



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

P0003/05A

**MEMOIRE DE FIN D'ETUDES
POUR L'OBTENTION DU DIPLOME D'INGENIEUR EN GENIE MECANIQUE**



THEME

**ETUDE CONCEPTUELLE D'UN CENTRE DE MELANGE ET
DISPATCHING DU GAZ NATUREL POUR LA SONATRACH**

Organisme d'accueil :
SONATRACH- Activité Transport par Canalisation SH-TRC

REALISE PAR :

M BROURI Karim

ENCADRÉ PAR:

*M LARBI Salah (E.N.P)
Mme KARA Nachida (SH-TRC)*

PROMOTION:2004/2005

الهدف من هذه المذكرة الدراسية، هو دراسة تصميم مركز جديد لتوزيع الغاز و محطة مزجه، بهدف الحصول على النوعية المطلوبة من طرف الزبون. منذ بداية إستغلال الأنابيب الجديدة للغاز التي تحولها من حقول الجنوب بجودة مختلفة و كميات هائلة، أصبح مركز التوزيع الحالي عاجزا عن تلبية الطلب كميًا، و خاصة نوعيًا.

كلمات مفتاحية: المركز الوطني لتوزيع الغاز الطبيعي، نوعية الغاز درجة الحرارة، الضغط، الكتلة الحجمية، مزج الغاز.

Résumé

Le but de ce mémoire est l'étude conceptuelle d'un nouveau centre de dispatching de gaz avec une station de mélange de gaz qui soit en mesure de constituer la qualité du gaz demandé par le client.

Depuis la mise en service des nouveaux gazoducs évacuant les gaz des champs du sud, de qualités différentes et de quantités importantes, le centre de dispatching actuel s'est retrouvé incapable de répondre aux demandes des clients, en quantité et surtout en qualité.

Mots clés : centre national dispatching gaz, qualité gaz naturel, température, pression, masse volumique, mélange de gaz.

Abstract

The thesis' objective consists in the design of a new dispatching gas center with a blending station that will be in position to constitute the quality of the gas as required by the customer.

Since the commissioning of the recent gas pipelines carrying gas off the south gas fields, with different qualities and important quantities, the existing dispatching center cannot provide for the customers' needs on the level of quantity and especially on quality level.

Key words : national dispatching gas center, naturel gas quality, temperature, pression, volumic density, mixed gas.

Remerciements

Pour le choix du sujet de ce mémoire et pour la confiance qu'ils ont placée en moi pour cela, je veux remercier tout d'abord,

M. D.LAKHLEF, Directeur Exploitation de SONATRACH Transport par Canalisations,
Mme N.KARA, Chef de Département Gestion Flux Gaz,

ainsi que **M.B. BOUGUERNE**, Directeur Ressources Humaines qui a accepté notre prise en charge et ses services pour l'organisation de mon séjour au sein de l'entreprise.

Pour sa disponibilité d'esprit, je remercie mon promoteur, **M. S.LARBI** qui a bien voulu accepter de porter le sujet que j'ai choisi et pour sa disponibilité pratique, chaque fois que je l'ai sollicitée.

Tout le long de mes travaux, j'ai disposé de toutes les données possibles, des conseils, de l'assistance matérielle et technique au niveau de la Sonatrach, pour lesquelles je remercie :

- **M. A.HENNI Azzedine**, Sous-directeur Exploitation Gaz , RTH,
- **M. M.MOUFFOK** , Ingénieur au CNDG , pour leur accueil , leur amabilité et leur disponibilité sur le site de Hassi R'mel,
- **M. M.KEMER**, Chef terminal départ, CNDG,
- **Melle K.HESSAS**, Chef de Département Information et Etudes documentaires, TRC Siège,
- **Melle N.SAADI** , Cadre Ressources Humaines de la DRH pour sa gentillesse.

Je tien aussi a remercier, tous les membres du jury qui ont bien accepter d'évaluer ce modeste travail :

- **M. Y. BELKACEMI**

- **M. M. BENBRAIKA**

ainsi que **M. YAHYA** Directeur de HEH qui a bien voulu être dans le jury comme invité de marque.

Je tiens aussi à remercier tout le personnel de l'école et en particulier le personnel de la bibliothèque qui fut, pendant ces 5 années d'une grande gentillesse.

Dédicaces

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

*Je dédie ce modeste travail
à ma mère et mon père qui ont tant fait pour moi ;
à ma grand-mère maternelle ;
à nous ;
à Mimo, Sila, Ramzi, Lilya et Djali.l
à ma très cher amie Miriem Hadda;
à Nina-Sabrina pour son aide et sa gentillesse ;
à Sidah mon binôme virtuel pour son écoute ;
à ma cousine LYDIA pour son aide;
à Fathi et la fac d'Alger
à toute ma famille ;
et à tous ceux que j'aime !!!*

GZ0	: gazoduc Arzew la première ligne n°0
GZ1	: gazoduc Arzew ligne n°1
GZ2	: gazoduc Arzew ligne n°2
GZ3	: gazoduc Arzew ligne n°3
GK1	: gazoduc Skikda ligne n°1
GK2	: gazoduc Skikda ligne n°2
GG1	: gazoduc Bejaia- Bordj Menaiel-Alger
GPDF	: gazoduc Pedro Duran Farell trans-Maghreb Espagne via le Maroc
GNL	: complexe de liquéfaction du gaz naturel
GEM (TRANSMED)	: gazoduc Enrico Mattei trans-méditerranéen via la Tunisie
GO1	: gazoduc Oued Sefsaf ligne n°1
GO2	: gazoduc Oued Sefsaf ligne n°2
DP/HR	: direction Production - Hassi-R'mel
GR1	: gazoduc Alrar-Hassi-R'mel ligne n°1
GR2	: gazoduc Alrar-Hassi-R'mel ligne n°2
GR3	: gazoduc In Sallah-Hassi-R'mel ligne n°3
RTH	: région transport Haoud el Hamra:
TFT groupement	: groupement des champs de gaz naturel à Tin'Foué Tabenkort
Cm³	: Contrat mètre cube, unité des volumes dans les conditions contractuelles de T=15°C et P=1bar
Sm³	: Standard mètre cube, unité des volumes dans les conditions standard d'exploitation de T=15,56°C et P=1atm
m³	: mètre cube, unité des volumes dans les conditions normales de T=0°C et P=1atm



المدسة الوطنفة المتمددة التففففات
BIBLIOTHEQUE — المكنفة
Ecole Nationale Polytechnique

INTRODUCTION GENERALE



Introduction Générale

L'Algérie, pays dont la surface sédimentaire dépasse un million et demi de kilomètres carrés, présente depuis 1956 (date de découverte des plus grands gisements Hassi-R'mel et Hassi Messaoud) un potentiel important en hydrocarbures, particulièrement gazeux.

De toutes ces richesses du sous sol algérien exploitées par des compagnies étrangères, l'état Algérien a créé le 31 décembre 1963, l'entreprise SONATRACH (Société Nationale de Recherche, de Transport et de Commercialisation des Hydrocarbures) et nationalisa tout le secteur en 1971, [source Sonatrach département exploitation gestion flux gaz].

Cette entreprise dès lors était devenue l'organe d'accumulation des ressources financières nécessaires au décollage économique, pour arriver actuellement parmi les 10 premiers producteurs et exportateurs du monde.

Sonatrach est organisée en branches d'activités, dont l'une est la Branche Transport par Canalisations (TRC) qui a pour missions:

- le transport des hydrocarbures liquides et gazeux des unités de production vers les terminaux;
- le transport des hydrocarbures liquides et gazeux des terminaux départ vers les différentes Régions Transport ;
- le stockage des hydrocarbures liquides ;
- la livraison des hydrocarbures liquides et gazeux ;
- le chargement des hydrocarbures liquides et gazeux ;
- le développement et la maintenance du réseau de transport.

Dans l'optique d'une meilleure gestion de l'acheminement et du partage du gaz naturel sur les différents clients, la Sonatrach a créé un Centre National de Dispatching Gaz (CNDG) à Hassi-R'mel.

Le Centre National de Dispatching Gaz CNDG dont l'entrée en service remonte à juillet 1985 a été réalisé pour assurer la collecte des quantités de gaz provenant des sites de production Hassi-R'mel et son acheminement vers les centres de consommation, de transformation et d'exportation par l'intermédiaire, [source Sonatrach département exploitation gestion flux gaz]. :

- de trois gazoducs GZ1/40", GZ2/40" et GZ3/42" vers la région Ouest ARZEW ;
- d'un gazoduc GK1/40" vers la région Est SKIKDA ;
- du gazoduc trans-méditerranéen Enrico Mattei GEM1/48" (GO1) vers l'Italie via Tunisie ;
- d'un gazoduc GG1/42" vers la région centre Bordj Ménaïel / Bejaïa / Alger.

Le CNDG dispose d'installations et d'équipements techniques lui permettant d'assurer les fonctions essentielles suivantes :

- la collecte et la filtration du gaz ;
- la distribution ;
- le comptage ;
- la régulation des paramètres d'expédition.

Le site des installations ainsi que le bâtiment technique du CNDG se trouvent actuellement en état de saturation après avoir accueilli depuis 1985 d'autres ouvrages tels que :

- un deuxième gazoduc Enrico Maltlei GEM2/48"(GO2) ;
- un gazoduc trans-magheb Pedro Duran Farell Espagne via la Maroc GPDF/48" ;
- un deuxième gazoduc Skikda GK2/42" ;
- un troisième gazoduc Alrar - H.R'mel GR3/48" ;
- diverses interconnexions de gazoducs ayant permis au gaz d'arrivée GR1/2 de passer de la réinjection H.R'mel au réseau gaz de vente ;
- les projets de réalisation de systèmes de télécommunication à fibre optique des gazoducs :
 - GK1 et GK2 sur Skikda ;
 - GR1 et GR2 Alrar -H.R'mel ;
 - GZ 1, GZ2 et GZ3 sur Arzew ;
 - GG 1 sur Bordj Menaiel / Bejaïa / Alger.

Devant un schéma fonctionnel complètement différent du process initial, le CNDG a perdu sa flexibilité d'exploitation, ce qui rend la réception de nouveaux projets totalement impossible.

En **1985**, les gazoducs départ CNDG prélevaient leur gaz directement des nourrices qui sont alimentées par les modules de traitement de gaz du champ de Hassi-R'mel qui était l'unique gaz disponible pour la vente.

Les spécifications contractuelles du gaz commercialisé durant cette période pour le GNL et l'Italie (GOI) ont été faites sur la base de la qualité du gaz Hassi-R'mel (P_{CS} entre 9200 et 9570 Kcal / Cm³ et un CO₂ à 0,3 %), [source Sonatrach département exploitation gestion flux gaz].

Dès **1986**, de nouveaux champs furent découverts. Le gaz produit au niveau des champs du Sud, présentant une qualité différente (P_{CS} élevé et un taux de CO₂ autour de 4 %), a été orienté vers la réinjection Sud pour éviter la contamination du gaz de vente provenant du champs de Hassi-R'mel.

Cette solution provisoire a pénalisé l'activité production de Hassi-R'mel en engendrant une perte de flexibilité dans l'exploitation de son champ de gaz (*Perturbation dans les programmes de réinjection de gaz des stations Nord et Sud causant ainsi un déséquilibre du gisement de HR*).

Cette situation obligea la Sonatrach, en **1992**, à prendre la décision de dévier ce gaz vers les centres de consommation nationale à travers l'interconnexion réalisée au CNDG entre le GR1 et GG1/GZO. Les quantités ramenées donc par le GR1 (5 milliards m³/an) ont été dirigées dans leur totalité vers le GG1 et GZO pour les besoins de Sonelgaz.

Avec la construction du deuxième gazoduc en **1998**, GR2 et l'entrée en production du champ de TFT groupement, les quantités de gaz du Sud à forte teneur en CO₂ sont passées de 5 à 9 Milliards de Cm³/An. Le GG1 et GZO ne peuvent donc prendre à eux seuls ces quantités qui ont surpassé leurs capacités de transport.

Comme le gazoduc GPDF peut prendre un gaz avec une teneur en CO₂ allant jusqu'à 2%, une partie de ce gaz est donc injectée dans le gazoduc GPDF.

De ce fait le GPDF fut interconnecté au GR1/2 et commença à recevoir le gaz du Sud en mélange avec celui de Hassi-R'mel. (cf. Tableau.1.)

Tableau.1 : résumé de l'évolution des découvertes de champs de gaz nature source Sonatrach
département exploitation gestion flux gaz.

Année	1985	1986/1991	1992/1997	1998/2002	2003	2004
Provenance du gaz production	HR	HR + GR1	HR GR1 (5GM ³)	HR GR1/2 (9GM ³)	HR GR1/2 (19GM ³)	HR GR1/2 (9GM ³)
Clients	GNL GEM	GR1/2 vers réinjection	GG1 GZO	GG1 GZO GRDF	GG1 GZO GRDF GO1/2	Mélange GR1/2 + GR3
Teneur en CO ₂	<0,3%	4%	2%	2%	GEM 1,4%	GR3 0,3%
PCS (Kcal/Cm ³)	9200-9570	Elevé	Elevé	Elevé	Elevé	8900-9100 faibles
Observation		DP/HR pénalisée		TFT	OHANET	In Salah Gaz

Avec l'entrée en service du champ exploité par British Petroleum BHP (Ohanet) en **2003**, les quantités de gaz ramenées par le GR1/2 à Hassi-R'Mel sont passées à un taux de 19 Milliards de Cm³/An.

Ces quantités qui ont dépassé la capacité du transport des gazoducs GPDF/GG1/GZO (16 Milliards Cm³/An) ont conduit la Sonatrach à donner son accord pour véhiculer l'excédent de ce gaz vers les GO1/2 à condition que le taux de CO₂ du gaz de mélange ne dépasse pas 1% (et jusqu'à 1,5%).

Le GO1/2 commença donc à prendre à partir de cette date le gaz mélangé « Sud/Hassi-R'mel » avec une qualité différente de celle de Hassi-R'mel, [source Sonatrach département exploitation gestion flux gaz].

En **juillet 2004**, le champ de In Salah, exploité par l'Association In Salah Gas (SH/BP Amoco), est entré en service avec une production journalière en gaz qui a atteint le débit maximal de 28 MM/J (09 Milliards cm³/an).

Ce gaz présente un P_{CS} variant entre 8900 à 9100 Kcal/Cm³, un CO₂ inférieur à 0,3% (avec parfois des pics atteignant les 6%) et un pourcentage en méthane de 98%, [source Sonatrach département exploitation gestion flux gaz].

Vu la particularité de ce gaz dont la qualité n'est pas encore stable à ce jour, il ne peut être donc injecté dans les nourrices du CNDG qui actuellement alimentent les GNL. Ce gaz a été par conséquent mélangé avec celui du GR1/2 (P_{CS} élevé) dans le but d'avoir un PCS moyen dans les normes contractuelles du gaz de vente.

Ce gaz est donc pour le moment mélangé au gaz du GR1/2 au niveau du collecteur alimentant les gazoducs GO, GPDF, GG1, GZO.

Devant cette nouvelle configuration (*réception de trois différentes qualités de gaz : GRI/2-GR3-HR*), le CNDG se retrouve (*malgré lui*) actuellement chargé des opérations suivantes :

- répartition de la production du gaz de SH.DP/HR sur les gazoducs alimentant les GNL, ;
- répartition du mélange composé par le GRI/2 et le GR3 vers la consommation nationale à travers le GZO+GG1 et vers le GPDF et le GOI/2 ;
- assurer un appoint en gaz de Hassi-R'Mel pour le GOI/2, GPDF et le GGI.

Les nombreux gisements découverts ces dernières années, ont généré des quantités de production de gaz supérieures aux prévisions et aux capacités initiales du CNDG.

Les quantités de gaz demandées ont augmenté, plaçant la Sonatrach parmi l'un des plus grands exportateurs de gaz au monde.

Pour pouvoir satisfaire la demande en qualité avec la quantité disponible, le CNDG est confronté actuellement aux contraintes suivantes :

- modification du process initial du CNDG engendrant une perte de flexibilité dans l'exploitation du CNDG;
- non maîtrise de la qualité des mélanges de gaz avec aucune possibilité de control sur le mélange;
- pas de possibilité de réinjections des gaz du Sud ;
- perturbation de la chaîne GRI/2 et GR3;
- réception de trois différentes qualités de gaz (DP/H.R, GRI/2 et GR3) ;
- possibilité de contamination mutuelle de ces gaz ;
- possibilité de contamination du champ de Hassi-R'Mel.

Vu que le gaz destiné à la vente provenait jusqu'à présent des champs de Hassi-R'mel, un apport supplémentaire après exploitation des nouveaux gisements de la région du Sud Est et Sud Ouest de Hassi-R'mel est prévu pour couvrir une demande de plus en plus croissante.

Le CNDG actuel ne pouvant pas répondre à ces besoins, la Sonatrach envisage les solutions suivantes :

- la construction d'un nouveau CNDG doté d'un système de mélange;
- la réalisation d'une ou plusieurs unités de décarbonatation du gaz du Sud à l'instar du GR3 ;
- un nouveau bâtiment de contrôle du CNDG ;
- l'installation d'un DCS au CNDG avec un nouveau tableau synoptique ;
- la rénovation du système de comptage ;
- la construction d'un laboratoire gaz.

Le nouveau CNDG n'ayant aucune configuration préalablement définie, plusieurs solutions sont possibles.

Dans le cadre de ce projet de fin d'études, le sujet de réflexion porte sur le développement d'une des configurations possibles que l'on peut adopter pour la réalisation du nouveau CNDG.

Ce travail est essentiellement axé sur la station de mélange de gaz du nouveau CNDG et cela sous son aspect :

- Mécanique des fluides: estimation des pertes de charge;
- Thermodynamique: définition des lois de mélange du mélange gaz;
- Programmation: élaboration d'un logigramme du système de contrôle;
- Génie des procédés: conception d'une configuration du process du nouveau CNDG.

CHAPITRE I

MODELISATION DES PROPRIETES THERMODYNAMIQUES

I.1 Equations d'état (la loi des états correspondants)

I.1.1 Définition

I.1.2 Interactions moléculaires. Loi des états correspondants

I.1.3 Facteur acentrique

I.2 Calcul des propriétés thermodynamiques à partir équations d'état usuelles

I.2.1 Équation de van der Waals

I.2.2 Équation de Redlich-Kwong

I.2.3 Équations de Soave et de Peng-Robinson

I.2.4 Équations d'état non cubiques

I.3 Application aux mélanges

I.1 Equations d'état (la loi des états correspondants)

I.1.1 Définition

Pour un gaz à une seule phase fluide, compte tenu de la règle de variance, les variables de pression P , du volume v , de la température absolue T et de la composition sont liées par l'équation d'état :

$$f(P, v, T, n_1, \dots) = 0 \quad (1.1)$$

n_1, n_2, \dots, n_i , désignent respectivement, le nombre de moles des constituants $1, 2, \dots, i$.

On se réfère fréquemment à une mole de corps pur ou de mélange. Le volume qui intervient dans l'équation d'état est alors le volume molaire V . L'équation d'état d'un corps pur se réduit à une relation entre pression, volume et température. Dans le cas d'un mélange, la composition, qui est définie par les fractions molaires des constituants présents dans le mélange z_1, z_2, \dots, z_i intervient également, [1].

L'équation d'état comporte généralement des paramètres ajustables. Les données expérimentales peuvent être corrélées avec d'autant plus de précision que le nombre de paramètres ajustables est élevé.

Les équations d'état sont basées sur des considérations physiques et en particulier sur l'analyse des interactions moléculaires, il est possible d'améliorer le caractère prédictif des relations utilisées et de réduire le nombre de données expérimentales nécessaires.

L'utilisation de modèles basés sur une équation d'état permet de calculer [1] :

- le comportement volumétrique des mélanges constituant le gaz ;
- l'évolution des fonctions thermodynamiques avec la température et la pression;
- les équilibres liquide - vapeur.

I.1.2 Interactions moléculaires. Loi des états correspondants

La plus simple des équations d'état est représentée par l'équation des gaz parfaits qui s'écrit pour une mole :

$$PV = RT \quad (1.2)$$

L'équation des gaz parfaits représente une approximation d'autant meilleure que la pression est faible. En effet, elle suppose que les molécules de gaz sont en moyenne suffisamment éloignées les

unes des autres pour qu'il soit possible de négliger les forces d'interaction, l'énergie des molécules est alors purement cinétique.

Dans le cas de molécules sphériques, l'énergie potentielle d'interaction Γ entre deux molécules est reliée à la distance r entre ces molécules par une relation de la forme :

$$\frac{\Gamma}{\varepsilon} = f\left(\frac{r}{\sigma}\right) \quad (1.3)$$

dans laquelle f représente une fonction universelle. Le paramètre ε a la dimension d'une énergie et le paramètre σ celle d'une longueur.

La fonction $f\left(\frac{r}{\sigma}\right)$ passe par un minimum. Le potentiel Γ est attractif (négatif) jusqu'à une distance au-dessous de laquelle il devient répulsif (positif) en s'opposant à l'interpénétration des molécules considérées, [1].

Les forces d'attraction entre molécules (ou forces de cohésion) sont les suivantes :

- forces électrostatiques entre particules chargées ou molécules présentant un **moment dipolaire** permanent ;
- forces électrostatiques entre molécules polaires (ou chargées) et molécules polarisables; en présence d'un champ électrique E , une molécule non polaire peut acquérir un moment dipolaire induit v_i tel que,[1] :

$$v_i = \theta_i \cdot E \quad (1.4)$$

- Le paramètre θ_i représente le **facteur de polarisabilité** de la molécule. Le tableau 1.1 présente les valeurs du moment dipolaire et du facteur de polarisabilité pour quelques constituants du gaz naturel ainsi que pour quelques solvants polaires. C'est en raison des forces d'interaction électrostatiques entre un gaz acide tel que H_2S et un solvant polaire, qu'il est possible de désacidifier de manière sélective un gaz naturel au moyen d'un solvant polaire ;

Tableau 1.1
Moments dipolaires et facteurs de polarisabilité,[2].

Constituant	Moment dipolaire 10 ⁻³⁰ c.m	Polarisabilité 10 ⁻³⁰ m ³
Méthane.....	0	2,59
Ethane.....	0	4,45
Propane.....	0,280	6,33
i-Butane.....	0,440	-
n-Butane.....	0,167	8,20
n-Pentane.....	0,434	9,99
Hydrogène sulfuré.....	3,236	3,85
Eau.....	6,171	1,45
Méthanol.....	5,670	3,30
Ethylène glycol.....	7,605	5,70
Acéton.....	9,607	6,35
N-Méthylformamide.....	12,780	5,80
N- Diméthylformamide.....	12,740	7,81

— les **forces de dispersion** ou forces de London sont dues au fait qu'une molécule non polaire ne l'est qu'en moyenne; deux molécules étant en présence, le moment dipolaire instantané (nul en moyenne) de chaque molécule induit un moment dipolaire de l'autre molécule et il en résulte une force d'interaction. Dans ce cas, le potentiel des forces d'attraction varie comme $1/r^6$.

