,0916
C₉	0,0324	0,0758
C₁₀	0,0326	0,0554
C₁₁	0,0299	0,0431
C₁₂	0,0534	0,1170
Total	1,0000	1,0000

D'après les valeurs des fractions molaires, nous remarquons que la fraction légère est légèrement élevée dans le cas réel que le cas design. Au contraire, de C₆ et + la situation est inversée c'est-à-dire la fraction des composés lourds devient plus élevée. En calculant la somme des fractions pour les deux cas, on trouve pour le 1^{er} cas, une somme de 0,66 pour le 2^{ème} 0,6.

II.13.3. Procédure de la simulation

La procédure de calcul pour le débutaniseur par le logiciel Hysys nécessite les données suivantes : La composition, débit, température et pression de la charge, la position du plateau d'alimentation, la température et la pression pour le condenseur et le rebouilleur.

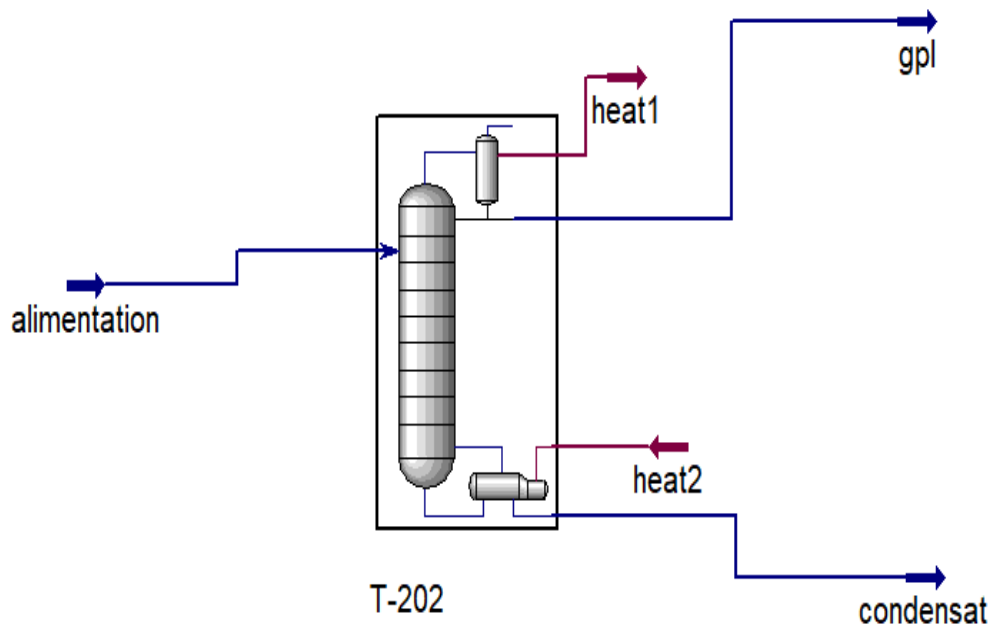


Figure II.2 : Simulation du procédé de la section

Tableau II.19 : Fractions de la charge et du produit (distillat et résidu)

	alimentation	gpl	condensat
Methane	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0033	0.0071	0.0000
Propane	0.2791	0.6041	0.0000
i-Butane	0.0673	0.1454	0.0003
n-Butane	0.1228	0.2339	0.0274
i-Pentane	0.0773	0.0064	0.1382
n-Pentane	0.1051	0.0031	0.1927
n-Hexane	0.0836	0.0000	0.1554
n-Heptane	0.0833	0.0000	0.1549
n-Octane	0.0298	0.0000	0.0554
n-Nonane	0.0324	0.0000	0.0602
n-Decane	0.0326	0.0000	0.0606
n-C11	0.0299	0.0000	0.0556
n-C12	0.0534	0.0000	0.0993