Il peut également exister des forces d'interaction "chimique" dues notamment à des **liaisons hydrogène**, pouvant conduire à des auto-associations entre molécules d'un même constituant (cas des composés hydroxyliques : eau, alcools, acides et à un degré moindre amines) ou à des complexations entre molécules différentes.

De manière générale, le potentiel Γ s'exprime sous la forme d'une somme de deux termes,[1] :

$$\Gamma_{total} = \Gamma_{répulsion} + \Gamma_{attraction} = \frac{A}{r^n} + \frac{B}{r^m} \quad (1.5)$$

Cette équation a été proposée par Mie en 1903,[2]. Pour des molécules sphériques et non polaires, l'expression la plus couramment utilisée pour calculer le potentiel r est celle de Lennard-Jones,[1] :

$$\left(\frac{\Gamma}{\varepsilon}\right) = 4 \cdot \left[\left(\frac{\sigma}{r}\right)^{12} - \left(\frac{\sigma}{r}\right)^6 \right] \quad (1.6)$$

On reconnaît dans cette expression la dépendance en $(1/r^6)$ du potentiel des forces d'attraction $\Gamma_{attraction}$.

La figure 1.1 présente l'évolution du terme de potentiel Γ/ϵ en fonction du terme de distance r/σ dans ce cas particulier.

Un calcul basé sur les notions de mécanique statistique montre qu'à partir d'une équation de la forme (1.3), s'appliquant à tout constituant indépendamment de sa nature chimique (ce qui est le cas notamment de l'équation de Lennard-Jones), il est possible d'établir la loi des états correspondants,[1] :

$$f(P_R, V_R, T_R) = 0 \quad (1.7)$$

L'équation (1.7) relie la pression réduite $P_R = P/P_c$, la température absolue réduite, $T_R = T/T_c$ et le volume réduit $V_R = V/V_c$. Les termes P_c , T_c et V_c représentant respectivement la pression, la température et le volume molaire critiques. Elle s'applique à tout constituant avec les mêmes restrictions que l'équation de potentiel correspondante.

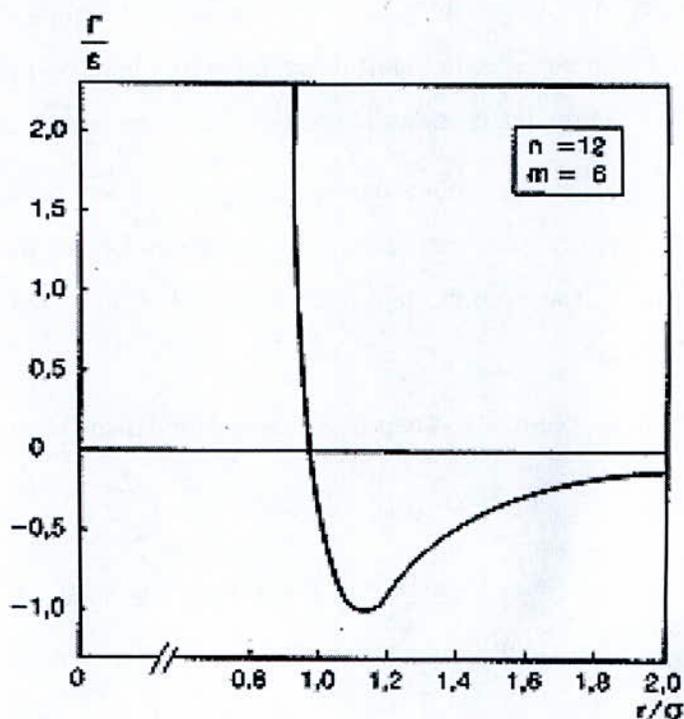


Fig.1.1 Potentiel de Lennard-Jones,[2]

La température critique, le volume critique et la pression critique sont reliés aux paramètres ε et σ par les relations,[1]:

$$\frac{\varepsilon}{k} = C_1 T_c \quad (1.8)$$

$$\frac{2}{3} \pi N_A \sigma^3 = C_2 V_c \quad (1.9)$$

$$\frac{\varepsilon}{\sigma^3} = C_3 P_c \quad (1.10)$$

Dans les relations (1.8), (1.9) et (1.10), C_1 , C_2 et C_3 représentent des constantes universelles, k la constante de Boltzmann et N_A le nombre d'Avogadro. Dans le cas particulier du potentiel de Lennard-Jones, les valeurs approximatives des constantes C_1 , C_2 et C_3 sont respectivement $C_1 = 0.77$, $C_2 = 0.75$ et $C_3 = 7.42$, [1]

Tableau 1.2

Coordonnées critiques et facteurs acentriques,[1].

Composés	T_c (K)	P_c (MPa)	ω
Éléments			
Hélium.....	5,20	0,228	-0,3900
Hydrogène.....	33,18	1,313	-0,2150
Azote.....	126,10	3,394	0,0403
Oxygène.....	154,58	5,043	0,0218
Composés minéraux			
Oxyde de carbone.....	132,92	3,499	0,0663
Dioxyde de carbone.....	304,19	7,382	0,2276
Hydrogène sulfuré.....	373,53	8,963	0,0827
Eau.....	647,13	22,055	0,3449
Paraffines			
Méthane.....	190,58	4,604	0,0108
Éthane.....	305,42	4,880	0,0990
Propane.....	369,82	4,249	0,1518
i-Butane.....	408,14	3,648	0,1770
n-Butane.....	425,18	3,797	0,1993
n-Pentane.....	469,65	3,369	0,2486
n-Hexane.....	507,43	3,012	0,3046
n-Heptane.....	540,26	2,736	0,3511
n-Octane.....	568,83	2,486	0,3962
n-Nonane.....	595,65	2,306	0,4377
n-Décane.....	618,45	2,123	0,4842
Cycloparaffine			
Cyclopentane.....	511,76	4,502	0,1943
Cyclohexane.....	553,54	4,075	0,2118
Aromatiques			
Benzène.....	562,16	4,898	0,2108
Toluène.....	591,79	4,109	0,2641
Éthylbenzène.....	617,17	3,609	0,3036
Isopropylbenzène.....	631,15	3,209	0,3377

I.1.3. Facteur acentrique

La loi des états correspondants définie précédemment ne s'applique strictement qu'aux constituants dont la molécule est sphérique et apolaire.

Pitzer (1939) a introduit le **facteur acentrique** ω pour prendre en compte les déviations dues aux écarts par rapport aux conditions précédentes,[1].

Il a observé que dans le cas de l'argon, représentatif des fluides simples qui répondent aux conditions indiquées, $P^s / P = 0,1$ pour $T_R = 0,7$.

Le facteur acentrique ω est défini par la relation,[1] :

$$\omega = -\log\left(\frac{P^s}{P}\right) - 1 \quad (1.11)$$

la pression de saturation P^s étant celle qui correspond pour le fluide considéré à $T_R = 0,7$.

Le facteur acentrique mesure ainsi l'écart entre le comportement du fluide complexe considéré et celui des fluides simples.

La prise en compte dans l'équation d'état du paramètre supplémentaire ω , qui dépend du constituant considéré, permet d'améliorer considérablement la précision de celle-ci. Le tableau 1.2 donne les valeurs des trois paramètres P_c , T_c et ω pour les constituants qui sont habituellement présents dans le gaz naturel ou au cours de son traitement,[1].

I.2. Calcul des propriétés thermodynamiques à partir d'équations d'état usuelles

I.2.1. Équation de van der Waals

Plutôt que de déduire l'équation (1.7) d'une équation de potentiel, on fait généralement appel à des équations empiriques. L'équation de van der Waals, dont dérivent de nombreuses équations, est de la forme,[3] :

$$P = \frac{PR}{V-b} - \frac{a}{V^2} \quad (1.12)$$

Elle comporte deux termes correctifs qui la différencient de l'équation d'état des gaz parfaits (1.2) :

- le terme de pression interne ou pression de cohésion, $P_{int} = a/V^2$ prend en compte les forces d'attraction moléculaire décrites précédemment ;

— le covolume b représente le volume occupé par une mole lorsque la pression tend vers l'infini; il résulte des forces de répulsion qui se manifestent lorsque les molécules se rapprochent en s'opposant à leur interpénétration.

Au point critique, pour un corps pur, une équation d'état qui est supposée s'appliquer à tout le domaine de volume et de pression doit vérifier les conditions,[3] :

$$\left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_T = 0 \quad (1.13)$$

$$\left(\frac{\partial^2 P}{\partial V^2}\right)_T = 0 \quad (1.14)$$

En effet, dans un diagramme de coordonnées P-V, l'isotherme critique présente au point critique un point d'inflexion à tangente horizontale (fig. 1.2).

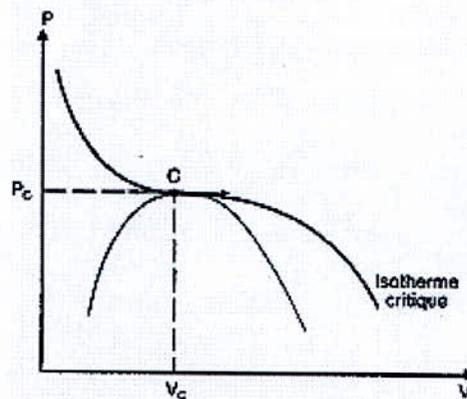


Fig.1.2 Représentation de l'isotherme critique dans le diagramme P-V,[1]

L'application des conditions (1.13) et (1.14) dans la cas de l'équation de van der Waals permet d'obtenir les expressions a et b en fonction des coordonnées critiques,[3] :

$$a = \frac{27 R^2 T_c^2}{64 P_c} \quad (1.15)$$

$$b = \frac{RT_c}{8P_c} \quad (1.16)$$

Les paramètres de l'équation de van der Waals ne dépendent que des coordonnées critiques et T_c et ne font pas intervenir le facteur acentrique. L'équation de van der Waals ne peut donc s'appliquer qu'à des constituants dont la molécule est sphérique et apolaire.

On vérifie aisément en substituant aux paramètres a et b les expressions déduites des relations (1.15) et (1.16), que l'équation (1.12) suit la loi des états correspondants. Appliquée au point critique, elle conduit à une valeur du facteur de compressibilité $Z_c = P_c V_c / RT_c$ de 0,375, ce qui montre son imprécision dans cette région, les valeurs expérimentales variant généralement entre 0,25 et 0,30 pour les hydrocarbures,[1].

Pour une température et une pression fixées, le calcul du volume molaire V fait intervenir la résolution d'une équation cubique.

A une température fixée inférieure à T_c , il existe une pression de saturation P^s et une seule, pour laquelle deux phases, une phase vapeur et une phase liquide peuvent coexister. Pour cette valeur de la pression, l'équation cubique admet trois racines réelles. La racine la plus petite correspond au volume molaire de la phase liquide et la plus grande à celui de la phase vapeur,[1].

La pression de saturation est déterminée en posant une condition d'équilibre (égalité des enthalpies libres). On montre que cette condition impose la relation $\int V dP = 0$, ce qui entraîne l'égalité des aires S_1 et S_2 situées au-dessous et au-dessus du palier de saturation (fig.1.3).

Pour des valeurs de P différentes de P^s , le corps pur considéré est en phase vapeur si $P < P^s$, et en phase liquide si $P > P^s$.

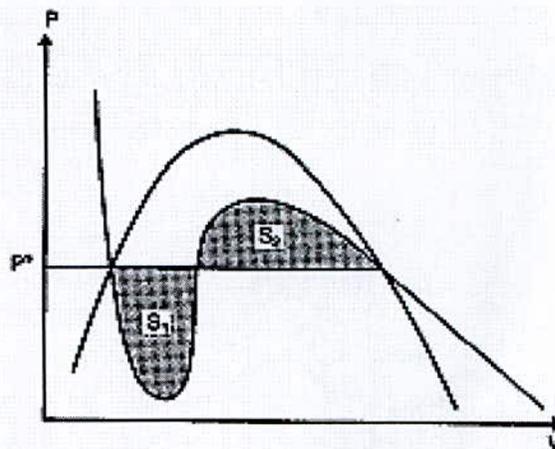


Fig.1.3 détermination de la pression de saturation dans le cas d'une équation cubique,[1].

1.2.2. Équation de Redlich-Kwong

L'équation de **Redlich-Kwong** (1949) vise à améliorer la représentation des fluides réels en modifiant l'expression du terme de pression interne de l'équation de van der Waals. Elle est de la forme générale,[3] :

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)} \quad (1.17)$$

La modification apportée au terme de pression interne conduit à une représentation beaucoup plus satisfaisante, en particulier dans le domaine des températures supérieures à la température critique.

Le terme $a(T)$ dépend de la température; **Redlich** et **Kwong** ont exprimé ce terme en fonction de la température réduite T_r , au moyen de l'expression très simple :

$$a(T) = \frac{a_c}{\sqrt{T_r}} \quad (1.18)$$

Comme l'équation de **van der Waals**, l'équation de **Redlich-Kwong** ne comporte que deux paramètres a_c et b . En appliquant les conditions (1.13) et (1.14), les paramètres a_c et b peuvent être reliés aux coordonnées critiques,[3]:

$$a_c = 0,42748 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad (1.19)$$

$$b = 0,08664 \frac{RT_c}{P_c} \quad (1.20)$$

À une température fixée, le calcul du volume V à une pression donnée conduit également à une équation cubique. Le calcul est généralement effectué en passant par l'intermédiaire du facteur de compressibilité adimensionnel $Z = PV/RT$.

La plus petite des racines de l'équation correspond à la valeur de Z en phase liquide et la plus grande à celle en phase vapeur,[3].

I.2.3. Équations de Soave et de Peng-Robinson

Les équations de **Soave** (1972) et de **Peng-Robinson** (1976) diffèrent de l'équation de **Redlich-Kwong** par l'introduction d'une fonction $a(T)$ qui dépend du facteur acentrique.

L'équation de Soave est de la même forme générale que l'équation de Redlich-Kwong (1.17). Soave a introduit les relations suivantes pour exprimer la fonction $a(T)$, [1] :

$$a(T) = a_c \cdot \alpha(T_R) \quad (1.21)$$

avec:

$$\alpha(T_R) = \left[1 + m(1 - \sqrt{T_R})\right]^2 \quad (1.22)$$

Le coefficient m est calculé en fonction du facteur acentrique ω , [1] :

$$m = 0,480 + 1,574 \cdot \omega - 0,176 \cdot \omega^2 \quad (1.23)$$

Les paramètres a_c et b sont exprimés en fonction des coordonnées critiques P_c et T_c par les mêmes expressions (1.19) et (1.20) que dans le cas de l'équation de Redlich-Kwong.

L'équation de Peng-Robinson diffère de l'équation de Soave par l'expression du terme d'attraction. Elle a été introduite en vue d'améliorer les résultats obtenus par l'équation de Soave, notamment en ce qui concerne le calcul des densités en phase liquide, sans modifier le nombre de paramètres, [1] :

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)+b(V-b)} \quad (1.24)$$

Les termes $a(T)$ et b de la relation (1.24) sont définis par les relations (1.25) à (1.27), [1] :

$$a(T) = 0,4572 \cdot \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha(T_R) \quad (1.25)$$

Le terme $\alpha(T_R)$ présente la même forme générale que dans le cas de l'équation de Soave. Il suit la relation (1.22), mais la fonction reliant le paramètre m au facteur acentrique ω est différente, [1] :

$$m = 0,37464 + 1,54226 \cdot \omega - 0,26992 \cdot \omega^2 \quad (1.26)$$

$$b = 0,0778 \cdot \frac{RT_c}{P_c} \quad (1.27)$$

Ces équations sont très largement utilisées dans les modèles de simulation, en production et traitement de gaz naturel.

Il existe par ailleurs une grande variété d'équations d'état cubiques. Pénéloux et *al.* (1982) a introduit un paramètre supplémentaire, dit terme de "translation", pour améliorer la précision avec laquelle est calculé le volume en phase liquide; citons également les équations d'état proposées par Salim et Trebble (1991), par Trebble et Bishnoi (1987), ainsi que par Patel et Teja (1982).

Martin (1979) puis Schmidt et Wensel (1980) ont présenté des expressions généralisées permettant de considérer la plupart de ces équations d'état comme des cas particuliers d'une équation plus générale.

Des procédures de calcul des différentes propriétés thermodynamiques à partir de ces expressions généralisées ont été également élaborées (Leibovici, 1993) ,[1].

I.2.4. Équations d'état non cubiques

Des équations plus complexes que les équations précédentes, faisant intervenir un nombre accru de paramètres, ont été proposées en vue d'augmenter la précision des calculs. Ces équations présentent l'inconvénient d'être en général d'ordre supérieur à trois et de conduire de ce fait à des calculs plus longs.

L'équation de **Benedict, Webb et Rubin**, ou équation BWR (Benedict et *al.*, 1951, 1942, 1940) est dérivée de l'équation du viriel, fréquemment utilisée pour représenter les propriétés de la phase gazeuse aux pressions modérées. L'équation du viriel consiste à développer le facteur de compressibilité selon une série de Taylor en $1/V$,[3]:

$$Z = \frac{PV}{RT} = 1 + \frac{B}{V} + \frac{C}{V^2} + \dots \quad (1.28)$$

Elle est en général tronquée au delà du terme en $1/V^2$.Les coefficients B et C sont appelés respectivement second et troisième coefficient du viriel.

L'équation BWR comporte deux termes complémentaires qui ont été introduits de manière empirique. Cette équation s'écrit en désignant par PM l'inverse du volume molaire,[1] :

$$P = RT\rho_M + \left(B_0RT - A_0 - \frac{C_0}{T^2} \right) \rho_M^2 + (bRT - a) \rho_M^3 + a\alpha \rho_M^6 + \frac{c\rho_M^3}{T^2} (1 + \gamma \rho_M^2) \exp(-\gamma \rho_M^2) \quad (1.29)$$

Les huit coefficients: A_0 , B_0 , C_0 , a , α , c et γ de l'équation (1.29) dépendent de la nature du constituant étudié. Différentes modifications de l'équation BWR ont été présentées, notamment par Bender (1975) ainsi que par Starling et Han (1972), afin d'améliorer sa précision ou d'étendre son domaine d'application.

Diverses expressions soit du terme de répulsion, soit du terme d'attraction de l'équation de van der Waals ou des équations cubiques dérivées, ont été également proposées dans le même but.

Dans le cas de l'équation **SBR** [1] , (un terme correctif dépendant du volume est introduit dans l'expression du terme d'attraction de l'équation de Redlich-Kwong. L'équation SBR s'écrit,[1] :

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)} \left(1 - \gamma \frac{b}{V} + \delta \frac{b^2}{V^2} \right) \quad (1.30)$$

L'équation (1.30) peut être mise sous forme réduite, les paramètres étant exprimés en fonction de la température réduite. Actuellement, c'est l'équation révisée par Jullian (1988) en vue de mieux représenter les constituants lourds, qui est utilisée; en effet, elle permet de déterminer les paramètres de l'équation en fonction des coordonnées critiques P_c , T_c et du facteur acentrique ω d'une manière plus précise que l'équation initiale.

I.3. Application aux mélanges

Les équations présentées précédemment peuvent être étendues aux mélanges à condition de pouvoir relier les paramètres de ces équations appliquées aux mélanges à ceux des corps purs.

Dans le cas des équations dérivées de celle de van der Waals, telles que les équations de Redlich-Kwong, Soave et Peng-Robinson, les règles de mélange usuelles sont les suivantes lorsque la composition est définie en fractions molaires Z_i , [1]:

Paramètre b :

$$b = \sum_i z_i b_i \quad (1.37)$$

ce qui correspond à l'addition des covolumes pondérés par la composition.

Paramètre a :

$$a = \sum_i \sum_j z_i z_j \sqrt{a_i a_j} (1 - K_{ij}) \quad (1.38)$$

Le terme k_{ij} est un terme correctif appelé coefficient d'interaction, caractéristique du binaire considéré. L'introduction du terme k_{ij} est nécessaire lorsque les constituants i et j sont formés par des molécules très dissemblables soit par leur volume molaire, soit par leur nature chimique (mélanges: C₁-C₆, CO₂-paraffine, aromatique -paraffine....), [1].

Tableau 1.3

Méthode de Lee-Kesler équation BWR modifiée,[1].

$$Z = \frac{P_R V_R}{T_R} = 1 + \frac{B}{V_R} + \frac{C}{V_R^2} + \frac{D}{V_R^3} + \frac{c_4}{T_R^3 V_R^2} \left(\beta + \frac{\gamma}{V_R^2} \right) \exp\left(-\frac{\gamma}{V_R^2} \right)$$

Avec :

$$B = b_1 - \frac{b_2}{T_R} - \frac{b_3}{T_R^2} - \frac{b_4}{T_R^3}$$

$$C = c_1 - \frac{c_2}{T_R} + \frac{c_3}{T_R^3}$$

$$D = d_1 + \frac{d_2}{T_R}$$

Constante	Fluide simple	Fluide de référence
b ₁	0,1181193	0,2026579
b ₂	0,265728	0,331511
b ₃	0,154790	0,027655
b ₄	0,030323	0,203488
c ₁	0,0236744	0,0313385
c ₂	0,0186984	0,0503618
c ₃	0,0	0,016901
c ₄	0,042724	0,041577
d ₁	0,155488.10 ⁻⁴	0,48736.10 ⁻⁴
d ₂	0,623689.10 ⁻⁴	0,0740336.10 ⁻⁴
β.....	0,65392	0,226
γ.....	0,060167	0,03754

Dans le cas des équations d'état plus complexes que les équations cubiques, telle que l'équation COR, des règles de mélange spécifiques doivent être utilisées,[1].

Une autre façon d'étendre aux mélanges l'équation d'état d'un corps pur, consiste à considérer les coordonnées pseudo - critiques. Différentes règles ont été proposées pour appliquer aux mélanges la loi des états correspondants (Reid et al.,1987 ; Lee et Kesler,1975). Plöcker et al. (1978) ont introduit les relations suivantes pour déterminer les coordonnées pseudo - critiques ainsi que le facteur acentrique,[1] :

$$T_{pc} = \frac{\sum_i \sum_j z_i z_j V_{cij}^\eta T_{cij}}{V_{pc}^\eta} \quad (1.39)$$

$$V_{pc} = \sum_i \sum_j z_i z_j V_{cij} \quad (1.40)$$

$$\omega_m = \sum_j z_j \omega_j \quad (1.41)$$

avec :

$$V_{cij} = \frac{1}{8} \left(V_{ci}^{1/3} + V_{cj}^{1/3} \right)^3 \quad (1.42)$$

$$T_{cij} = \left(T_{ci} T_{cj} \right)^{1/2} (1 - K_{ij}) \quad (1.43)$$

Les termes T_{Ci} et V_{ci} désignent respectivement la température et le volume critique du constituant i.

La pression pseudo - critique peut être déterminée en appliquant la relation,[1] :

$$P_{pc} = (0,2905 - 0,085\omega_m) \frac{RT_{pc}}{V_{pc}} \quad (1.44)$$

Les relations (1.39) à (1.44) permettent d'étendre la méthode de Lee et Kesler aux mélanges.

Différentes valeurs de l'exposant η peuvent être considérées. La valeur $\eta=1$ a été admise par différents auteurs et notamment par Mollerup (1980) dans le cas de mélanges d'hydrocarbures légers, d'azote et de dioxyde de carbone. Dans le cas de mélanges de constituants dont les masses molaires diffèrent de manière importante (par exemple, méthane et heptane), Plöcker et al. (1978) ont préconisé la valeur $\eta=0,25$,[1].

CHAPITRE II

CALCUL DES PROPRIETES CRITIQUES D'UN MELANGE DE GAZ NATUREL

II.1 Pression critique et Température critique d'un mélange de gaz

II.1.1 La règle de Kay's (Weighted average method)

II.1.2 Méthode de Campbell

II.1.3 La méthode EMR (EyKman Molecular Refraction)

II.2. Compressibilité et super-compressibilité

II.2.1. Compressibilité d'un mélange de gaz

II.2.1.1 Méthode NX-19

a. Définition

b. Méthode de calcul

II.2.1.2 Méthode ISO

II.2.1.3 Méthode GERG

II.2.1.4 Méthode Edminter

II.3. Pouvoir calorifique d'un mélange de gaz

II.4. Masse volumique

II.5. Vitesse du son

II.1 Pression critique et Température critique d'un mélange de gaz

Le calcul de la pression et de la température critiques d'un mélange de gaz connu est compte tenu qu'une multitude de variables et de fonctions dépendent d'eux.

Ce calcul n'est qu'un calcul approximatif les variables critiques peuvent être calculer par la méthode suivante qui se réfère à un état pseudo critique, [4].

II.1.1 La règle de Kay's (Weighted average method)

Cette méthode donne,[4]:

— pression pseudo critique P_c :

$$P_c = \frac{\sum_{i=1}^n n_i \cdot P_{c,i}}{100} \quad (2.1)$$

— température pseudo critique T_c :

$$T_c = \frac{\sum_{i=1}^n n_i \cdot T_{c,i}}{100} \quad (2.2)$$

où :

P_c = pression pseudo critique [KPa];

n = nombre de composants;

n_i = concentration du composants i [%mol];

$P_{c,i}$ = pression critique du composant i (tab 2.1), [KPa];

T_c = température pseudo critique du mélange de gaz [K];

$T_{c,i}$ = température critique du composant i (tab 2.1), [K].

II.1.2 Méthode de Campbell

Cette méthode [5], donne une formulation expérimental dérivée de mesure faite sur 25 types de gaz naturel dont la masse molaire est de $M < 30$ dans le but d'atteindre une valeur critique plus proche de la réalité.

Elle permet de faire un calcul rapide de la température critique par un calcul itératif donnée par, [4]:

$$T_c^i = T_c [1 + 0.03(M - 16)] \quad (2.3)$$

où :

- T_c^i = température critique réelle du mélange de gaz [K];
- T_c = température pseudo critique du mélange de gaz calculer par la méthode de Kay's [K] ;
- M = masse molaire du mélange de gaz [Kg/Kmol].

Cette méthode ne donne pas de corrélation pour le calcul de la pression critique.

II.1.3 La méthode EMR (EyKman Molecular Refraction)

Cette méthode [4], aussi basée sur la méthode de Key's, a pour but de donner une meilleure approximation des valeurs critiques.

La méthode opératoire du calcul est comme suit :

- Diviser le mélange de gaz en deux groups, [4]:
 - 1^{er} group : CH₄, CO₂, H₂S, H₂ et O₂;
 - 2^{ème} group : C₂H₆ et les hydrocarbures ramifiés ;
- exprimer les compositions des deux groups en termes de 100% pour chacun des composants (n_i^* pseudo concentration en pourcentage) ;
- pour chaque group calculer la valeur EMR en utilisant les valeurs des EMR des composants du mélange (*annexe A*), tel que, [4]:

$$EMR_{1/2} = \sum_{i=1}^n n_i^* \cdot EMR_i / 100 \quad (2.4)$$

— déterminer de la figure 2.1 la valeur de $\left(\frac{T_c}{P_c}\right)_1$ et $\left(\frac{T_c}{P_c}\right)_2$ puis calculer la valeur

$\left(\frac{T_c}{P_c}\right)_m$ du mélange par, [4]:

$$\left(\frac{T_c}{P_c}\right)_m = n_1 \left(\frac{T_c}{P_c}\right)_1 + n_2 \left(\frac{T_c}{P_c}\right)_2 \quad (2.5)$$

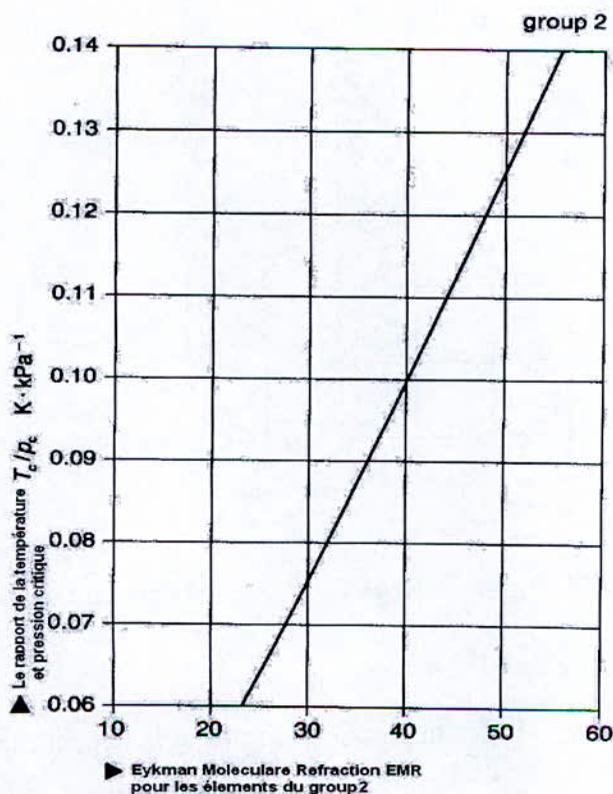
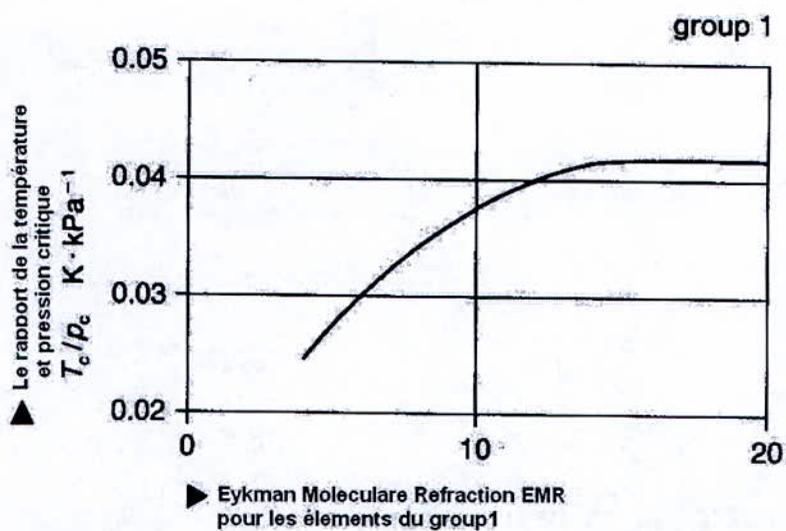


Fig2.1 : la EMR pour les deux groups en fonction de T_c et P_c [4].

Avec :

- group1 :
$$n_1 = \sum_{i=1}^n n_i / 100 \quad (2.6)$$

- group2 :
$$n_2 = \sum_{i=1}^n n_i / 100 \quad (2.7)$$

— déterminer de la figure 2.2 via la valeur EMR_m la valeur de $\left(\frac{T_c}{\sqrt{P_c}}\right)_m$, avec, [4]:

$$EMR_m = n_1 \cdot EMR_1 + n_2 \cdot EMR_2 \quad (2.8)$$

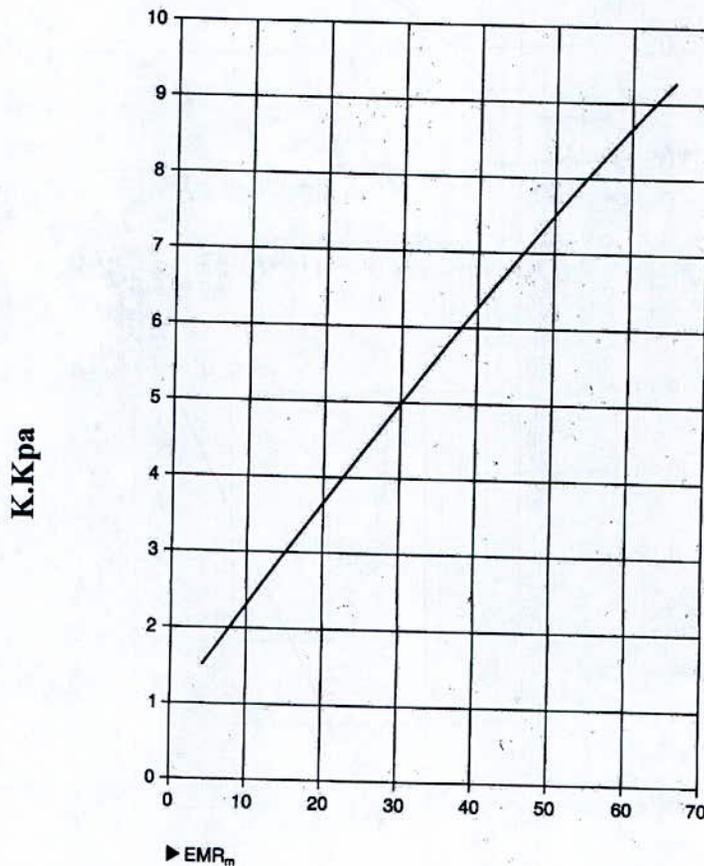


fig2.2 : la EMR pour le mélange de gaz en fonction de T_c et P_c [4].

— des valeurs $\left(\frac{T_c}{P_c}\right)_m$ et $\left(\frac{T_c}{\sqrt{P_c}}\right)_m$ la pression critique et la température critique du mélange peuvent être calculé.

Les valeurs $\left(\frac{T_c}{P_c}\right)_1$ et $\left(\frac{T_c}{P_c}\right)_2$ peuvent être calculées par les formules, [4] :

$$\left(\frac{T_c}{P_c}\right)_1 = 0,01204 + 3,5983 \cdot 10^{-3} \cdot EMR_1 - 1,0762 \cdot 10^{-4} \cdot EMR_1^2 \quad (2.9)$$

$$\left(\frac{T_c}{P_c}\right)_2 = 0,01406 + 1,7781 \cdot 10^{-3} \cdot EMR_2 + 9,9172 \cdot 10^{-6} \cdot EMR_2^2 - 2,0102 \cdot 10^{-8} \cdot EMR_2^3 \quad (2.10)$$

De même pour la valeur $\left(\frac{T_c}{\sqrt{P_c}}\right)_m$ qui peut être calculé par la formule, [4] :

$$\left(\frac{T_c}{\sqrt{P_c}}\right)_m = 0,89246 + 1,43757 \cdot 10^{-1} \cdot EMR_m - 2,4271 \cdot 10^{-4} \cdot EMR_m^2 \quad (2.11)$$

La valeur EMR pour les composants du mélange de gaz peut être calculé par, [5] :

$$EMR = \left[\frac{n^2 - 1}{n + 0,4} \right] \cdot \frac{M}{\rho} \quad (2.12)$$

où :

ρ = masse volumique du gaz ou du liquide [Kg/l];

n = indice de réfraction du gaz ou du liquide;

M = masse molaire du composant [Kg/Kmol].

Pour des paraffines (C_nH_{2n+2}) la formule ci-dessus devient, [4]:

$$EMR = 2,6495 + 7,0338 \cdot 10^{-1} \cdot M + 3,6153 \cdot 10^{-4} \cdot M^2 - 1,074 \cdot 10^{-6} \cdot M^3 \quad (2.13)$$

II.2. Compressibilité et super-compressibilité

Les gaz parfaits obéissent à la loi des gaz parfaits (loi de Boyle et Charles), [4]:

$$P.V = n.R_a.T \quad (2.14)$$

où :

P = pression absolu [Pa];

V = volume à P et T [m^3];

R_a = constante universelle des gaz **8,314** [j/mol.K] ;

n = nombre de mole [mol] ;

T = température absolu du gaz [K].

Pour les gaz réels dont le gaz naturel fait partie, un facteur adimensionnel z est inséré dans l'équation (2.14), [4]:

$$P.V = z.n.R_a.T \quad (2.15)$$

Ce facteur est appelé facteur de compressibilité à la pression et la température données.

On définit la super-compressibilité d'un gaz par le facteur F_{pv} donné par, [4]:

$$F_{pv} = \frac{1}{\sqrt{z}} \quad (2.16)$$

II.2.1. Compressibilité d'un mélange de gaz

Dans la littérature, plusieurs méthodes sont données pour le calcul du facteur de compressibilité pour un mélange de gaz.

II.2.1.1 Méthode NX-19

a. Définition

Elle a été développée par AGA (American Gas Association), est utilisée pour le calcul de z et/ou de F_{pv} pour le méthane pur et pour le gaz naturel, [4].

Cette méthode n'est pas souhaitable pour des utilisateurs qui n'ont pas un accès facile à un ordinateur.

La marge d'application de la méthode NX-19 est donnée par les plages suivantes, [4]:

- Pression : 100 à 35000 KPa;
- Température : 233 à 388 K(-40 to 115°C);
- Densité relative : 0,554 à 1,000;
- Pourcentage de CO₂ : 0 à 15% (mol);
- Pourcentage de N₂ : 0 à 15% (mol).

Des graphiques (fig.2.3, fig.2.4 et fig.2.5) des formulations de la NX-19 permettent un gain de temps et une précision qui diffèrent de peu des résultats calculés.

b. Méthode de calcul

Les formulations utilisées sont, [4] :

$$F_p = \frac{156.47}{160.8 - 7.22.d + n_{CO_2} - 0.392.n_{N_2}} \quad (2.17)$$

$$F_t = \frac{226.29}{99.15 - 211.9.d - n_{CO_2} - 1.681.n_{N_2}} \quad (2.18)$$

Remarque que :

$$F_p = F_t = 1 \text{ pour } n_{N_2} = n_{CO_2} = 0 \text{ et } d = 0.6$$

On a aussi, [4] :

$$P_{adj} = \frac{14,50376.p.F_p}{100} \quad (2.19)$$

$$t_{adj} = 1,8.T.F_t - 459,67 \quad (2.20)$$

où :

P pression absolu en [KPa];

T température absolu en [K].

La pression réduite et la température réduite sont définies respectivement par, [4] :

$$\pi = \frac{P_{adj} + 14,7}{1000} \quad (2.21)$$

$$\tau = \frac{t_{adj} + 456,67}{500} \quad (2.22)$$

On a aussi les constantes, [4] :

$$m = 0,0330378.\tau^{-2} - 0,0221323.\tau^{-3} + 0,0161353.\tau^{-5} \quad (2.23)$$

$$n = \frac{0,265827.\tau^{-2} - 0,0457697.\tau^{-4} - 0,133185.\tau^{-1}}{m} \quad (2.24)$$

$$B = \frac{3 - m.n^2}{9.m.\pi^2} \quad (2.25)$$

$$b = \frac{9.n - 2.m.n^3}{54.m.\pi^3} - \frac{E}{2.m.\pi^2} \quad (2.26)$$

où

E est une fonction de π et τ dont la forme sera donnée dans ce qui suit.

D'où :

$$D = \left(b + \sqrt{b^2 + B^3} \right)^{1/3} \quad (2.27)$$

Finalement, la super compressibilité F_{pv} et le facteur de compressibilité z, sont :

$$\left\{ \begin{array}{l} F_{pv} = \frac{\sqrt{\frac{B}{D} - D + \frac{n}{3.\pi}}}{1 + \frac{0,00132}{\tau^{3,25}}} \end{array} \right. \quad (2.28)$$

$$Z = \frac{1}{F_{pv}^2} \quad (2.29)$$

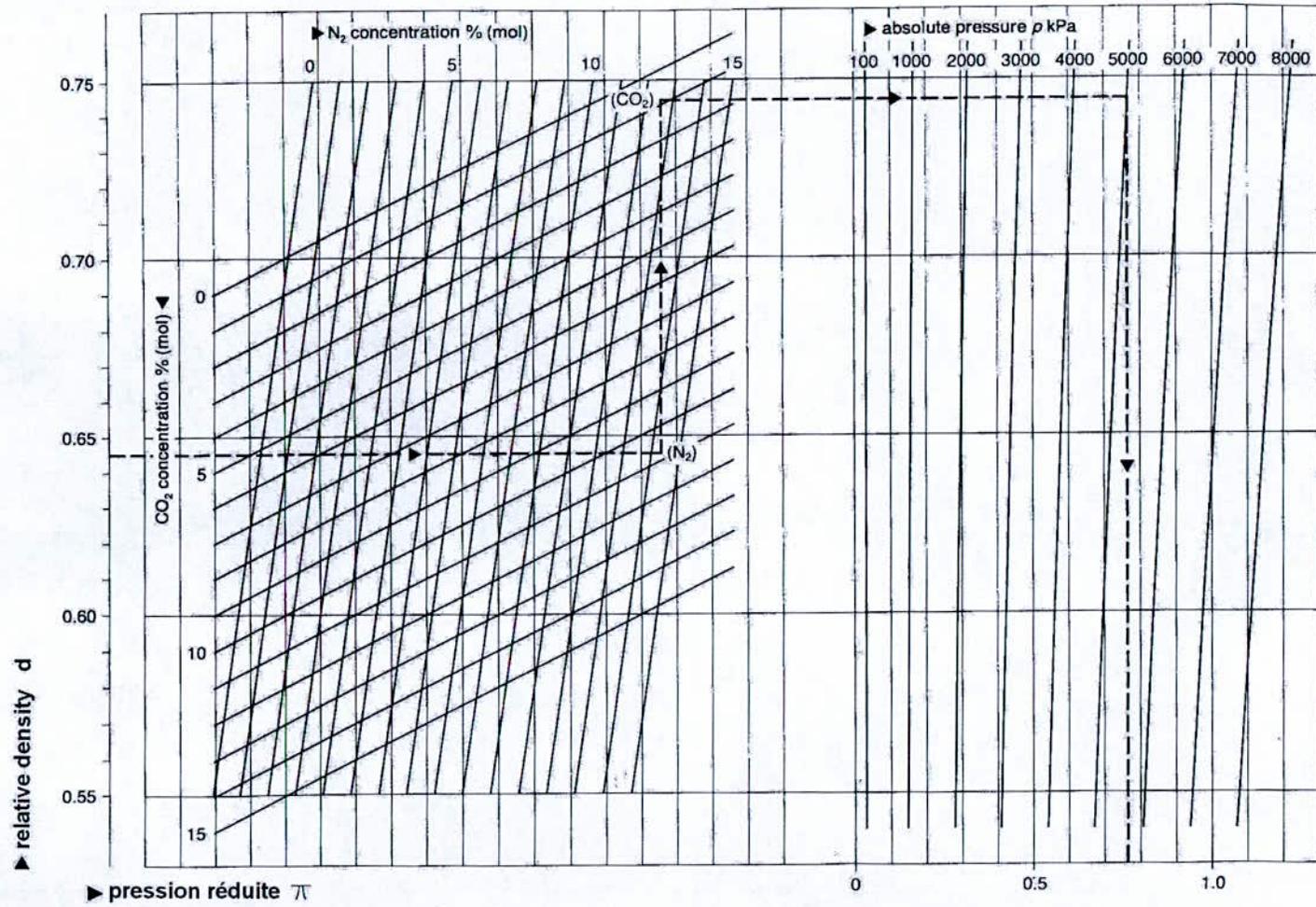


fig2.3 : évolution de la densité relative en fonction de la pression réduite π pour le gaz naturel, [4].

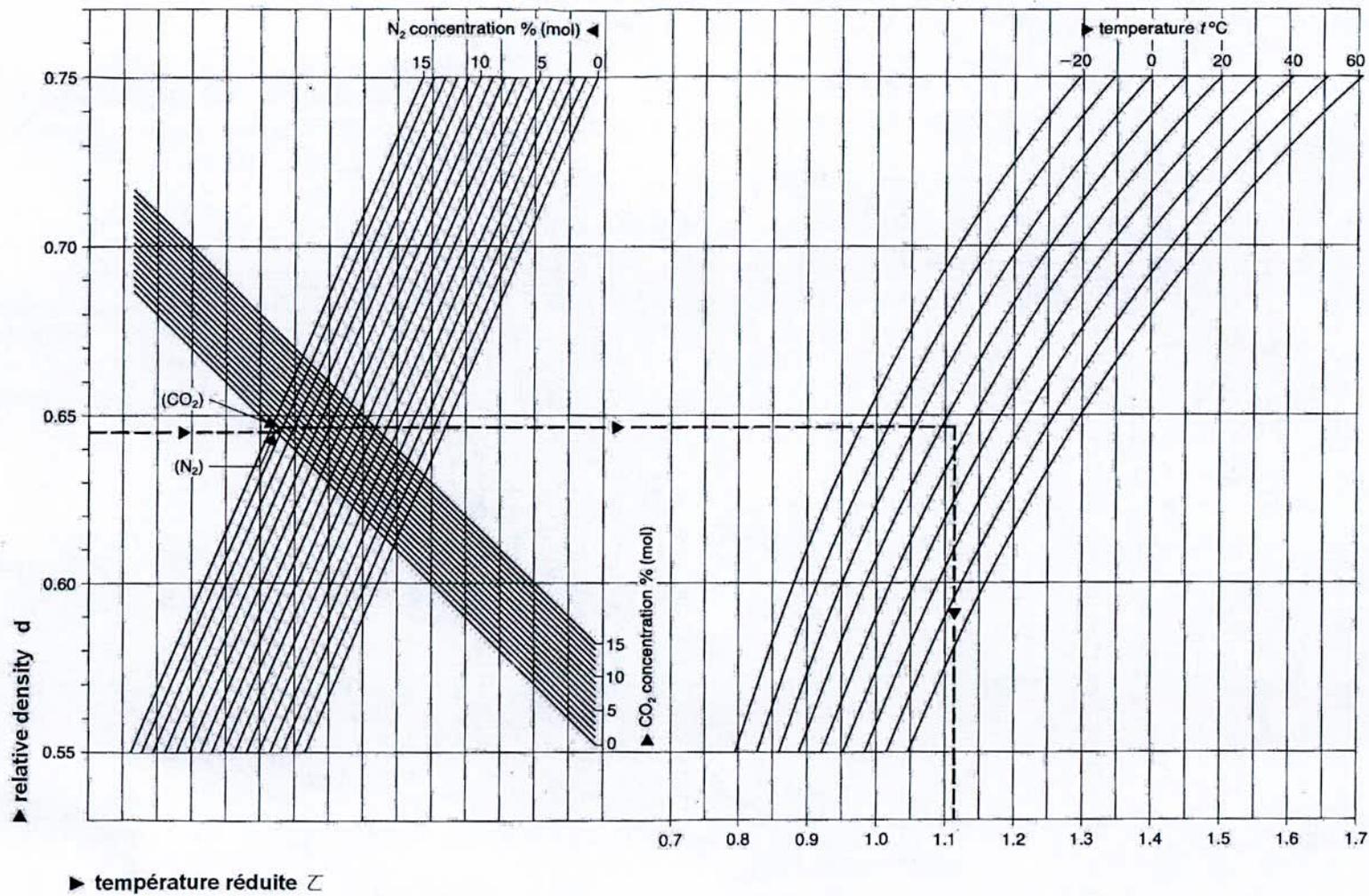


Fig2.4 :: évolution de la densité relative d en fonction de la température réduite z pour le gaz naturel , [4].