Tableau II.20 : Comparaison entre les résultats du Hysys et Calculés

Constituants	Calculé		Hysys	
	GPL	Condensat	GPL	Condensat
C₁	0	0	0	0
C₂	0,0071	0	0,0071	0
C₃	0,6019	0	0,6041	0
iC₄	0,1451	0	0,1454	0,0003
nC₄	0,2417	0,02	0,2339	0,0274
iC₅	0,004	0,1406	0,0064	0,1382
nC₅	0	0,1959	0,0031	0,1927
C₆	0	0,1558	0	0,1554
C₇	0	0,1553	0	0,1549
C₈	0	0,0555	0	0,0554
C₉	0	0,0604	0	0,0602
C₁₀	0	0,0607	0	0,0606
C₁₁	0	0,0557	0	0,0556
C₁₂	0	0,0995	0	0,0993

Tableau II.21 : Calculés d'erreur entre valeurs calculés et celles du Hysys

GPL	Condensat
0	0
0	0
4.84E-06	0
9E-08	0.00000009
0.00006084	0.00005476
0.00000576	5.76E-06
0.00000961	1.024E-05
0	1.6E-07
0	1.6E-07
0	1E-08
0	3.364E-05
0	1E-08
0	0
0	4E-08

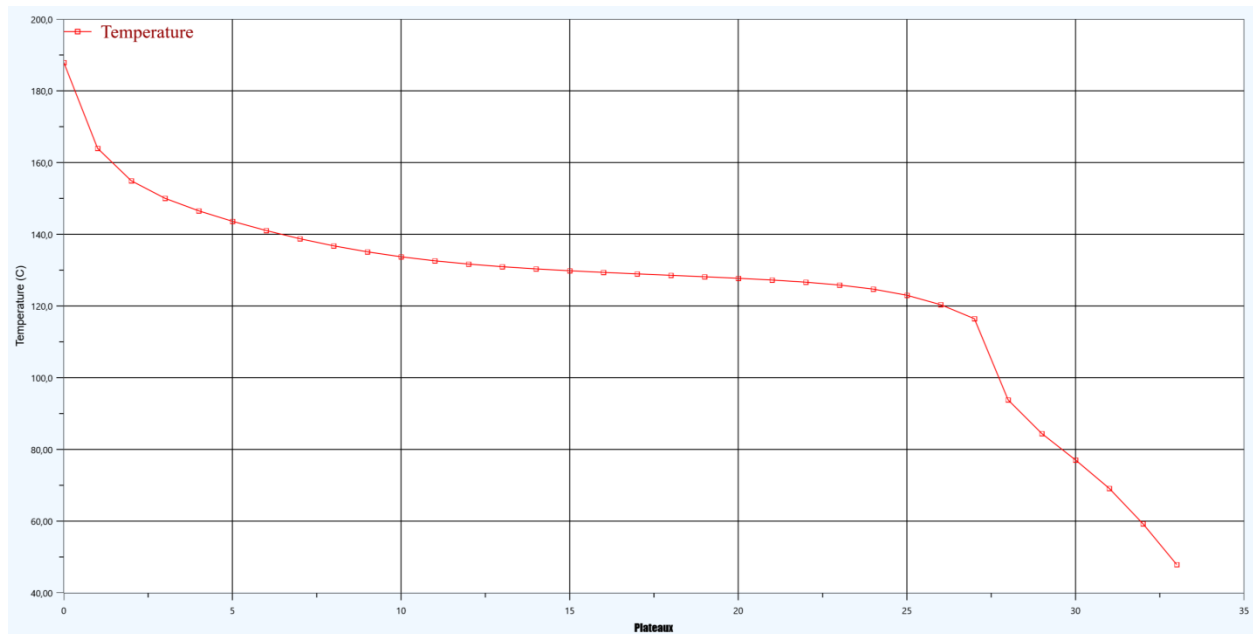


Figure II.3 : profil de température

Le profil de température dans la colonne de stabilisation présente une évolution normale le long de la colonne. La présence d'un pic remarqué au niveau du plateau d'alimentation n° 27, s'explique par la différence entre la température d'alimentation **47 °C** et celle du plateau **165 °C**.