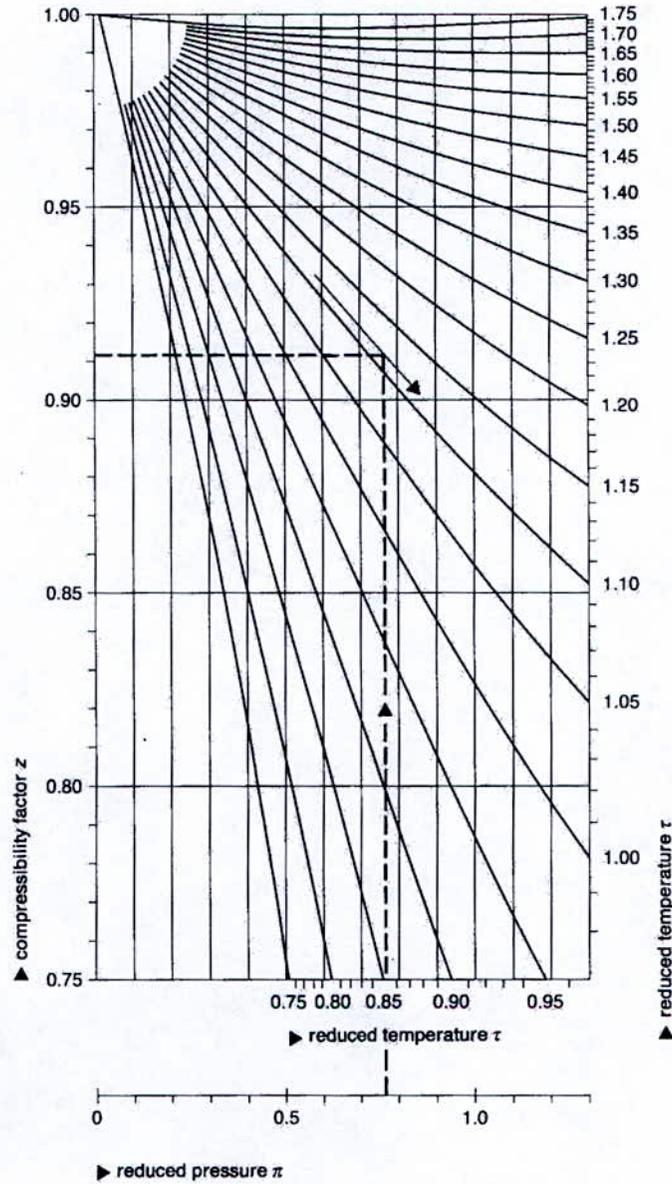


fig2.5 : évolution du facteur de compressibilité z en fonction de la température réduite τ pour le gaz nature , [4].

La fonction $E(\pi, \tau)$ est donnée pour les différents rang de validité comme suit, [4] :

— de $1.09 < \tau < 1.4$ à $0 < \pi < 2$:

$$E_1 = 1 - 0.00075 \pi^{2.3} [2 - e^{-20(1.09-\tau)}] - 0.001 (\pi - 1.09)^{0.5} \cdot \pi^2 \cdot [2.17 + 1.4(\tau - 1.09)^{0.5} - \pi]^2 \quad (2.30)$$

— de $0.84 < \tau < 1.09$ à $0 < \pi < 1.3$:

$$E_2 = 1 - 0.00075 \cdot \pi^{2.3} [2 - e^{-20(1.09-\tau)}] - 1.317 (1.09 - \pi)^4 \cdot \pi \cdot [1.69 - \pi^2] \quad (2.31)$$

— de $0.88 < \tau < 1.09$ à $1.3 < \pi < 2$:

$$E_3 = 1 - 0.00075 \cdot \pi^{2.3} \left[2 - e^{-20(1.09-\tau)} \right] \\ + 0.455 \left[200(1.09 - \tau)^6 - 0.03249(1.09 - \tau) + 2.0167(1.09 - \tau)^2 \right. \\ \left. - 18.028(1.09 - \tau)^3 + 42.844(1.09 - \tau)^4 \right] \cdot (\pi - 1.3) (1.69 \cdot 2^{1.25} - \pi^2) \quad (2.32)$$

— de $0.84 < \tau < 0.88$ à $1.3 < \pi < 2.0$:

Le calcul de E_4 ce fait via la même formule que E_3 mais en remplaçant le dernier terme :

$$(1.69 \cdot 2^{1.25} - \pi^2) \text{ par } (1.69 \cdot 2^{[1.25+80(0.88-\tau)^2]} - \pi^2) \quad (2.33)$$

— de $0.84 < \tau < 0.88$ à $2.0 < \pi < 5.0$:

$$E_{5a} = E_3^* - Y \quad (2.34)$$

— de $0.88 < \tau < 1.09$ à $2.0 < \pi < 5.0$:

$$E_{5b} = E_3^* - Y \quad (2.35)$$

— de $1.09 < \tau < 1.40$ à $2.0 < \pi < 5.0$:

$$E_{5c} = E_1^* - Y \quad (2.36)$$

*) dans ce cas, le calcul de E_1 , E_3 et E_4 est fait avec $\pi = 2$.

— de $1.09 < \tau < 1.40$ à $2.0 < \pi < 5.0$:

$$E_6 = E_{5c} - U \quad (2.37)$$

Pour E_{5a} à E_{5c} on a :

$$\left\{ \begin{array}{l} A = 1.71720 - 2.33123 \cdot \tau - 1.56796 \cdot \tau^2 + 3.47644 \cdot \tau^3 - 1.28603 \cdot \tau^4 \end{array} \right. \quad (2.38)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} A_1 = 0.016299 - 0.028094 \cdot \tau + 0.48782 \cdot \tau^2 - 0.728221 \cdot \tau^3 + 0.27839 \cdot \tau^4 \end{array} \right. \quad (2.39)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} A_2 = -0.35978 + 0.51419 \cdot \tau + 0.16453 \cdot \tau^2 - 0.52216 \cdot \tau^3 + 0.19687 \cdot \tau^4 \end{array} \right. \quad (2.40)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} A_3 = 0.075255 - 0.10573 \cdot \tau - 0.058598 \cdot \tau^2 + 0.14416 \cdot \tau^3 - 0.054533 \cdot \tau^4 \end{array} \right. \quad (2.41)$$

D'où :

$$Y = A.(\pi - 2) + A_1.(\pi - 2)^2 + A_2.(\pi - 2)^3 + A_3.(\pi - 2)^4 \quad (2.42)$$

Pour E_6 , on a:

$$U = (\tau - 1.32)^2.(\pi - 2) \left[3 - 1.483.(\pi - 2) - 0.10.(\pi - 2)^2 + 0.0833.(\pi - 2)^3 \right] \quad (2.43)$$

Jaeschke et **Harbrink** [4], ont développés une méthode de calcul d'un facteur de correction f de la NX-19 pour un gaz naturel dont le pouvoir calorifique est élevé, tel que :

$$Z_{corr} = Z_{NX-19} \cdot f \quad (2.44)$$

avec :

$$\begin{aligned} f = & 1 - 1,233507.10^{-8}.P.Pcs^3.d^2 \\ & + 9.584050.10^{-7}.P.T - 9.218982.10^{-10}.P.T.Pcs^2.d^2.n_{CO_2}^2 \\ & - 1.764190.10^{-12}.P.T^2.Pcs^2.n_{CO_2}^2 + 5.449614.10^{-12}.P.T^2.Pcs^2.d.n_{CO_2}^2 \\ & - 1.350988.10^{-14}.P.T^2.Pcs^3.n_{CO_2} - 7.622085.10^{-12}.P^2.Pcs^3.n_{CO_2} - 5.433670.10^{-9}.P^2.T.d^2 \\ & + 1.479580.10^{-11}.P^2.T^2.d^2.n_{CO_2} \end{aligned} \quad (2.45)$$

où :

- f : la facteur de correction ;
- P : pression absolu [bar];
- T : température absolu [K];
- Pcs : pouvoir calorifique supérieur [MJ/m³];
- d : densité relative;
- n_{CO2} : concentration /fraction molaire du CO₂ [%mol].

La correction est valide pour les plages suivantes, [4] :

$$\left\{ \begin{array}{l} 0 \leq P \leq 90 \text{ bar} \\ -10 \leq T \leq 30^\circ \text{C} \\ 39 \leq Pcs \leq 47 \text{ MJ/m}^3 \\ 0.55 \leq d \leq 0.70 \end{array} \right. \text{ et } \left\{ \begin{array}{l} 0 \leq n_{CO_2} \leq 2.5\% \text{ mol} \\ 0 \leq n_{N_2} \leq 7\% \text{ mol} \\ 0 \leq n_{H_2} \leq 4\% \text{ mol} \end{array} \right.$$

II.2.1.2 Méthode ISO

Selon la norme **ISO 6976 – 1983** [10], le facteur de compressibilité z pour un mélange de gaz peut être calculer pour une pression absolu de 101,325 KPa et une température T par, [10] :

$$z = 1 - \left[\sum_{i=1}^n \frac{n_i \sqrt{b_i}}{100} \right]^2 + 0.0005 \left[\frac{2.n_{H_2}}{100} - \left(\frac{n_{H_2}}{100} \right)^2 \right] \quad (2.46)$$

où :

n : nombre de composant;

n_i : concentration du composant i [%mol];

n_{H_2} : concentration de H_2 [%mol];

$\sqrt{b_i}$: facteur de somation du composant i (à l'exception du CO_2 et de He pour les quels des pseudo valeurs sont données), tel que :

$$\sqrt{b_i} = \left(\sqrt{1 - z_i} \right)^p \quad (2.47)$$

z_i : le facteur de compressibilité z pour le composant i à la température T par la formule API (American Petroleum Institute) est :

$$z = 1 + P_r.T_r^{-1} \cdot (0.1445 + 0.073.\omega) - (0.330 - 0.46.\omega).T_r^{-1} - (-0.1385 + 0.50.\omega).T_r^{-2} - (0.0121 + 0.097.\omega).T_r^{-3} - 0.0073.\omega.T_r^{-8} \quad (2.48)$$

II.2.1.3 Méthode GERG

Le laboratoire Van der Waals de l'université d'Amsterdam a développé pour le compte de GERG (Groupe Européen des Recherches Gazières) une équation d'état pour pouvoir calculer le facteur de compressibilité z d'un mélange de gaz en fonction de sa pression, température et composition [4], tel que :

$$z = 1 + \frac{1}{V} \cdot \sum_{i=j=1}^{13} B_{ij} \cdot n_i \cdot n_j + \frac{1}{V^2} \cdot \sum C_{ijk} \cdot n_i \cdot n_j \cdot n_k \quad (2.49)$$

où :

V : volume molaire [L/mol];

n_i : fraction molaire du composant i ;

n_j : fraction molaire du composant j ;

n_k : fraction molaire du composant k .

Le domaine de validité est le suivant, [4] :

$$\begin{cases} \text{temperature : } 0 \text{ à } 40^\circ\text{C} \\ \text{pression absolue : } \leq 80 \text{ bar} \end{cases}$$

Les coefficients B_{ij} [L/mol] et C_{ijk} [L²/mol²] de Virial sont seulement fonction de la température, tel que, [4] :

$$B_{ij} = A + B.T + C.T^2$$

$$C_{ijk} = A + B.T + C.T^2$$

où T [K] est la température du mélange de gaz.

II.2.1.4 Méthode Edminter

Edminter a donné une méthode (après Pitzer) de calcul du facteur de compressibilité pour plusieurs mélanges de gaz et pour les gaz purs. L'utilisation d'un ordinateur est incontournable, [4].

Cette méthode est basée sur les formules suivantes, [4] :

$$B = b_1 - \frac{b_2}{T_r} - \frac{b_3}{T_r^2} - \frac{b_4}{T_r^3} \quad (2.50)$$

$$C = c_1 - \frac{c_2}{T_r} - \frac{c_3}{T_r^3} \quad (2.51)$$

$$V_r = T_r / P_r \left(1 + \frac{B}{V_r} + \frac{C}{V_r^2} + \frac{D}{V_r^3} + \frac{c_4}{T_r^3 \cdot V_r^2} \left(\beta + \frac{\gamma}{V_r^2} \right) e^{-\gamma/V_r^2} \right) \quad (2.52)$$

$$z = P_r \cdot \frac{V_r}{T_r} \quad (2.53)$$

où :

b,c,d, β , γ et ω : sont des constantes données;

T_r : température réduite;

T : température du mélange de gaz [K];

T_c : température (pseudo-) critique [K];

P_r : pression réduite ;

P : pression du mélange de gaz [KPa];

P_c : pression (pseudo-) critique [KPa].

Les équations précédentes doivent être appliquées deux fois, la première fois en utilisant les constantes des fluides dit simples et une deuxième fois en utilisant les constantes des fluides dit de référence (voir tableau 2.3) mais pour la même valeur de T_r et P_r , [4].

Les deux solutions obtenues Z^0 pour les fluides simples et Z^r pour les fluides de références permettent de calculer Z du mélange, tel que, [4] :

$$Z = Z^0 + \frac{\omega}{\omega^r} \cdot (Z^r - Z^0) \quad (2.54)$$

où :

Z : sont des constantes données;

Z^r : température réduite;

ω : facteur acentrique du mélange :

$$\omega = \sum_{i=1}^n \frac{n_i \cdot \omega_i}{100} \quad (2.55)$$

ω_i : facteur acentrique du composant i ;

n : nombre de composant;

n_i : concentration du composant i [%mol];

ω^r : 0.3978 (tableau 2.3 voir tableau 2.4 qui donne $\omega^r = 0.4018$ pour l'octane).

Tableau 2.3 : valeurs des constantes pour la méthode de Pitzer, [4].

	Fluides Simples	Fluides Références (octane)
b_1	0.1181193	0.2026579
b_2	0.265728	0.331511
b_3	0.154790	0.027655
b_4	0.030323	0.203488
c_1	0.0236744	0.0313385
c_2	0.0186984	0.0503618
c_3	0.0	0.016901
c_4	0.042724	0.041577
$d_1 \cdot 10^4$	0.155488	0.48736
$d_2 \cdot 10^4$	0.623689	0.0740336
β	0.65392	1.226
γ	0.060167	0.03754
ω^r		0.9378 ^{*)}

II.3. Pouvoir calorifique d'un mélange de gaz

Le pouvoir calorifique d'un combustible gazeux est la quantité de chaleur dégagée par la combustion complète de l'unité de volume de ce combustible, les éléments participant à la combustion et les produits de la combustion étant considérés dans les mêmes conditions de pression et de température, [1].

La combustion de gaz naturel s'accompagne de la formation d'eau.

Il y'a deux sorte de pouvoir calorifique :

- *pouvoir calorifique supérieur* P_{cs} : c'est le pouvoir calorifique obtenu à pression constante en comprenant la quantité de chaleur restituée par la condensation de la vapeur d'eau (pression constant) ;
- *pouvoir calorifique inférieur* P_{ci} : c'est le pouvoir calorifique obtenu à pression constante en faisant abstraction de la quantité de chaleur emportée par la vapeur d'eau avec les produits de combustion, [1].

L'une des caractéristiques que l'on doit contrôler pour assurer la sécurité des ouvrages, équipements de transport et la facturation des volumes d'énergie, le pouvoir calorifique supérieur P_{cs} .

La valeur calorifique supérieur est internationalement défini comme étant, [4] :

$$Pc(T_H, V(T_v; P_v)) \quad (2.56)$$

où :

Pc : valeur calorifique;

T_H : température à la quel les produits de combustion sont refroidis;

T_v : température utilisée dans la définition ;

P_v : pression utilisée dans la définition.

La valeur calorifique molaire d'un mélange de gaz peut être calculée en utilisant la composition du mélange et la valeur calorifique molaire de chaque composant, comme suit,

$$[4] : \quad P_{cs} = \sum_{j=1}^n \frac{n_j \cdot P_{cs_j}}{100} \quad (2.57)$$

$$P_{ci} = \sum_{j=1}^n \frac{n_j \cdot P_{ci_j}}{100} \quad (2.58)$$

où :

- P_{cs} : *pouvoir calorifique supérieur* [Mj/Kmol];
- P_{csj} : *pouvoir calorifique supérieur du composant j* [Mj/Kmol];
- P_{ci} : *pouvoir calorifique inférieur* [Mj/Kmol] ;
- P_{cij} : *pouvoir calorifique inférieur du composant j* [Mj/Kmol] ;
- n_j : concentration molaire du composant j [%mol];
- n : nombre de composant.

La conversion des formules (2.57) et (2.58) de la base molaire [Mj/Kmol] en une base volumique [Mj/m³], tel que, [4] :

$$P_{cs} = \frac{\sum_{j=1}^n n_j \cdot P_{csj}}{(100 \cdot Z \cdot V_m)} \quad (2.59)$$

$$P_{ci} = \frac{\sum_{j=1}^n n_j \cdot P_{cij}}{(100 \cdot Z \cdot V_m)} \quad (2.60)$$

où :

- z : compressibilité du mélange de gaz à P_v [KPa] et T_v [K] ;
- V_m : volume molaire normale des gaz [m³/Kmol] .

II.4. Masse volumique

La masse volumique ρ d'un gaz réel ou d'un mélange de gaz peut être déterminé par la formule, [4] :

$$\rho = \frac{P \cdot M}{z \cdot R_a \cdot T} \quad (2.61)$$

où :

- ρ : masse volumique à P et T [Kg/m³];
- P : pression absolue [KPa];
- z : facteur de compressibilité;
- Ra : constante universelle des gaz [Kj/Kmol.K];
- T : température absolue [K];
- M : masse molaire [Kg/mol].

La conversion des conditions de fonctionnement (T_1, P_1) aux conditions normales $(273.15^\circ K ; 101,325 KPa)$ ce fait via la formule, [4] :

$$\rho = \rho_0 \cdot \frac{T_1}{T_0} \cdot \frac{P_1}{P_0} \cdot \frac{z_1}{z_0} \quad (2.62)$$

où :

indice 0 : conditions normales $(273.15^\circ K ; 101,325 KPa)$;

indice 1 : conditions de fonctionnement (T_1, P_1)

ρ : masse volumique à P et T $[Kg/m^3]$;

P : pression absolue du gaz $[KPa]$;

z : facteur de compressibilité;

T : température absolue du gaz $[K]$.

Selon la norme ISO 6976-1983 [10], la masse volumique d'un mélange de gaz est calculée à la pression de 101,325 KPa et la température T_v °K apartir de la masse volumique idéale et du facteur de compressibilité du mélange tel que [10]:

$$\rho[V(T_v, 101,325)] = \frac{T_0 \cdot \sum_{i=1}^n n_i \cdot M_i}{100 \cdot V_m \cdot z \cdot T_v} \quad (2.63)$$

où :

ρ : masse volumique à T_v et $101,325 KPa$ $[Kg/m^3]$;

T_0 : température normale $[K]$;

T_v : température du mélange de gaz $[K]$;

V_m : volume molaire normal $[m^3/Kmol]$;

z : facteur de compressibilité;

n : nombre de composant;

n_i : concentration molaire du composant i $[\%mol]$;

M_i : masse molaire du composant i $[Kg/mol]$.

II.5. La vitesse du son

La vitesse du son ' a ' d'un gaz idéal peut être déterminé par la formule, [4] :

$$a = \sqrt{\left(\frac{\partial P}{\partial \rho}\right)} \quad (2.64)$$

Pour un gaz réel, elle peut être déterminé par la formule, [4] :

$$a = \sqrt{\frac{1000.k.z.R.T}{M}} = \sqrt{\frac{1000.K.P}{\rho}}$$

(2.65)

où :

a : vitesse du son aux conditions (T,P);

K : exponentiel isentropique;

z : facteur de compressibilité;

R_a : constante universelle des gaz [Kj/Kmol.K];

T : température absolue [K];

M : masse molaire [Kg/mol] ;

P : pression absolu [K];

ρ : masse volumique aux conditions (T,P) [Kg/m³].

CHAPITRE III

ÉCOULEMENT, CHARGE ET PERTES DE CHARGE

III.1 Longueur d'entrée d'un régime

III.2 Le nombre de Reynolds

III.3 Perte de charge dans les pipes linéaires et non- linéaires

III.3.1 Perte de charge dans les pipes linéaires

III.3.1.1 Evaluation du coefficient de perte de charge

III.3.1.2 Rugosité

III.3.1.3 Pertes de charge dans les conduites longues

a. Écoulements laminaires

b. Écoulements turbulents hydrauliquement lisses

c. Écoulements turbulents complètement rugueux

d. Ensemble des écoulements turbulents

III.3.2 Perte de charge dans les pipes non linéaires

III.3.2.1 Conduites de section non circulaire

III.3.2.2 Conduites circulaires courbes

III.3.2.3 Pertes de charge singulières

III.3.2.4 Pertes de charge dans les conduites de répartition

III.3.2.5 Réseaux maillés

III.1 Longueur d'entrée d'un régime d'écoulement

Lorsqu'un fluide pénètre dans une conduite cylindrique rectiligne, le profil de vitesse évolue sur une certaine longueur de la conduite avant de se stabiliser. Il se conserve ensuite tant que la géométrie du tube ne change pas.

Cette longueur l_e est appelée longueur d'entrée ou d'établissement, elle dépend en général du nombre de Reynolds et s'exprime habituellement par le quotient l_e/d .

Ce rapport représente le nombre de diamètres équivalents à la longueur d'entrée.

On admettra les résultats numériques issus de l'expérimentation [6], tel que

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{l_e}{d} \rightarrow 0,6 \\ \frac{l_e}{d} = 0,06.R_e \text{ à } 0,03.R_e \\ \frac{l_e}{d} = 0,04.R_e \text{ ou } 0,6R_e^{0,25} \text{ ou } 0,8R_e^{0,5} \end{array} \right. \quad \begin{array}{l} \text{Pour : } \left\{ \begin{array}{l} R_e < 100 \\ 100 < R_e < 2000 \end{array} \right. \\ \text{Pour : } \left\{ \begin{array}{l} R_e > 2000 \end{array} \right. \end{array}$$

III.2 Le nombre de Reynolds

Le nombre de Reynolds Re est un nombre adimensionnel qui est utilisé pour caractériser la nature du régime d'écoulement. Dans le cas des pipes, tel que, [4] :

$$Re = \frac{V.d}{\nu} \quad (3.1)$$

où :

- Re : nombre de Reynolds;
- V : vitesse moyenne d'écoulement [m/s];
- d : diamètre intérieur du pipe [m];
- ν : viscosité dynamique ($\frac{\mu}{\rho}$) à P et T [m²/s].

Ce nombre est d'autant plus grand que les forces de viscosité ont moins d'importance relative.

Lorsque Re est inférieur à une valeur limite de l'ordre de 2 000, l'écoulement est toujours laminaire, c'est-à-dire exempt de turbulence.

Dans les conditions industrielles, pour $Re > 2\,500$, il est en pratique toujours turbulent, c'est-à-dire que les forces de viscosité ne sont plus suffisantes pour empêcher les inévitables

perturbations d'engendrer une multitude de petits tourbillons qui se superposent à l'écoulement global,[7].

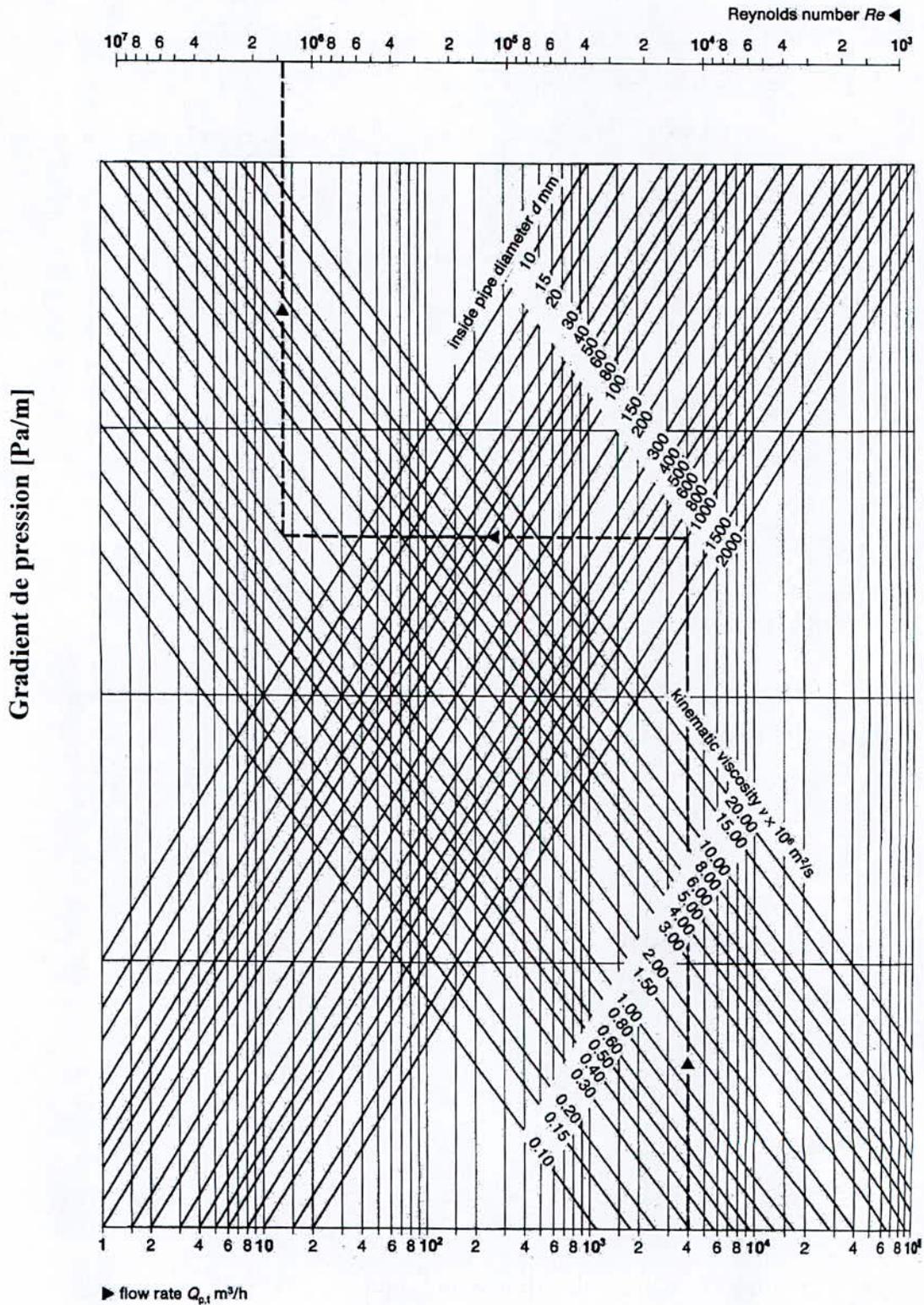


fig3.1 : évolution de la perte de charge $\Delta P / L$ par unité de longueur en fonction du débit Q , [4].

Habituellement, la littérature donne les valeurs suivantes :

- $R_e < 2000 \rightarrow$ écoulement laminaire ;
- $2000 < R_e < 40'000 \rightarrow$ écoulement transitoire ;
- $R_e > 40'000 \rightarrow$ écoulement turbulent.

III.3 Perte de charge dans les pipes linéaires et non-linéaires

III.3.1 Perte de charge dans les pipes linéaires

Les pertes de charge dans les pipes sont représentées par la formule générale :

$$\frac{dP}{dl} = -\frac{\lambda'}{d} \cdot \frac{1}{2} \cdot \rho \cdot V^2 \quad (3.2)$$

où :

$\frac{dP}{dl}$: perte de pression par unité de longueur [Pa/m];

V : vitesse moyenne d'écoulement [m/s];

d : diamètre intérieur du pipe [m];

λ' : coefficient de perte de charge;

ρ : masse volumique moyenne par unité de longueur [Kg/m³].

En général dans la documentations américaine (par exemple les formulation de AGA pour les écoulement de gaz) le coefficient de perte de charge λ' est assimilé au facteur de friction de Darcy-Weusbach f_D , tel que :

$$f_D = 4 \cdot f \quad (3.3)$$

où :

f : Fanning friction factor.

En intégrant l'équation (3.2) on aura :

$$\Delta P = P_1 - P_2 = \lambda' \cdot \frac{l}{d} \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot \rho \cdot V^2 \right) \quad (3.4)$$

mais

$$P_1^2 - P_2^2 = \frac{\lambda' \cdot l \cdot z \cdot R_a \cdot T \cdot \rho_1^2 \cdot q_1^2 \cdot 10^3}{d \cdot M \cdot A^2} \quad (3.5)$$

D'où

$$\Delta P = P_1 - \left(P_2^2 - \lambda' \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{z \cdot R_a \cdot T}{M} \cdot \frac{\rho_1^2 \cdot q_1^2 \cdot 10^3}{A^2} \right) \quad (3.5.a)$$

où :

- P_1 : pression absolue au début du pipe de longueur l [Pa];
- P_2 : pression absolue à la fin du pipe de longueur l [Pa];
- d : diamètre intérieur du pipe [m];
- λ' : facteur de friction (frottement);
- l : longueur du pipe [m];
- z : facteur de compressibilité moyen le long du pipe;
- R_a : constante universelle des gaz [Kj/Kmol.K] ;
- M : masse molaire [Kg/Kmol] ;
- T : température moyenne dans le pipe [K];
- A : section droite du pipe;
- ρ_1 : masse volumique à (T_1, P_1) [Kg/m³] ;
- q_1 : débit d'écoulement à (T_1, P_1) [m³/s] ;
- T_1 : température au début du pipe [K];
- ΔP : perte de pression pour une longueur l de pipe [Pa].

Remarque : Les formules précédentes sont fonctions de la magnitude de la perte de charge le long du pipe.

Dans cas de notre étude les pipes étudiés sont à la même altitude ce qui nous permettra d'utiliser les corrélations de :

— Weymouth :

$$\left\{ \begin{array}{l} Q = K \cdot \left(\frac{T_s}{P_s} \right) \left(\frac{P_1^2 - P_2^2}{G \cdot T_m \cdot L \cdot Z_m} \right)^{0,5} \cdot D^{\frac{8}{3}} \cdot E \\ K=1740 \text{ (S.I)} \end{array} \right. \quad (3.5.b)$$

— Panhandle 'B' :

$$\left\{ \begin{array}{l} Q = K \cdot \left(\frac{T_s}{P_s} \right)^{1,02} \left(\frac{P_1^2 - P_2^2}{G^{0,861} \cdot T_m \cdot L \cdot Z_m} \right)^{0,51} \cdot D^{2,53} \cdot E \end{array} \right. \quad (3.5.c)$$

$$K=3973 \text{ (S.I)}$$

où :

Q = débit à la température T_s et la pression P_s [m^3/jour] ;

P_s = pression de base [Kpa] ;

T_s = température de base [K] ;

P_1 = pression amont [Kpa] ;

P_2 = pression aval [Kpa] ;

T_M = température moyenne [K] ;

Z_M = facteur de compressibilité ;

E = facteur d'efficacité du pipe

=1 pipe neuf,

=0.95 pipe dans de bonnes conditions de travail,

=0.25 pipe dans de mauvaises conditions de travail ;

K = coefficient qui dépend de l'unité utilisée dans l'équation ;

D = diamètre du pipe [cm] ;

L = longueur de la conduite [Km].

III.3.1.1 Evaluation du coefficient de perte de charge

III.3.1.2 Rugosité

Les pertes de charge sont liées aux contraintes de frottement à la paroi de la conduite, elles dépendent non seulement des paramètres de l'écoulement mais de l'état de surface (plus ou moins lisse ou rugueux) de cette paroi.

On qualifie ordinairement cet état par une seule dimension géométrique k , qui est d'un ordre de grandeur comparable à la hauteur géométrique moyenne des aspérités de cette paroi.

Les valeurs de k pour des natures de parois usuelles sont données par le tableau ci-dessous.

Tableau 3.1

Rugosité géométrique de parois usuelles,[7].

Nature de la paroi	Rugosité uniforme équivalente k (mm)
Tuyau étiré en verre, cuivre, laiton	< 0,001
Tuyau industriel en laiton	0,025
Tuyau en acier laminé :	
– neuf	0,05
– rouillé	0,15 à 0,25
– incrusté	1,5 à 3
– bitumé intérieurement	0,015
Tuyau en acier soudé :	
– neuf	0,03 à 0,1
– rouillé	0,4
Tuyau en fer galvanisé	0,15 à 0,20
Tuyau en fonte usuelle moulée :	
– neuf	0,25
– rouillé	1 à 1,5
– bitumé intérieurement	0,1
Tuyau quelconque, fortement incrusté . . .	jusqu'à 3
Tuyau en ciment :	
– lisse	0,3 à 0,8
– brut	jusqu'à 3
Tuyau en acier riveté	0,9 à 9
Planches non rabotées	1 à 2,5
Pierre de taille	8 à 15
Galerie brute de percement	90 à 600

Un raisonnement fondé sur l'analyse dimensionnelle [8] montre que la perte de charge Δh dans une conduite de longueur l peut se mettre sous la forme :

$$\Delta h = \lambda' \frac{l V^2}{d 2g} \quad (3.6)$$

où λ' coefficient de perte de charge qui ne dépend que de deux facteurs adimensionnels :

$$\lambda' = f\left(\text{Re}, \frac{k}{d}\right) \quad (3.7)$$

où $\varepsilon = \frac{k}{d}$ ([mm]/[mm]), est la rugosité relative de la parois.

III.3.1.3 Pertes de charge dans les conduites longues

a. Ecoulements laminaires

Pour les écoulements laminaires, le coefficient de pertes de charge λ' dépend du seul nombre de Reynolds Re (formule de *Hagen - Poiseuille*), tel que [4] :

$$\begin{cases} \lambda' = \frac{64}{\text{Re}} \\ \text{Re} < 2320 \end{cases} \quad (3.8)$$

b. Écoulements turbulents dans les conduites hydrauliquement lisses

— Pour des nombres de Reynolds supérieurs au seuil précédent, mais inférieurs à une valeur de l'ordre de 10^5 (et en pratique dépendant de la rugosité), les contraintes de frottement à la paroi ne dépendent pratiquement pas de la rugosité, la conduite est dit *hydrauliquement lisse*, et le coefficient λ' est donné par la formule de **Blasius**, [7] :

$$\begin{cases} \lambda' = 0,3164 \cdot \text{Re}^{-0.25} \\ 3000 < \text{Re} < 10^5 \end{cases} \quad (3.9)$$

— Le coefficient λ' est donné par la formule de **Von Hermann**, [4] :

$$\begin{cases} \lambda' = \frac{0,3964}{\text{Re}^{0.3}} + 0.0054 \\ 2 \cdot 10^4 < \text{Re} < 2 \cdot 10^6 \end{cases} \quad (3.10)$$

— Pour les nombres de Reynolds supérieurs, λ' est donné par la formule de **Von Karmann - Prandtl**, [4] :

$$\begin{cases} \frac{1}{\sqrt{\lambda'}} = 2 \cdot \log(\text{Re} \cdot \sqrt{\lambda'}) - 0,8 \\ \text{Re} > 10^6 \end{cases} \quad (3.11)$$

R. Techo [9], donne une formulation simplifier de la formule de Von Karmann mais qui donne des résultat similaire, tel que :

$$\begin{cases} \lambda' = \left[0,8685 \cdot \ln \left(\frac{\text{Re}}{1,964 \ln \text{Re} - 3,8215} \right) \right]^{-2} \\ 10^4 < \text{Re} < 2,5 \cdot 10^8 \end{cases} \quad (3.12)$$

c. Écoulements turbulents dans les conduites rugueuses

Dans les conduites rugueuses, pour des nombres de Reynolds suffisamment élevés (la limite dépendant de la rugosité), le coefficient λ' ne dépend plus que de la rugosité (formule de Van Karman-Prandtl), [7] :

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda'}} = -2 \cdot \log \left(\frac{k}{d} \right) + 1,14 \quad (3.13)$$

d. Ensemble des écoulements turbulents

La formule empirique de **Colebrook-White** couvre pour les conduites industrielles les deux domaines précédents et permet la transition de l'état lisse à l'état rugueux [4]:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda'}} = -2 \cdot \log \left(0,270 \cdot \frac{k}{d} + \frac{2,51}{Re \cdot \sqrt{\lambda'}} \right) \quad (3.14)$$

L'ensemble des variations de λ' en fonction du nombre de Reynolds Re et de la rugosité relative k/d est représenté par la figure (3.2).

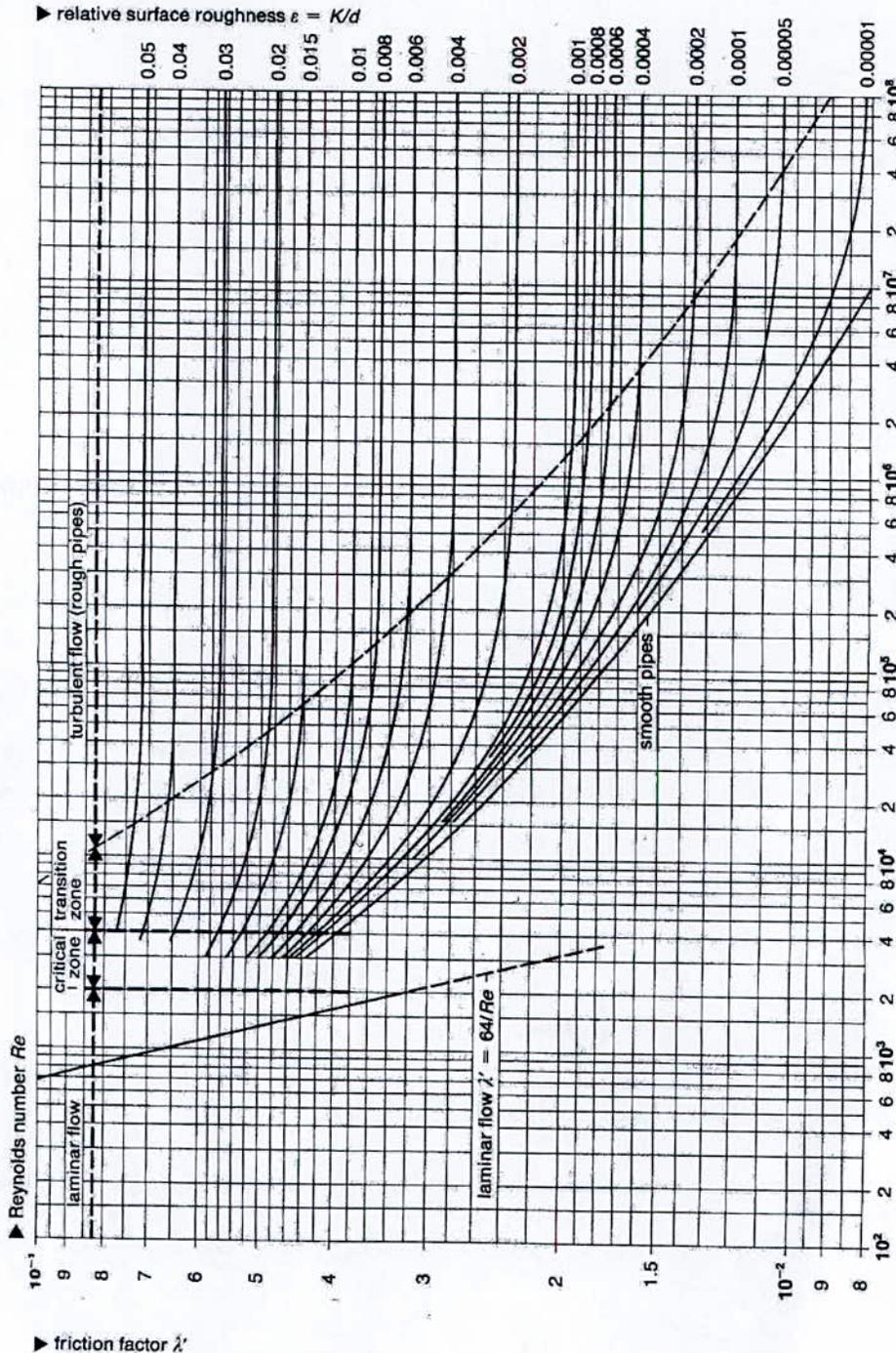


fig3.2 : coefficient de perte de charge pour différents régimes d'écoulements, [4].

Pour évaluer rapidement les pertes de charge dans une conduite industrielle, il est commode d'utiliser un abaque, comme celui de la figure (3.3), qui permet de traiter des débits de 10^{-4} à $7 \text{ m}^3/\text{s}$ avec des diamètres de 50 à 1 500 mm, la rugosité étant supposée égale à 2 mm.

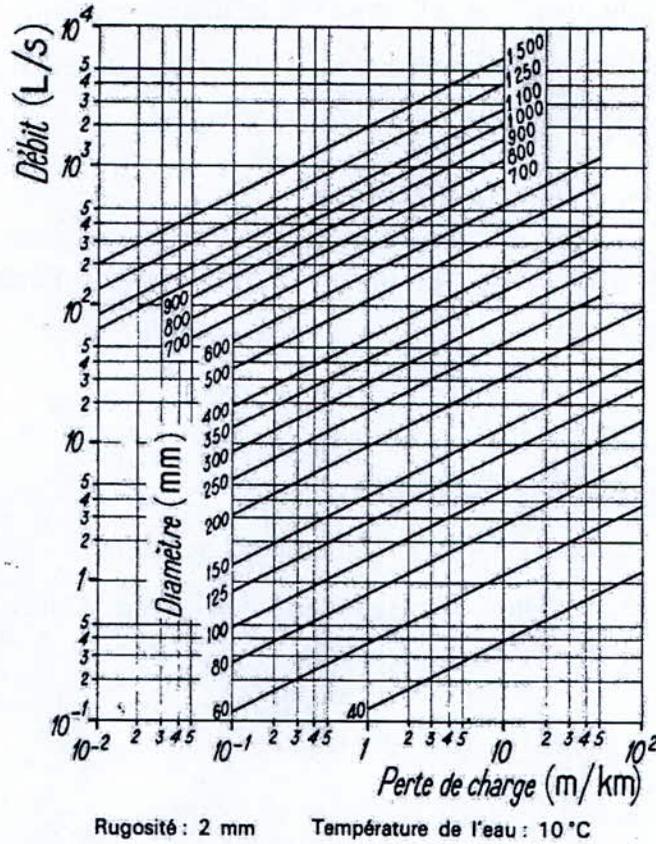


fig3.3 : Abaque pratique pour le calcul des pertes de charge pour les conduites d'eau, d'après la formule de Colebrook, [7].

III.3.2 Pertes de charge dans les pipes non linéaires

III.3.2.1 Conduites de section non circulaire

La dimension transversale D utilisée habituellement est le diamètre hydraulique D_H égal à quatre fois le rayon hydraulique R_H lui-même quotient de l'aire S de la section par son périmètre x , [7]:

$$D_H = 4.R_H = 4.\frac{S}{x} \tag{3.15}$$

Ce diamètre, égal à celui de la conduite lorsqu'elle est circulaire, est utilisé dans la formule (3.1) pour le calcul du nombre de Reynolds et dans les formules (3.8) à (3.14) pour le coefficient de pertes de charge.

Pour les écoulements laminaires, le coefficient numérique de la formule (3.8) n'est plus égal à 64; sa valeur dépend de la forme de la section; Comolet [6] en donne des exemples où il peut varier de 47 à plus de 96.

Pour les écoulements turbulents, si la forme de la section transversale ne s'éloigne pas trop du cercle (polygone régulier convexe, rectangle peu allongé) les formules (3.8) à (3.14) donnent encore des résultats satisfaisants, en général à moins de 5 % près.

III.3.2.2 Conduites circulaires courbes

Pour les conduites de section circulaire dont la ligne médiane est courbée, on se réfère à la *courbure relative*, [7] :

$$\beta = \frac{D}{2R} \quad (3.16)$$

où R rayon de courbure de cette ligne médiane.

Des études ont été faites dans le cas des écoulements laminaires et turbulents lisses.

— Pour les **écoulements laminaires**, on forme le nombre de **Dean**, [7] :

$$De = Re \cdot \sqrt{\beta} \quad (3.17)$$

et l'on calcule λ' par la première formule de **Ito**, [7] :

$$\begin{cases} \lambda' = \frac{64}{Re} \left[0,1008 \sqrt{De} \left(1 + a_1 De^{-0.5} + a_2 De^{-1} + a_3 De^{-1.5} + a_4 De^{-2} \right) \right] \\ 30 < De < 2000 \end{cases} \quad (3.18)$$

où :

$$a_1 : 3,945 ;$$

$$a_2 : 7,702 ;$$

$$a_3 : 9,907 ;$$

$$a_4 : 5,608.$$

— Pour les écoulements turbulents lisses, on forme le paramètre, [7]:

$$\mathfrak{I} = Re \cdot \beta^2 \quad (3.19)$$

Ito donne la formule, [7]:

$$\frac{\lambda'}{\sqrt{\beta}} = 0,29 + 0,304 \cdot \mathfrak{I}^{-0,25} \quad (3.20)$$

et adopte la formule de Blasius (3.9) pour $\mathfrak{I} < 0,034$.