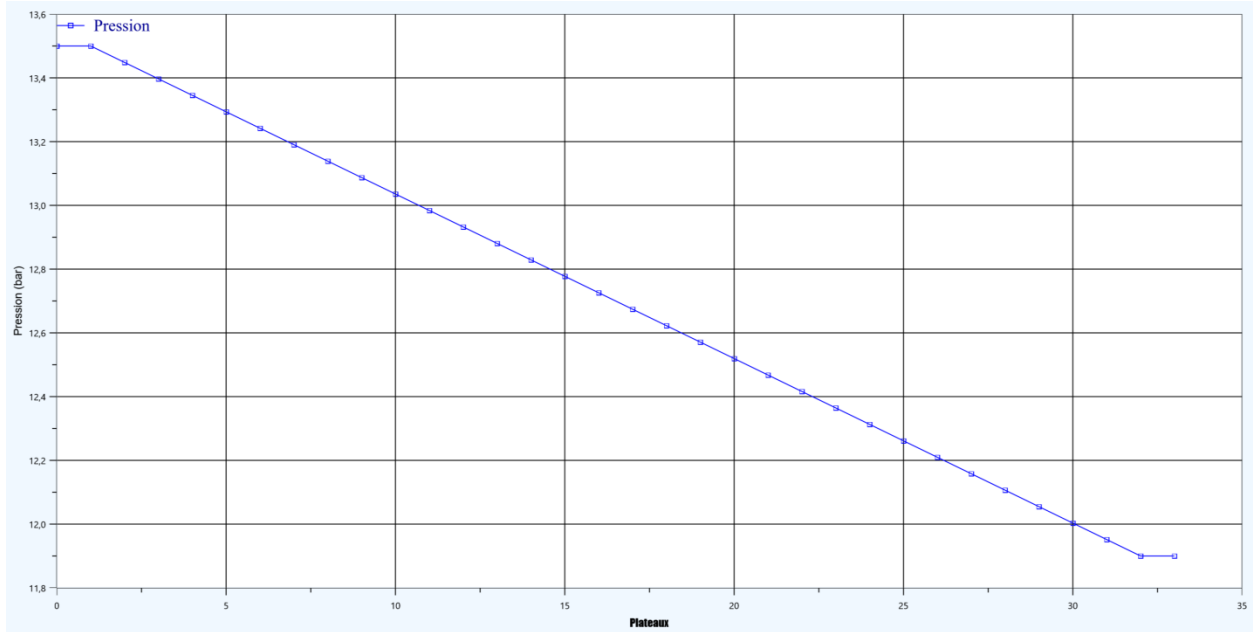


Figure II.4 : Profil de Pression

Le profil de pression actuel présente une évolution normale le long de la colonne. En effet, la pression diminue du 1er plateau en tête, jusqu'au dernier plateau du fond.