III.3.2.3 Pertes de charge singulières

Lorsque l'écoulement d'un fluide traverse un organe ou une singularité de la conduite où sa vitesse change rapidement de direction et/ou de grandeur, il s'ensuit une perte de charge supplémentaire.

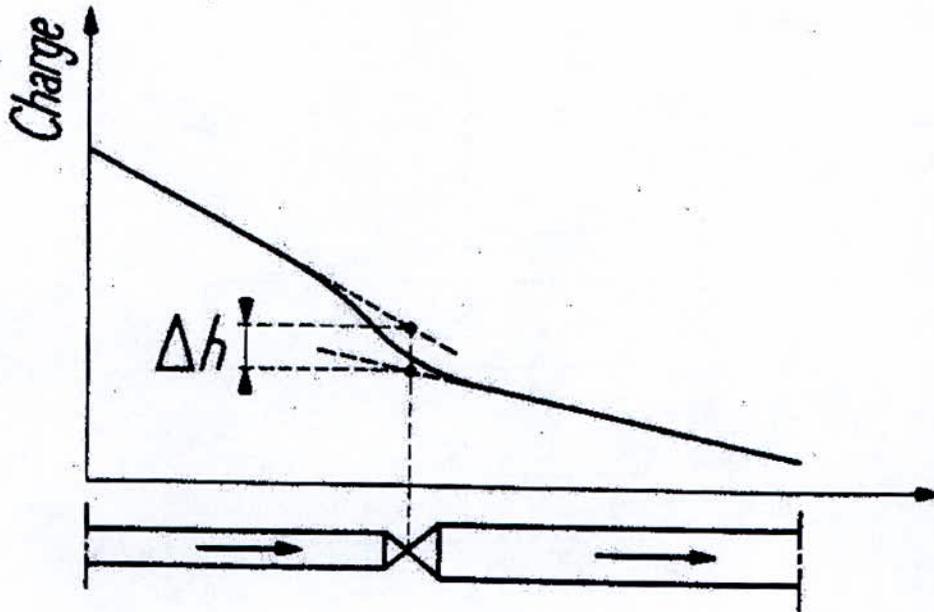


fig3.4 : définition d'une perte de charge singulière, [7].

On met en évidence expérimentalement cette perte en relevant la ligne piézométrique le long de la conduite (fig.3.4) et en extrapolant les lignes de pression des conduites longues en amont et en aval de l'accident, ce qui permet de considérer cette perte de charge, dite *singulière*, comme localisée.

Pour les écoulements turbulents, les pertes de charge singulières sont très généralement proportionnelles à la pression cinétique $\frac{\rho V^2}{2}$, donc au carré de la vitesse :

$$\Delta P_g = \zeta \cdot \frac{\rho V^2}{2} \quad (3.21)$$

Le coefficient de proportionnalité ζ est caractéristique de la singularité. On en trouvera de nombreuses valeurs dans des recueils spécialisés. La figure 3.5 donne les plus usitées.

III.3.2.4 Pertes de charge dans les conduites de répartition

Lorsqu'une conduite de longueur L entre deux points A et B (fig.3.5) sert à alimenter un certain nombre d'appareils ou de clients, il est souvent impossible de connaître à chaque instant la répartition des débits le long de cette conduite, et par suite d'y calculer en toute rigueur la perte de charge.

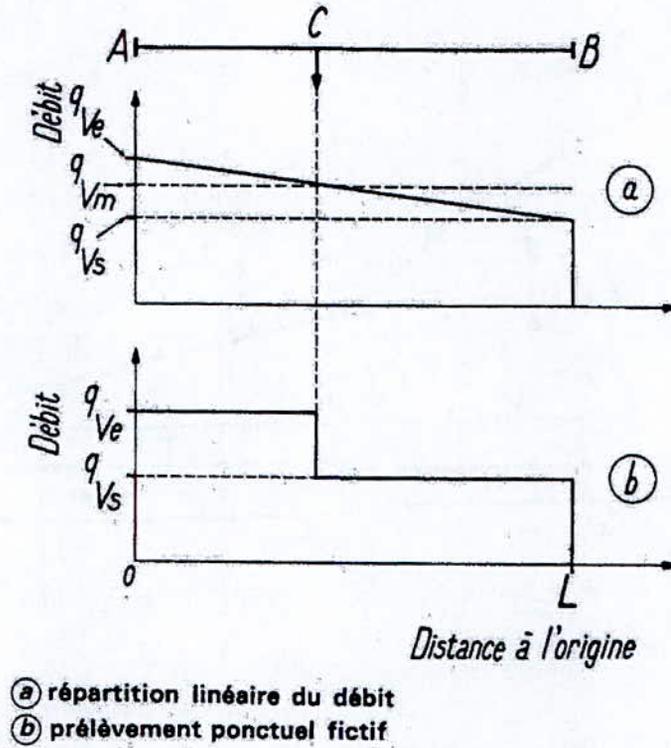


fig3.5 : évolution de la perte de charge dans une conduite de répartition AB, [7].

On peut cependant en obtenir une évaluation approchée en admettant que le débit consommé est réparti linéairement le long de la conduite, [7]. Pour cela, on peut soit estimer un débit fictif équivalent le long du tronçon AB , soit considérer que tout le débit distribué est prélevé fictivement en un point C .

— **Débit fictif équivalent (fig.3.5.a)** : en appelant q_{vd} le débit distribué le long du tronçon AB et q_{vs} le débit sortant en B (le débit q_{ve} entrant en A valant alors $q_{vd} + q_{vs}$), on montre [7] que le débit fictif équivalent donnant la même perte de charge que la distribution linéaire de la consommation a pour valeur, [7]:

$$q_{vm} = q_{vs} + 0,54 \cdot q_{vd} \quad (3.22)$$

— Prélèvement fictif équivalent (fig.3.5.b) : dans ce cas on montre [7] que le point C donnant la meilleure approximation de la perte de charge est situé de telle façon que, [7] :

$$AC = \frac{5L}{12} \tag{3.23}$$

III.3.2.5 Réseaux maillés

Dans de nombreux cas de distribution, et en particulier pour bien des distributions urbaines, on est amené à former un réseau comportant un certain nombre de mailles fermées, dans lequel la détermination du débit dans chaque tronçon doit faire l'objet d'une étude particulière,[7].

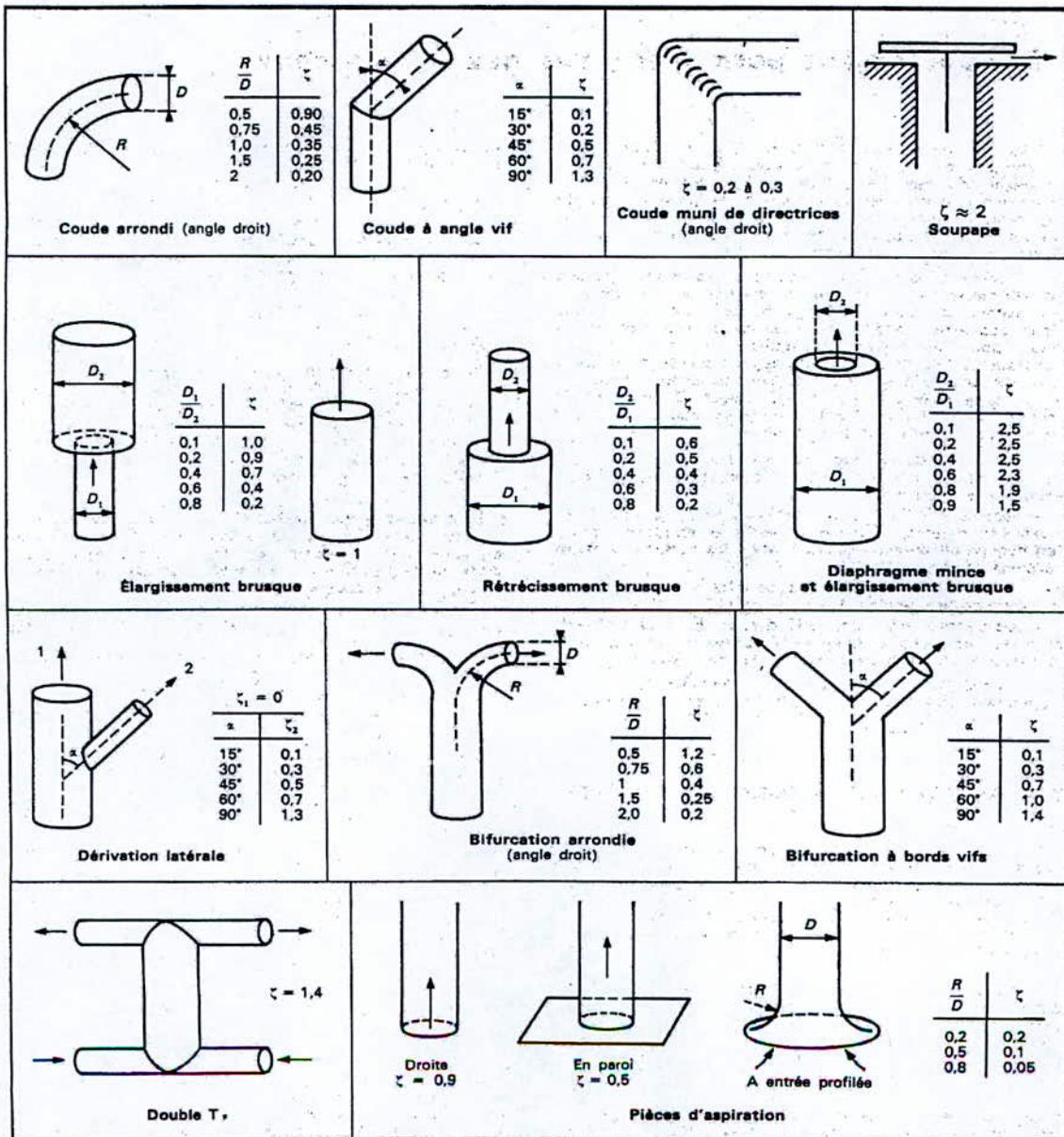


fig3.5 : pertes de charges singulières pour des conduites de section circulaire, [7].

CHAPITRE IV

RESULTATS ET DISCUSSIONS

IV.1. IMPLANTATION ET ALIMENTATION DU NOUVEAU CNDG

IV.1. 1. Choix du site d'implantation

IV.1. 2 Alimentation du CMDG

IV. 1.3 Calcul de la perte de charge du cas d'étude

IV. 1.4 Dimensionnement des épaisseurs des pipes

IV. 1.5 Estimation de l'investissement

IV. 1.5.1 Les coûts directs

IV. 1.5.2 Les coûts indirects

IV. 1.5.3 Les imprévus

IV.2. QUALITE -MELANGE GAZ DU NOUVEAU CNDG

IV.2.1 Caractéristiques des différents gaz de production

IV.2.2 Caractéristiques physiques des gaz réceptionnés au CMDG

IV.2.3 Principe de mélange

IV.2.4 Simulation de mélange d'alimentation pour chaque client

IV.2.4.1 Alimentation du pipe GO (Italie)

- a. Par un mélange de gaz GR1/2 + HR
- b. Par un mélange de gaz GR1/2 + GR3
- c. Par un mélange de gaz GR3 + HR
- d. Par un mélange de gaz (GR1/2 + GR3) + HR

IV.2.4.2 Alimentation du pipe GPDF (Espagne)

IV.2.4.3 Alimentation du pipe MEDGAZ (Espagne)

- a. Par un mélange de gaz GR1/2 + HR
- b. Par un mélange de gaz GR1/2 + GR3
- c. Par un mélange de gaz GR3 + HR
- d. Par un mélange de gaz (GR1/2 + GR3) + HR

IV.2.5 Design du CMDG (Station de mélange de gaz)

IV.2.5.1 La station de mélange

Rappel de la problématique

Le CNDG actuel fut construit pour la gestion du dispatching, vers les Raffineries et le réseau Sonelgaz, du gaz naturel provenant des champs de Hassi-R'mel.

Cette gestion ne concerne que le volet quantité et non qualité, étant donné que le gaz de Hassi-R'mel possède des caractéristiques nobles.

Cependant, les nouveaux ouvrages GR1, GR2 (Alrar-Hassi R'mel) et GR3 (In Salah -Hassi R'mel 'BP') alimentant le CNDG en gaz naturel de quantité et qualité différentes, et les nouveaux clients dont les clauses contractuelles diffèrent les unes des autres, ont imposé la nécessité de mélanger des gaz.

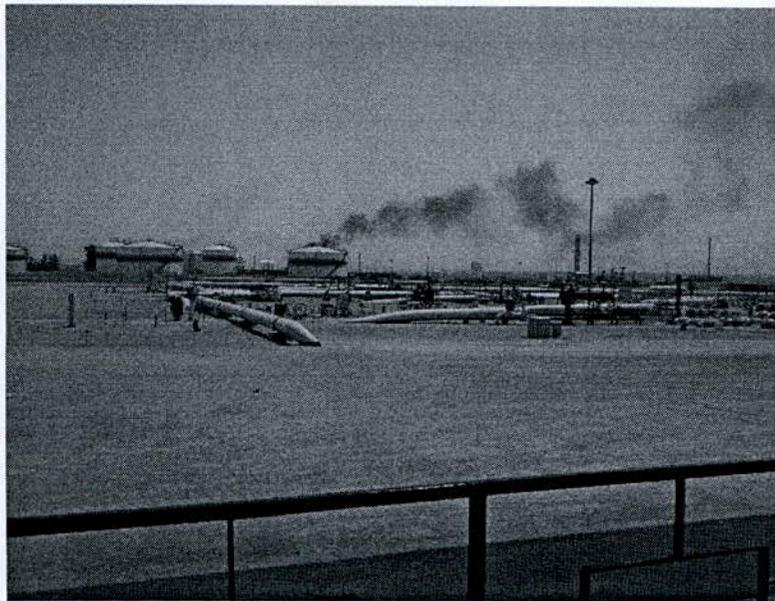


Fig4.1 le centre national de dispatching gaz CNDG.

La conception du CNDG actuel, étant prévue uniquement pour la gestion du gaz de HRM, les opérations de mélange se sont donc avérées laborieuses et imprécises.

Pourtant, le CNDG doit impérativement répondre au critère de qualité.

Par conséquent, le CNDG doit se doter d'une installation de mélange proprement dite, ainsi que d'un dispositif de comptage et de régulation performant pour répondre aux exigences de quantité des clients.

Or la structure du CNDG, actuelle, ne peut plus contenir d'ouvrage supplémentaire, vue la saturation du site.

L'activité du nouveau CNDG principalement axée sur le mélange des gaz, nous le désignerons au cours de cette étude par : « Centre de Mélange et Dispatching Gaz (CMDG) ».

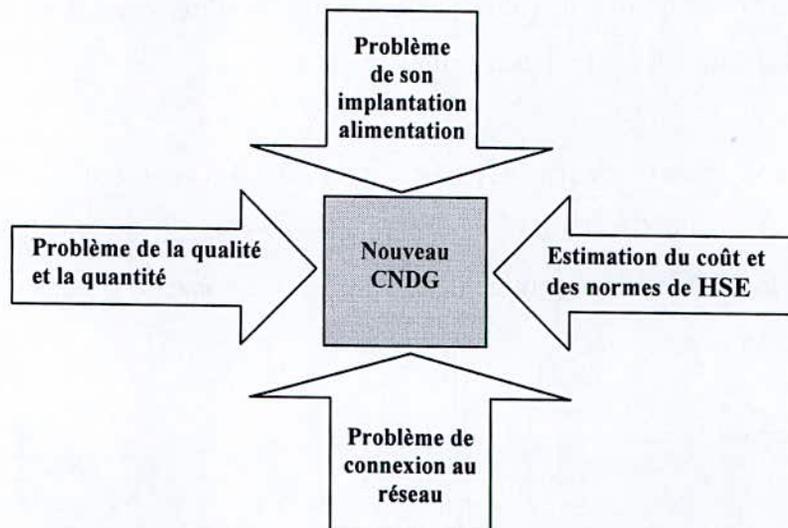


Schéma 4.1 : résumé des problèmes engendrés par la construction du CMDG.

Les points à prendre en compte pour la conception d'une solution techniquement faisable et économiquement rentable, sont :

- la détermination du site d'implantation du CMDG,
- l'alimentation du CMDG par toutes les qualités de gaz existantes,
- la conception d'une station de mélange et de régulation du débit,
- l'estimation du coût des installations,
- l'énumération des mesures d'hygiène, sécurité et environnement (HSE), à prendre.

Le CMDG devra prévoir de prendre en charge les nouveaux ouvrages tels :

- le GR4 ;
- le MEDGAZ ;
- le projet d'une deuxième ligne du GPDF;
- le projet gazoduc en provenance du Nigeria,
- le projet Galsi, le gazoduc qui reliera l'Algérie (Hassi R'mel) à l' Europe via la Sardaigne (Castilgionne Della Pescaia au nord de Rome),
- une ligne pour les GNL en étude, etc....

IV. 1.1. Choix du site d'implantation

Les contraintes liées au choix du site d'implantation du CMDG sont :

- la sécurité des installations conformément à la réglementation en vigueur (*annexe E*),
- l'alimentation des gazoducs existants et futurs,
- l'alimentation du futur CMDG en minimisant les pertes de charge,
- le relief, la stabilité et l'accessibilité du site,
- la superficie d'encombrement,
- l'impact sur l'environnement.

Le site choisi devra recevoir, en premier temps, le terminal départ du MEDGAZ, du GEM et du GPDF, et ensuite le CMDG.

Dans le cadre de la prospection par les équipes de l'engineering de la TRC, d'une sélection de sites d'implantation du nouveau CNDG à Hassi-R'mel, quatre (04) sites ont été retenus (*figure 4.2*).

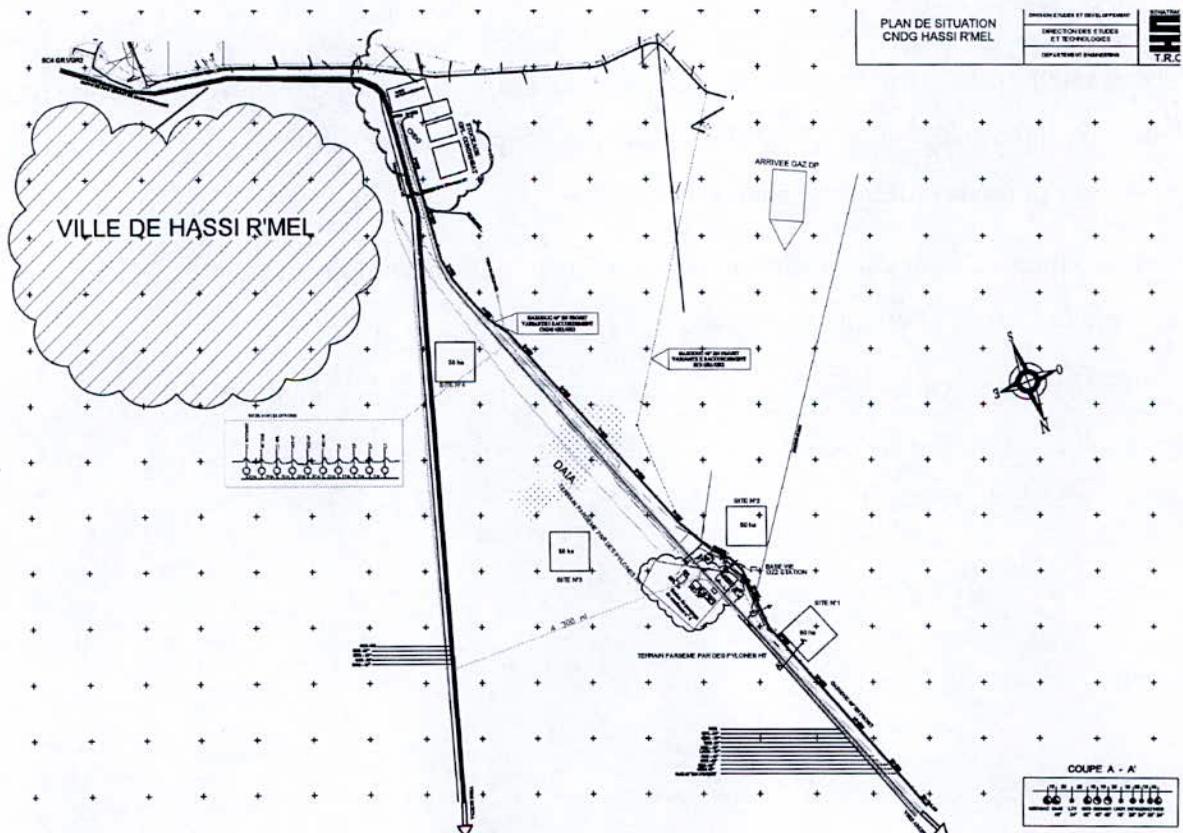


Fig4.2 sites d'implantations du CMDG,(voir Annexe B).

Ces sites se trouvent à proximité de la Station de Pompage de condensat SP4, dont les positions sont :

- **Site1** : situé au Nord-Ouest de la SP4 à environ 800m, et à gauche de la nappe des gazoducs de l'Ouest, avec un terrain plat et d'apparence rocheuse,
- **Site2** : situé à l'Ouest de la SP4 à environ 600m, et à gauche de la nappe des gazoducs de l'Ouest, avec un terrain relativement plat et d'apparence rocheuse,
- **Site3** : situé au Sud-Est de la SP4 à environ 1000m, et à gauche de la nappe des gazoducs de l'Est et à droite de la nappe des gazoducs de l'Ouest, avec un terrain en pente parsemé de ligne haute tension et rocheux,
- **Site4** : situé au point de séparation des nappes des gazoducs Est et Ouest et à environ de 7km de la SP4, avec un terrain relativement plat parsemé de ligne haute tension et rocheux.

Remarque : La superficie pour l'agencement des installations serait fixée à 50ha.

Pour nous permettre de fixer de choix sur un des quatre sites, nous dressons ci-après des tableaux (*tableau4.1; 4.2; 4.3 et 4.4*), comparatifs qui mettent en évidence les contraintes, avantages et inconvénients de chacun des sites.

Ces tableaux donnent la distance approximative de raccordement pour l'alimentation du site, par le CNDG et/ou à la station SC4.

Ils donnent aussi les possibles croisements avec les pipes existants (allant vers Arzew sur la gauche du tableau et allant vers Skikda sur la droite du tableau), et la longueur de raccordement à prévoir pour les alimenter.

Tableau 4.1
les contraintes, avantages et inconvénients du choix du site 1.

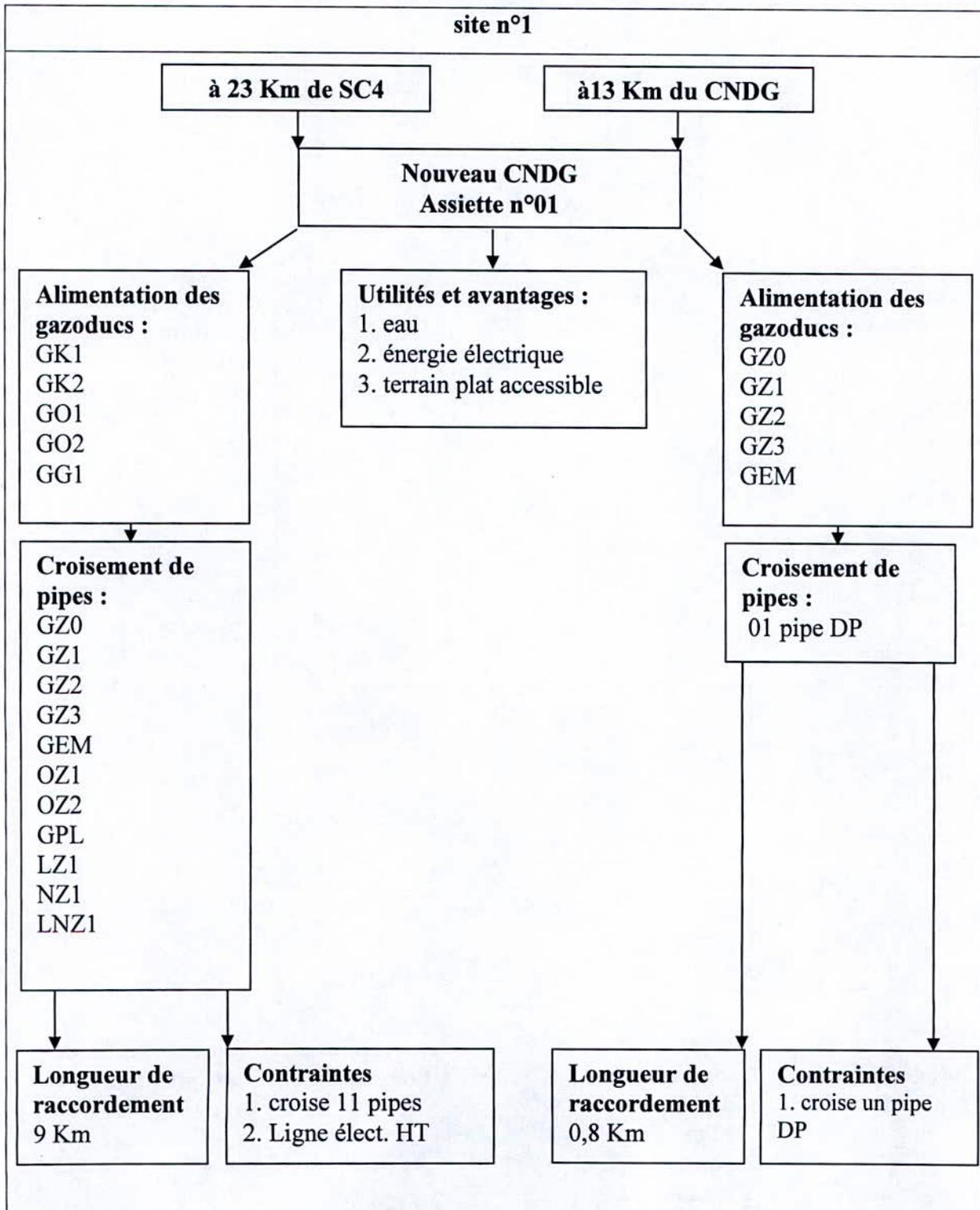


Tableau 4.2
les contraintes, avantages et inconvénients du choix du site 2.

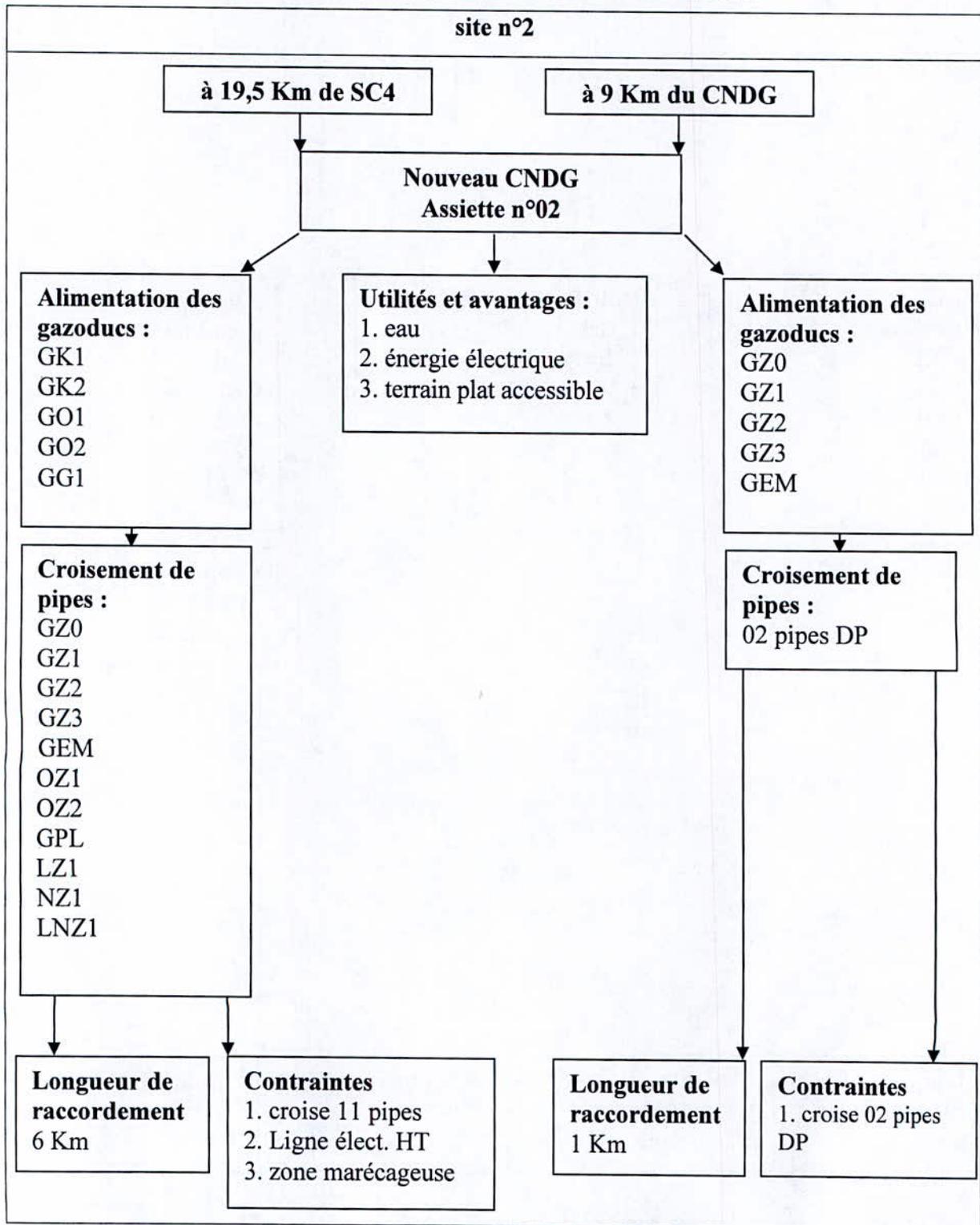


Tableau 4.3

les contraintes, avantages et inconvénients du choix du site 3.

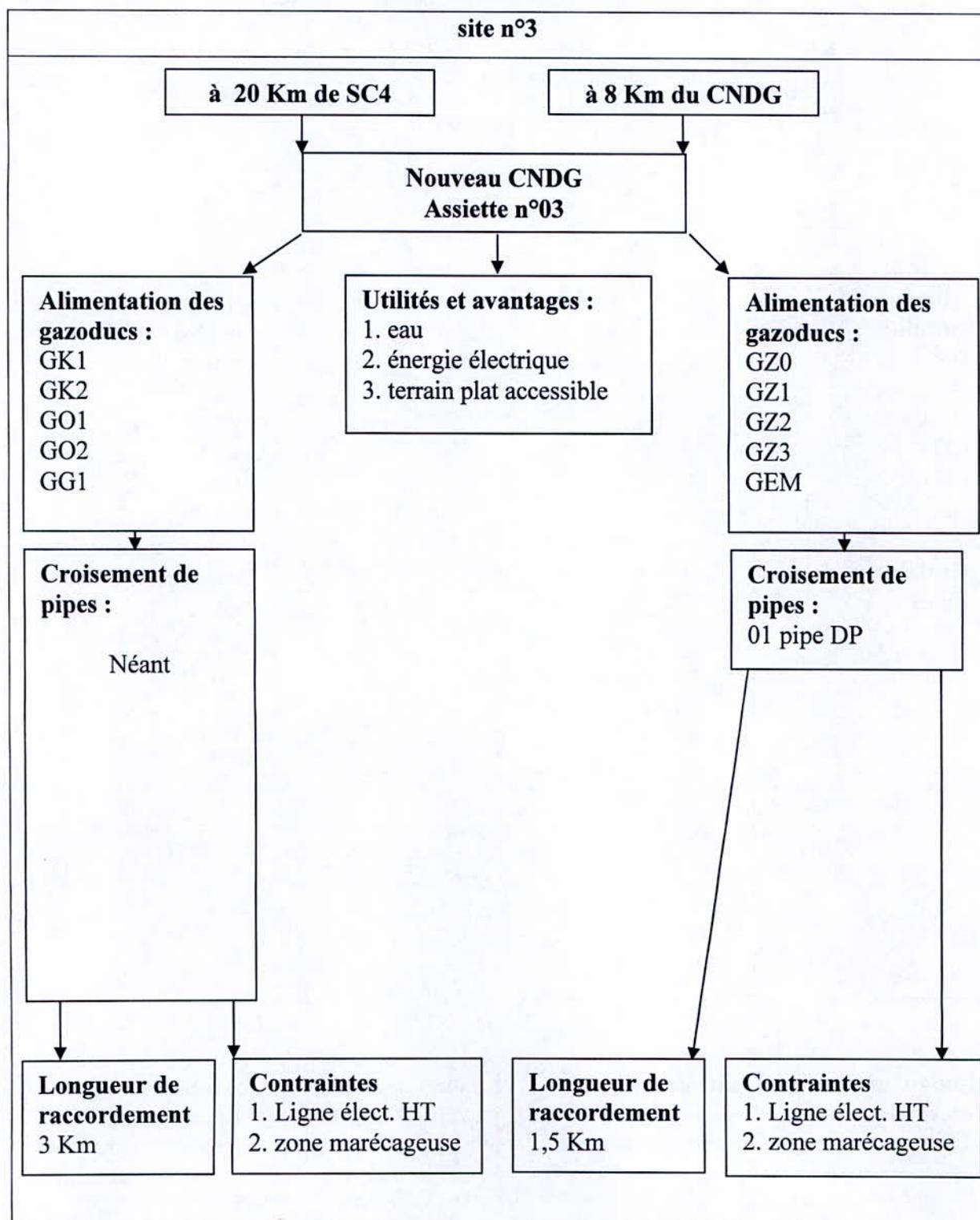
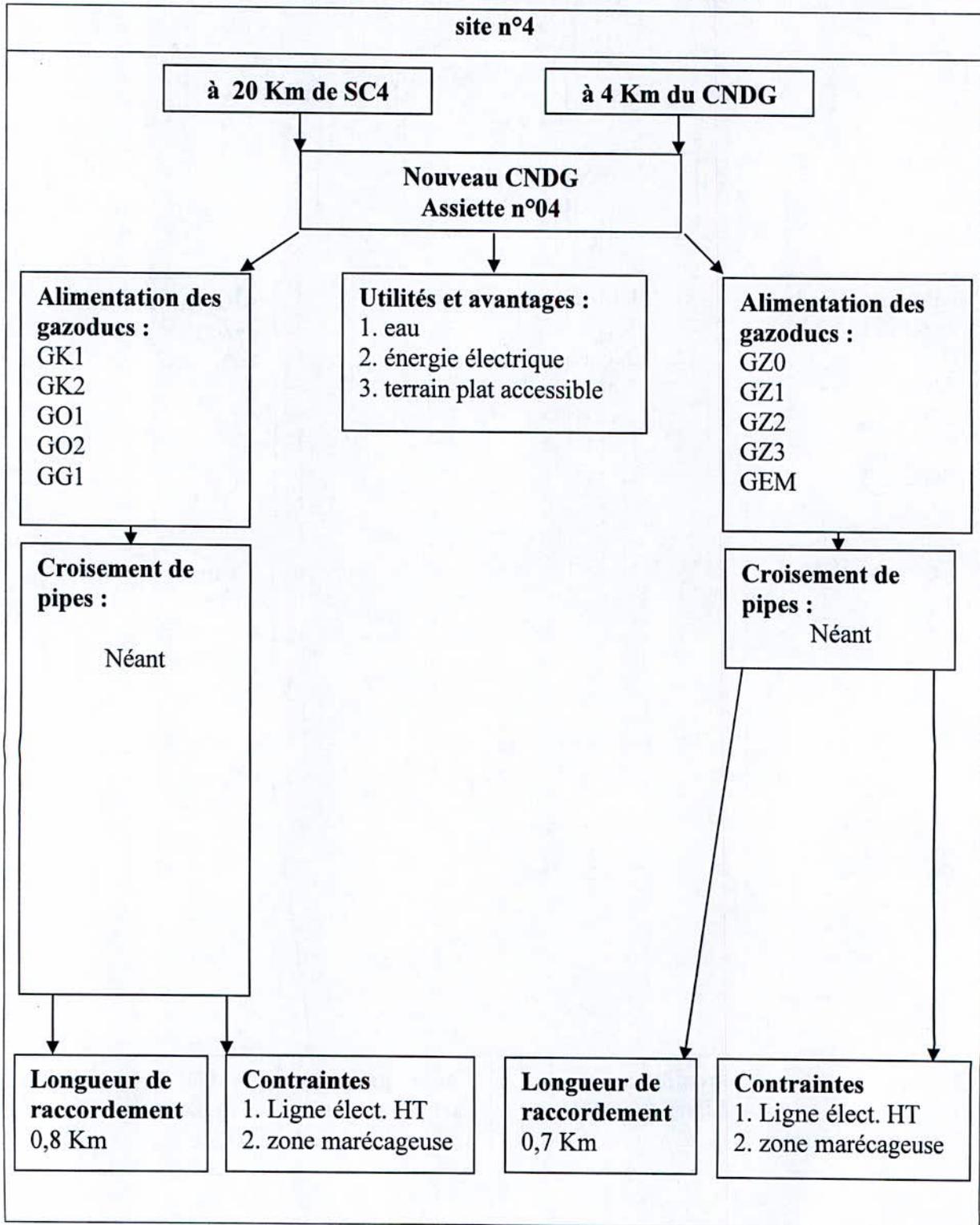


Tableau 4.4
les contraintes, avantages et inconvénients du choix du site 4.



Ainsi, les assiettes n°3 et n°4 seront retenues comme choix préliminaire pour l'implantation du nouveau CNDG.

L'estimation des pertes de charge relative à l'alimentation du site et les interconnexions avec les pipes existants sera le 1^{er} critère de choix d'un des deux sites retenus.

Les utilités dont il y'a lieu de prévoir le coût d'installation telles que :

- l'alimentation en énergie électrique à partir de la station SP4 (2x60 Kv), pour une puissance estimée à 1 Mw environs,
- l'alimentation en eau à environ 10 Km par un forage de puits,
- le revêtement des voies d'accès (pistes existantes),

représentent un facteur économiques que l'on doit estimer mais qui ne représente pas un critère de choix.

Le 2ème critère, et non moins important, est la sécurité du site et la possibilité d'existence d'une extension possible des champs de production de HRM dans cette zone.

Ainsi, le site n°4, (jugé potentiellement zone d'extension des champs de Hassi-R'mel d'une part, et d'autre part, la proximité du CNDG actuel et des modules de la D.P. augmentant le facteur risque), est inapte à accueillir le nouveau CNDG.

En conclusion le site qui sera choisi est l'assiette n°3.

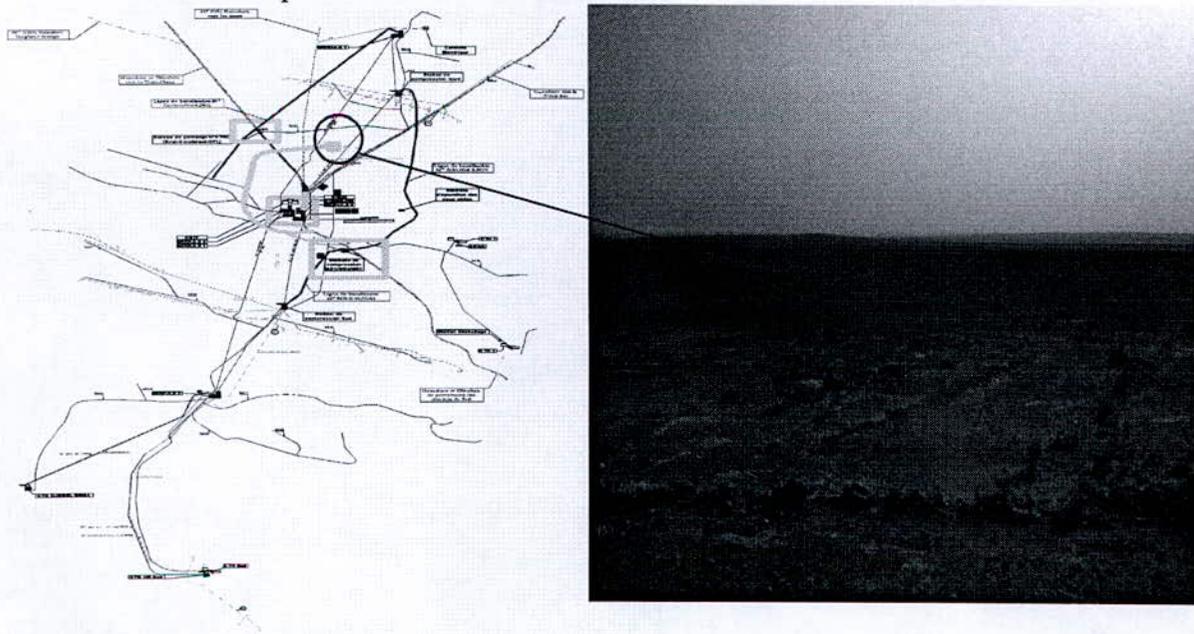


Fig4.3. site choisi pour l'implantations du CMDG, (voir Annexe B).

Le calcul de pertes de charge doit être effectué malgré le fait que le choix du site ait été fait sans ce calcul.

Une fois les longueurs et diamètres des pipes définis, il suffit de donner le profil des pipes pour évaluer la perte de charge.

Tous les pipes sont à la même altitude qui est environ 700m par rapport au niveau de la mer ce qui implique que l'on peut utiliser les formules données dans le chapitre III de Weymouth et Panhandle 'B' ou l'équation (3.5.a).

IV. 1.2 Alimentation du CMDG

Le CNDG actuel comme son nom l'indique « centre national » servira les clients nationaux : les GNL et Sonelgaz.

Il ne traitera que le gaz de Hassi-R'mel évitant ainsi le problème de décrochement des GNL qui sont dimensionnés pour un taux de CO_2 de 0,27 à un maximum de 0,3%.

Tableau 4.5

Qualité (*fraction molaire*) des différents gaz naturels algériens réceptionnés au CNDG valeur moyen, source Sonatrach département exploitation gestion flux gaz.

	DP/HR	GR1/2	GR3
N_2	5,33	1,03	0,62
CO_2	0,23	1,95	0,21
CH_4	83,46	83,96	96,63
C_2H_6	7,82	10,86	2,06
C_3H_8	2,05	1,86	0,36
C_4H_{10}	0,32	0,13	0,04
$\text{N-C}_4\text{H}_{10}$	0,49	0,19	0,06
$\text{I-C}_5\text{H}_{12}$	0,11	0,01	0,01
$\text{N-C}_5\text{H}_{12}$	0,12	0,01	0,01
C_6+	0,07	0	0
PCS Kcal/ CM^3	9452	9691	9039

Dans cette optique le CNDG ne sera plus alimenté par le GR1/2 et GR3, et il n'alimentera plus les ouvrages GPDF, GO1/2.

Le CMDG devra être connecté au GR1/2 et GR3 par un looping (*bifurcation*), qui se situera au niveau du CNDG ainsi ce dernier ne subira aucune modification, (*figure 4.4*).

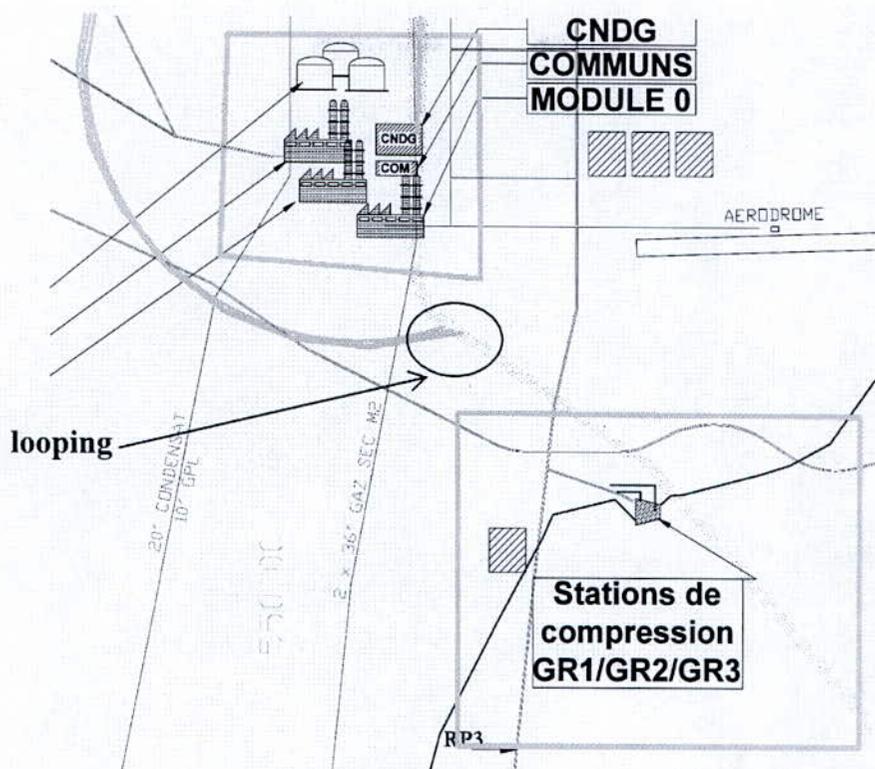


Fig4.4. interconnexion au GR1/2 et GR3 pour alimenter le CMDG, (voir Annexe B).

L'ouvrage à entreprendre pour alimenter le CMDG par les gazoducs GR1/2 et GR3 se verra économisé d'une longueur de pipe de 5 Km par rapport à la Station de Compression SC4.