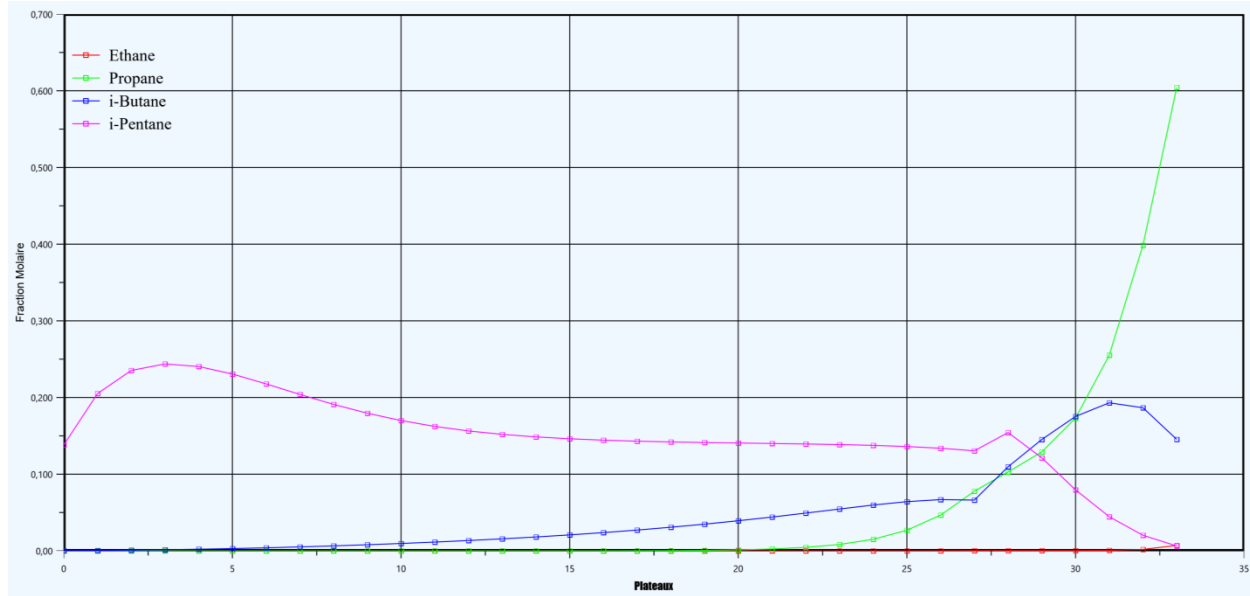


Figure II.6 : Profil de la composition de la charge.

La fraction du GPL le long de la colonne a une augmentation progressive, par contre la fraction du nC5 diminue progressivement à tête de la colonne.

II.14. RECAPITULATIF DES RESULTATS

Les résultats obtenus pour le débit d'alimentation (974,7 kmol/h) sont très éloignés par rapport au design (2951 kmol/h) soit un rapport de 3. Ce ci pourrait s'expliquer par le fait que la pression par laquelle arrive le gaz est insuffisante. Le puits de gaz est pratiquement épuisé. La différence température entre le réel est le design est due à la diminution de charge et la composition du gaz naturel qui devient plus riche en légers avec 66%.

Comme solution, on propose d'augmenter la charge en éliminant un train. Dans ce cas, la charge sera répartie identiquement aux deux autres trains.

CONCLUSION GENERALE

Ce travail avait pour but la vérification des paramètres de service de la colonne T202 de débutaniseur au niveau de l'unité de séparation nommée module 1 à Hassi Rmel. Ce module a pour but de séparer le mélange C₃ et C₄, connu sous le nom de GPL, des autres composants.

Les calculs effectués ont montré que les paramètres de fonctionnement optimisés analytiquement et numériquement sont inférieurs à ceux du design. Ces paramètres sont le débit de la charge qui était 3 fois inférieur à celui du design. Une différence de température a été également observée. Ce qui a conduit à un changement dans les fractions molaires dans la composition du gaz naturel. La fraction de C1 à C5 est légèrement élevée à celle de C6 et +.

Ainsi, la diminution dans le débit d'alimentation engendre une diminution dans la production de GPL. La comparaison entre les valeurs calculées, et celles du design des paramètres opératoires, a montré que le manque de la richesse en GPL et condensat dans le gaz brut à traiter influe beaucoup sur les paramètres de fonctionnement de débutaniseur. Ce dernier peut fonctionner avec une plus grande capacité de production.

Pour palier le problème, on propose d'augmenter le débit de l'alimentation en éliminant un train, il en restera 2 qui seront alimentés à part égal.

[1] Le gaz Natural production traitements transports ; préférence de Lucien SAJUS directeur délégué général technique président de la communication gaz du comité d'étude pétrolières et Marines (CEPM). Editions technique 27 rue ginoux 75737 Paris cedex 15

[2] <https://www.planete-energies.com/fr/medias/chiffres/production-mondiale-de-gaz>

[2] <https://www.planete-energies.com/fr/medias/chiffres/consommation-mondiale-de-gaz>

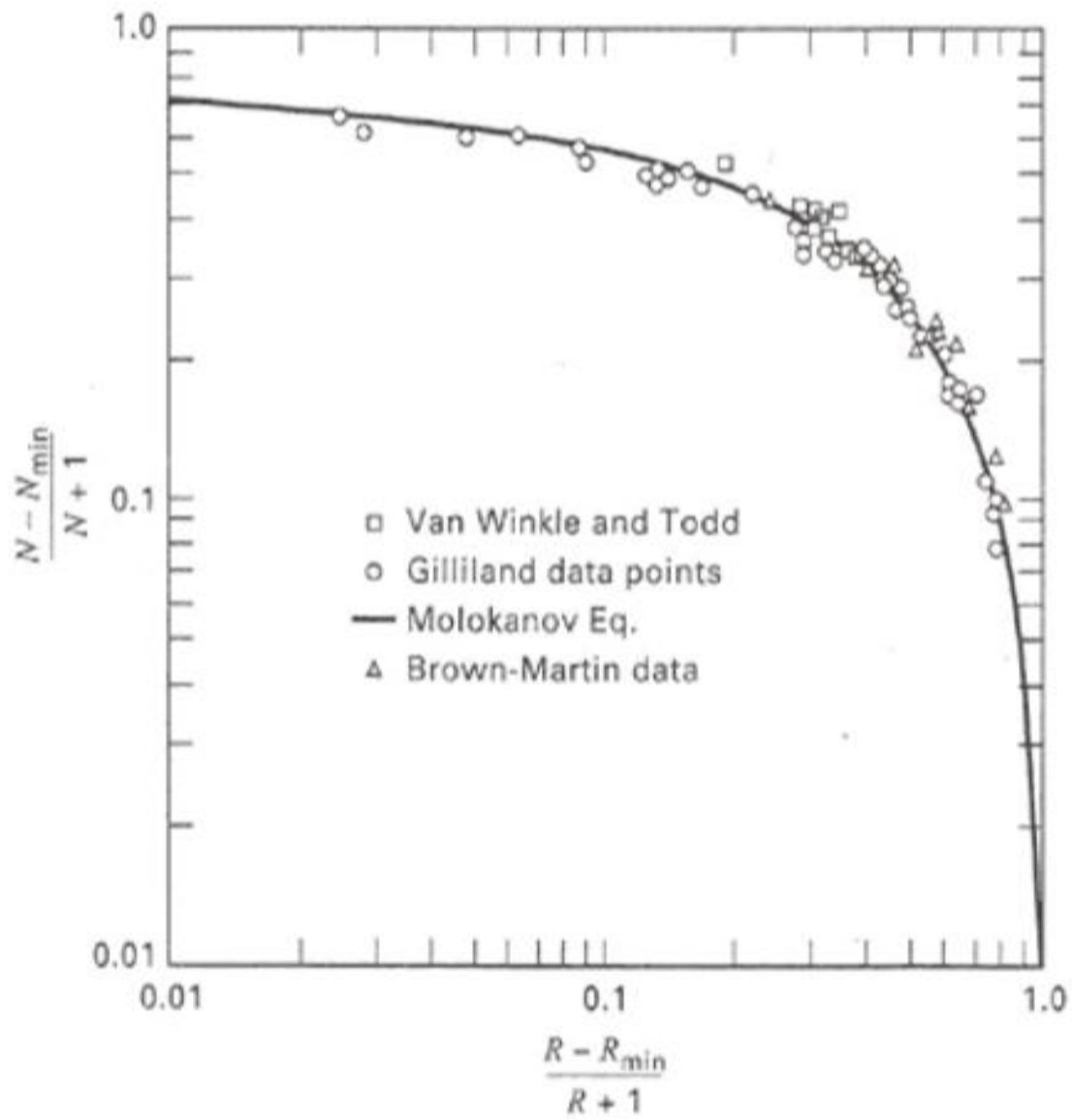
[3] fiches d'analyses. Et projet module IV

[4] Manuel opératoire module 1, Hassi R'mel, Algérie, « Stone and Webster corporation » 1976

[5] J. P. Wauquier, Procèdes de séparation tome II - Edition technip1998, Pages : 95236.

[6] J.P Moulin, école central paris génie des procèdes et génie chimique 2004-2005 TOME1 Pages 140-14.

ANNEXE3 : Diagramme de GILLILAND



ANNEXE1 : Diagramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny)

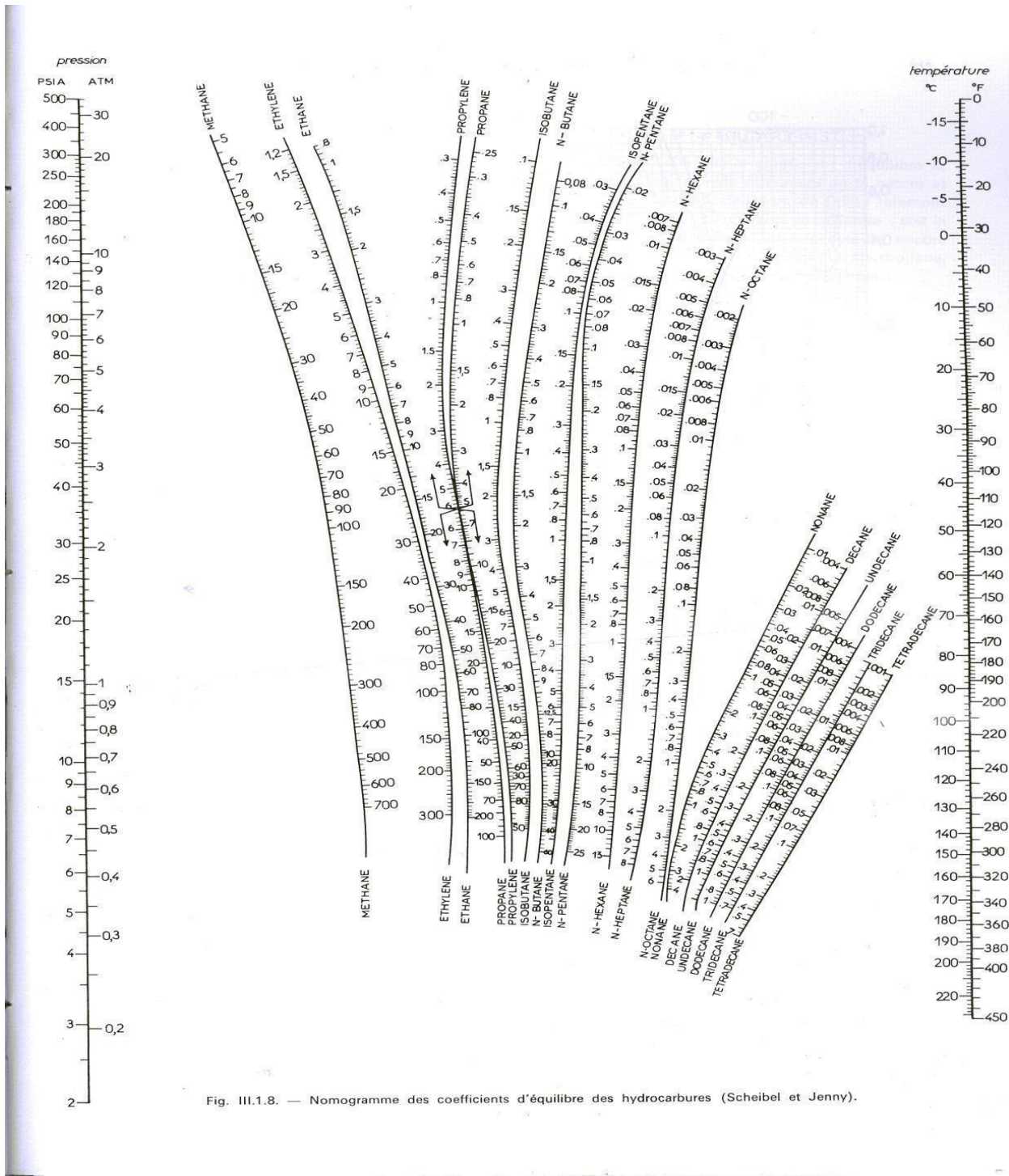


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

ANNEXE2 : Coefficient de compressibilité en fonction de la pression réduit

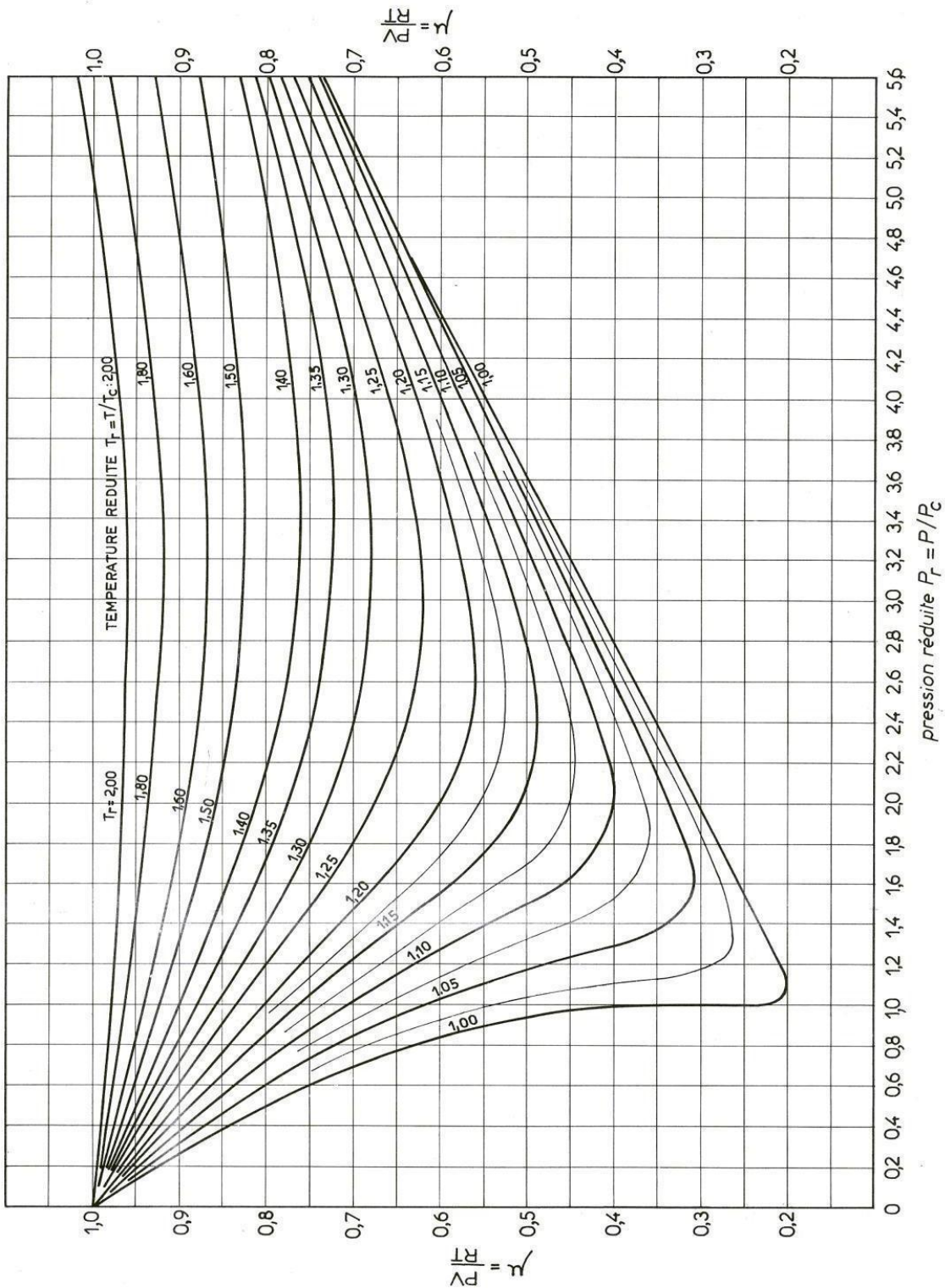


Fig. 1.50. — Abaque universel de compressibilité des gaz.