En conséquence, le CMDG devra s'interconnecter aux ouvrages GO1/2 et GPDF pour les alimenter d'un gaz (produit du mélange des gaz du sud et de Hassi-R'mel), mais aussi aux deux gazoducs GG1 et GZ0 qui alimentent exclusivement le réseau Sonelgaz, ce qui permettra d'évacuer les quantités en surplus ou qui seront jugées hors spécifications.

Le gaz de Hassi-R'mel dit « gaz appoint » qui alimentera le CMDG jouera le rôle de régulateur du mélange vu ses caractéristiques nobles.

Il sera acheminé au CMDG par trois pipes deux de 36'' (picage sur les deux pipes venant du module 3 et allant vers le CNDG) et d'un pipe de 48'' directement raccordé à la nourrisse du CNDG au niveau des deux vannes bridées (*vanne GOV202 et GOV101*).

Ces deux vannes en attentes ne possèdent pas de clapet anti-retour ce qui permettra au gaz de Hassi-R'mel de circuler librement entre les deux centres.

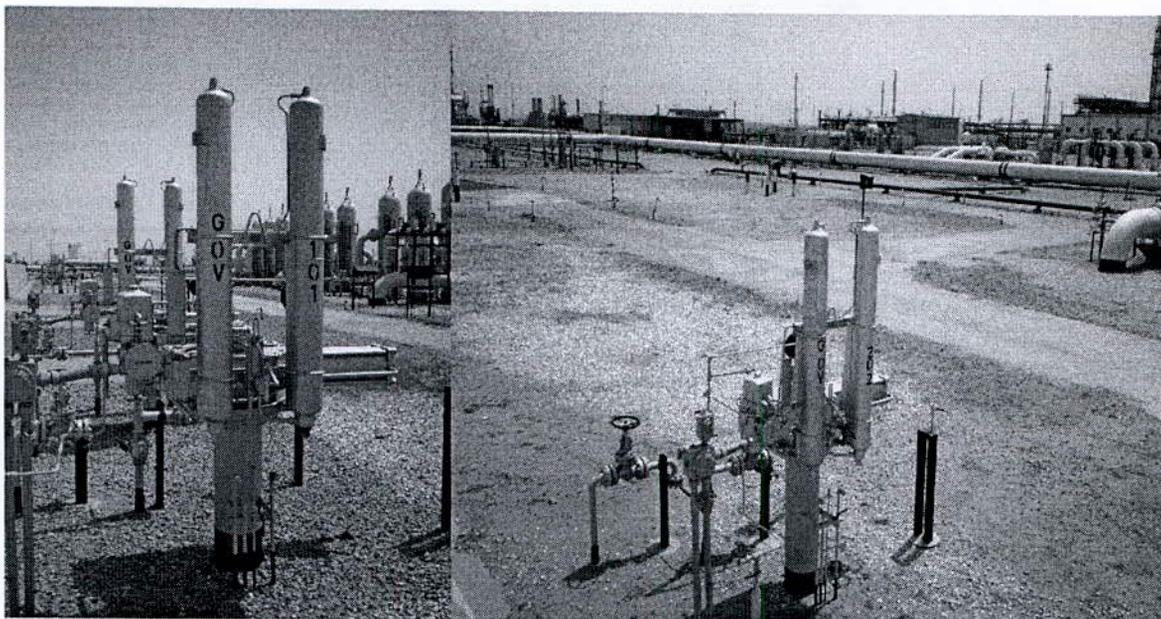


Fig4.5. les deux vannes de la nourrice du CNDG, la GOV 101 à gauche et 202 à droite.

L'intérêt d'alimenter le CMDG du gaz de Hassi-R'mel par une interconnexion direct au CNDG, est que cette ligne servira de ligne d'alimentation mais aussi de réinjection* du gaz de Hassi-R'mel.

Actuellement le gaz en surplus provenant des champs de Hassi-R'mel mais aussi d'Alrar (GR1/2) et d'In-Sallah (GR3) sont réinjectés directement dans la nappe de Hassi-R'mel à des pressions pouvant atteindre les 300 bars.

Le problème qui se pose est la contamination de cette nappe par les gaz de GR1/2 et GR3 qui y sont réinjectés. Il faudra donc réduire cette réinjection au maximum ou favoriser la réinjection du gaz de GR3 et de Hassi-R'mel seulement.

La seule condition est que la pression de la nourrice du CNDG soit toujours supérieure à la pression de la nourrice du gaz de Hassi-R'mel du CMDG :

$$P_{nourrice_CNDG} > P_{nourrice_HRM_CMDG}$$

Cette condition permet d'éviter les risques de contamination du gaz de Hassi-R'mel au niveau du CNDG mais aussi d'une régulation naturelle en quantité de ce gaz car il ne pourra plus évoluer vers le CMDG, de ce fait l'écoulement sera relativement stagnant dans ce pipe.

Pour éviter tout risque, les deux vannes bridées devront être munies de deux vannes motorisées et commandées à distance par le CMDG et non le CNDG.

Subséquentement, le CMDG devrait être en mesure d'isoler les nourrices du CNDG dans le cas d'un inversement d'écoulement.

Les travaux de raccordements, qu'il faudra entreprendre, pour alimenter et connecter le CMDG au réseau, sont schématisés ci-après.

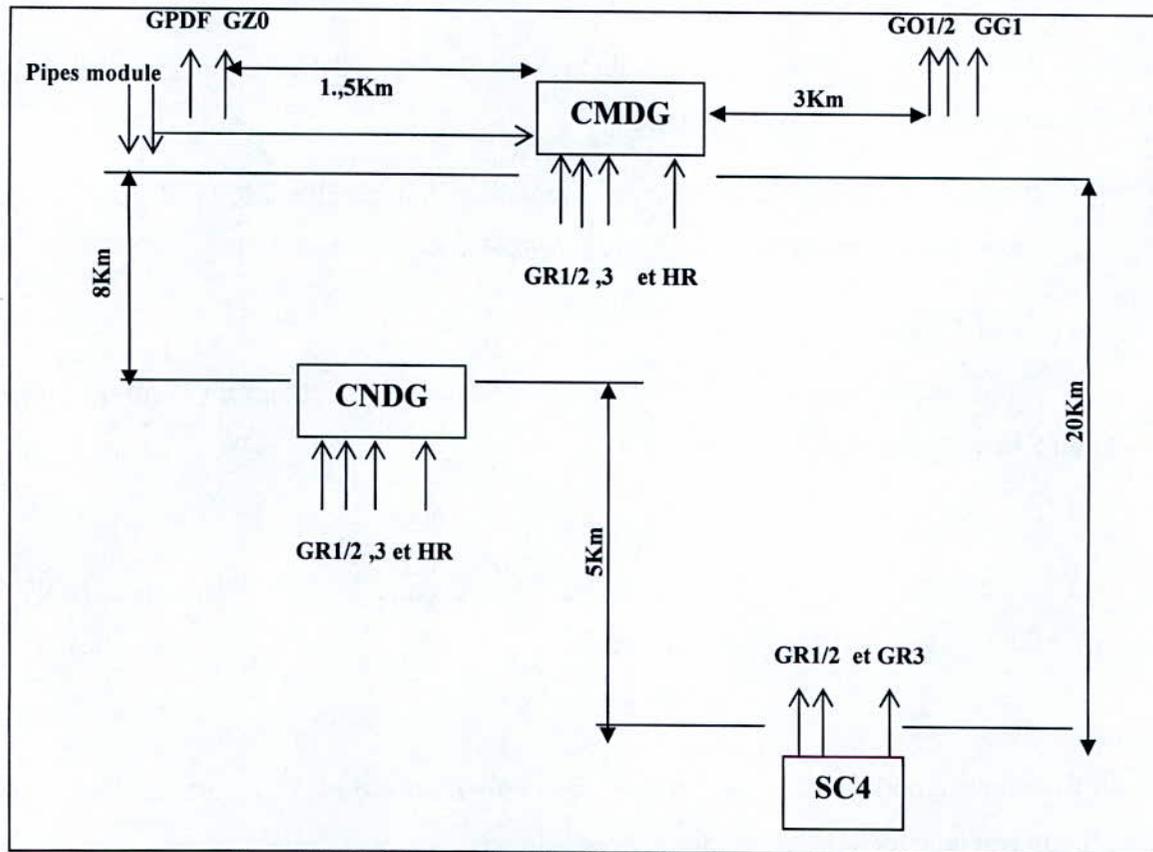


figure4.6 : Schéma explicatif qui donne les distances du site n°3 par rapport aux différents ouvrages d'interconnexions.

Donc les pipes à envisager sont :

- côté Est : $\left\{ \begin{array}{l} 02 \text{ pipes (GO1/2)} \\ 01 \text{ pipe (GG1)} \end{array} \right.$ $D=48''=1219mm \text{ et } L=3Km$
 $D=40''=1016mm \text{ et } L=3Km$
- côté Ouest : $\left\{ \begin{array}{l} 01 \text{ pipe (GPDF)} \\ 01 \text{ pipe (GZ0)} \\ 02 \text{ pipes (module3)} \end{array} \right.$ $D=48''=1219mm \text{ et } L=1,5Km$
 $D=24''=609.5mm \text{ et } L=1,5Km$
 $D=36''=914.25mm \text{ et } L=1,5Km$
- côté Sud : $\left\{ \begin{array}{l} 02 \text{ pipes (GR1/2 et GR3)} \\ 01 \text{ pipe (CNDG-CMDG)} \end{array} \right.$ $D=48''=1219mm \text{ et } L=15Km$
 $D=48''=1219mm \text{ et } L=8Km$

Pour estimer les pertes de charge le long des pipes qui vont alimenter le GMDG, nous avons utilisé le logiciel « PIPEPHASE 8.1 » qui calcule et donne le profil du gradient de pression le long d'un pipe (*annexe c*).

Le calcul de la perte de charge se fait via la formulation de Panhandle 'B' (équation 3.5.c).

IV.1. 3 Calcul de la perte de charge du cas d'étude

Dans un premier temps, nous avons calculé la perte de charge dans les pipes qui alimentent le CMDG en effectuant (03) trois simulations :

- 1^{ère} simulation : calcul de la perte de charge dans le pipe allant de la SC4 au point où l'on réalisera un looping (*Figure 4.6 et Figure 4.7*) ;
- 2^{ème} simulation : calcul de la perte de charge dans le pipe allant du point du looping au CMDG (*Figure 4.8 et Figure 4.9*);
- 3^{ème} simulation : calcul de la perte de charge dans le pipe allant du CNDG au CMDG (*Figure 4.10 et Figure 4.11*);

puis on calculera la perte de charge dans les pipes en partance du CMDG et qui alimenteront la totalité du réseau par (04) quatre simulations :

- 1^{er} simulation : calcul de la perte de charge dans le pipe allant du CMDG au GG1 (*Figure 4.12 et Figure 4.13*);
- 2^{ème} simulation : calcul de la perte de charge dans le pipe allant du CMDG au GO1/2 (*Figure 4.14 et Figure 4.15*);
- 3^{ème} simulation : calcul de la perte de charge dans le pipe allant du CMDG au GPDF (*Figure 4.16 et Figure 4.17*);

- 4^{ème} simulation : calcul de la perte de charge dans le pipe allant du CMDG au GZ0 (Figure 4.18 et Figure 4.19);

Les données de base pour simuler et calculer les pertes de charge via Pipephase sont :

- Le type de gaz qui s'écoule dans le pipe ;
- La densité du gaz en question ;
- La pression de départ ;
- Le débit voulu ;
- Les caractéristiques du pipe :
 - longueur;
 - diamètre;
 - rugosité;
 - coude en donnant ces paramètres (*D/R, angle...*);
 - rétrécissement, etc.....

Donc après simulation on aura l'estimation de la perte de pression dans chaque gazoduc comme suit :

	Looping - CMDG	CNDG - CMDG	GG1	GZ0	GO1/2	GPDF
Longueur [Km]	15	8	3	1.5	3	1.5
Diametre [inch]	48	48	40	24	48	48
ΔP [bar]	0.31	0.61	0.06	0.3	0.14	0.05

Remarque : la rugosité des pipes sera prise constante et égale à 0.015.

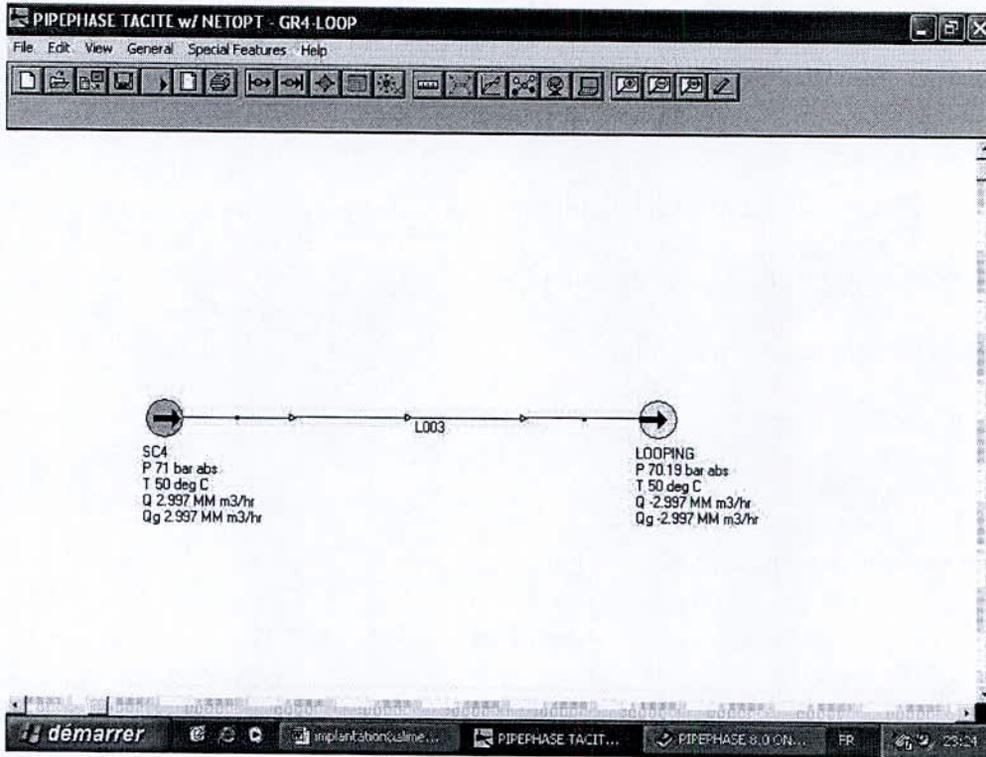


Figure 4.7 interface de pipephase lors du calcul de la perte de pression dans les canalisations GR1/2 et GR3 de la SC4 au point de looping

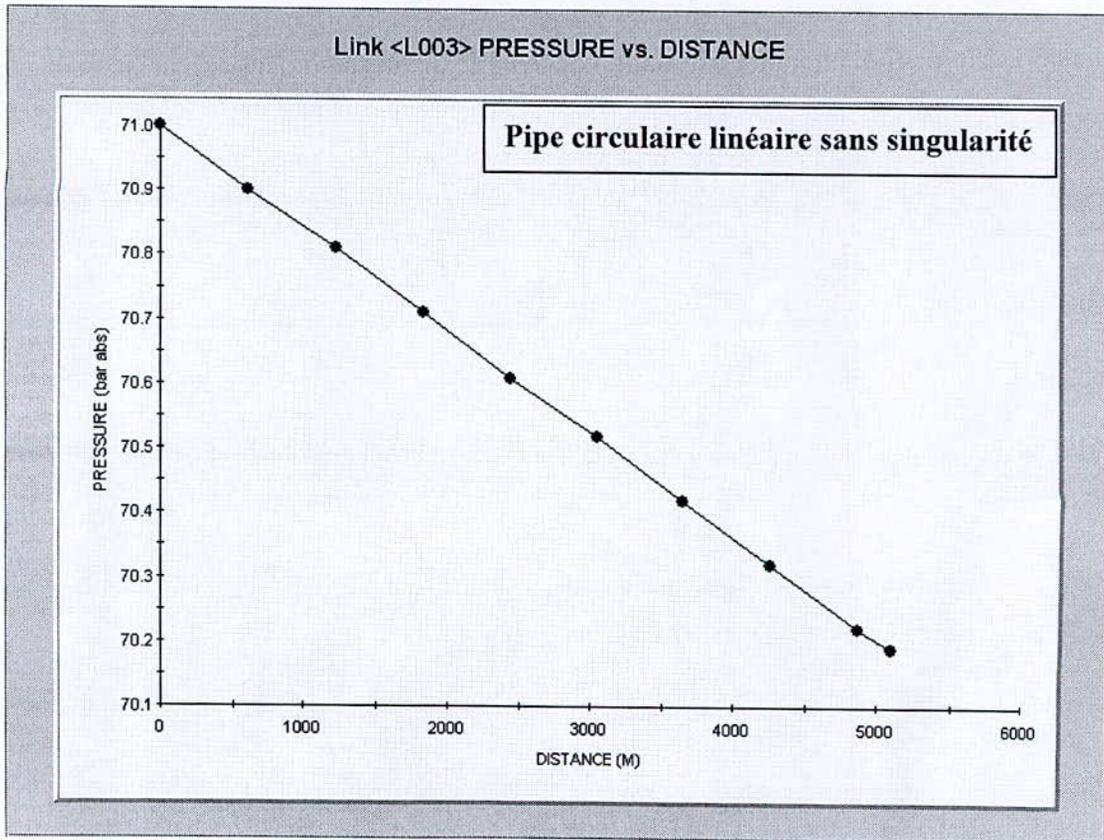


Figure 4.8 le gradient de pression dans les canalisations GR1/2 et GR3 de la SC4 au point de looping

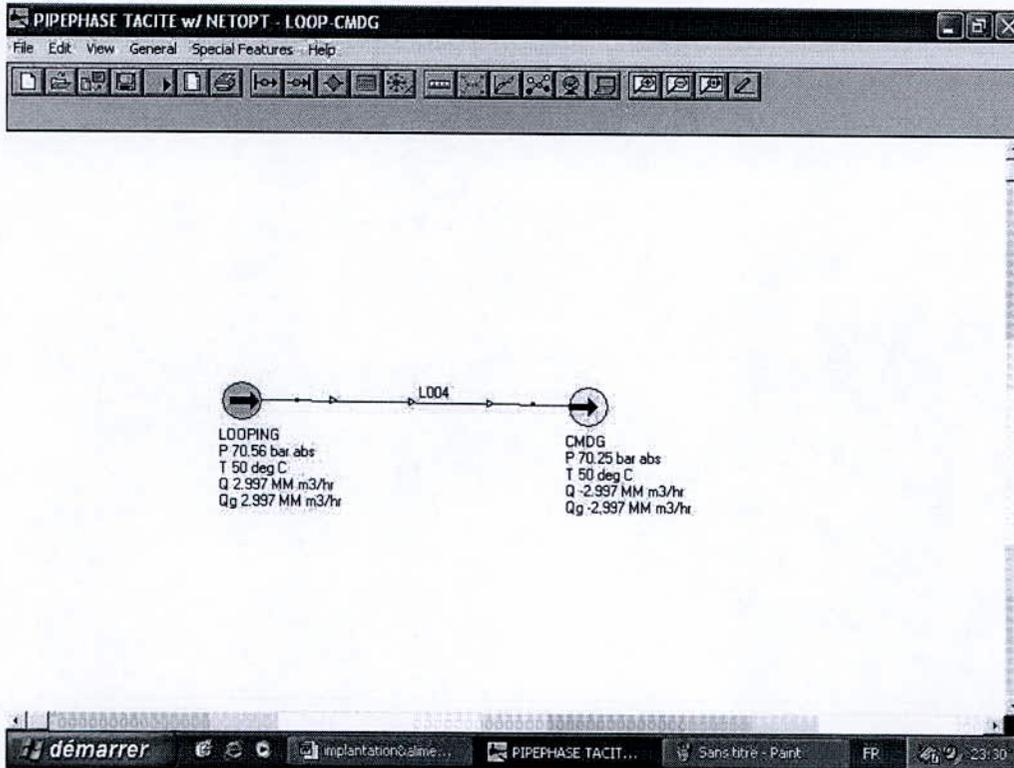


Figure 4.9 interface de pipephase lors du calcul de la perte de pression du point de looping au CMDG.

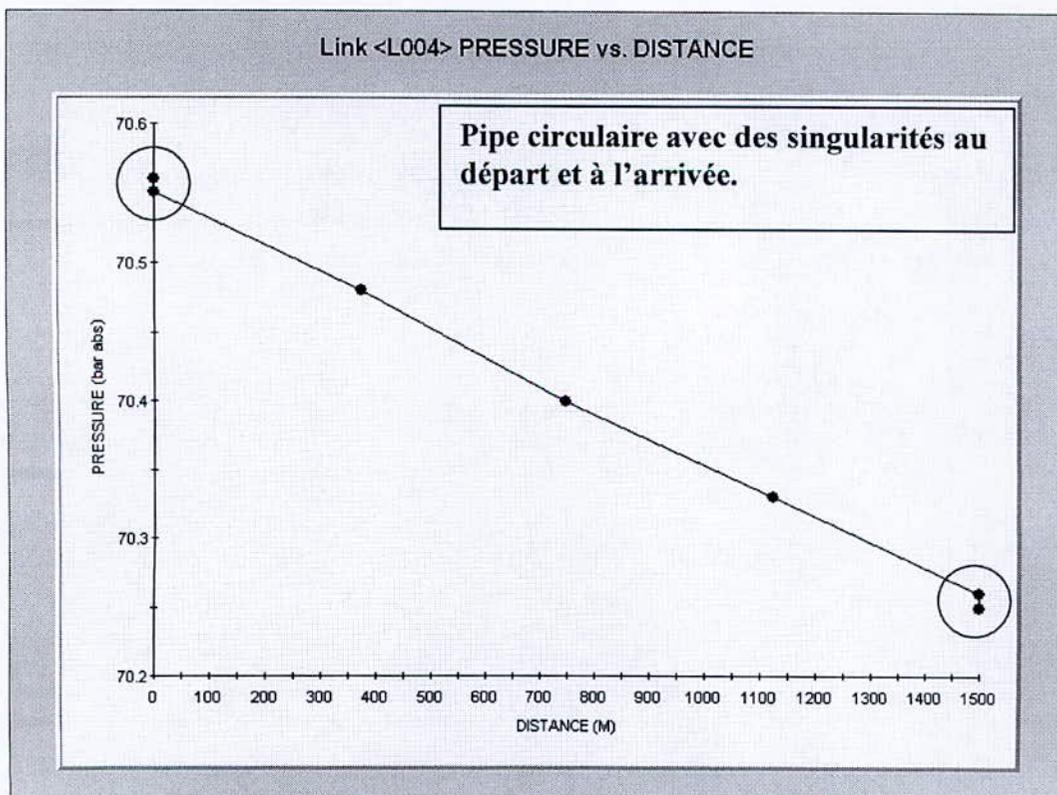


Figure 4.10 le gradient de pression du point de looping au CMDG.

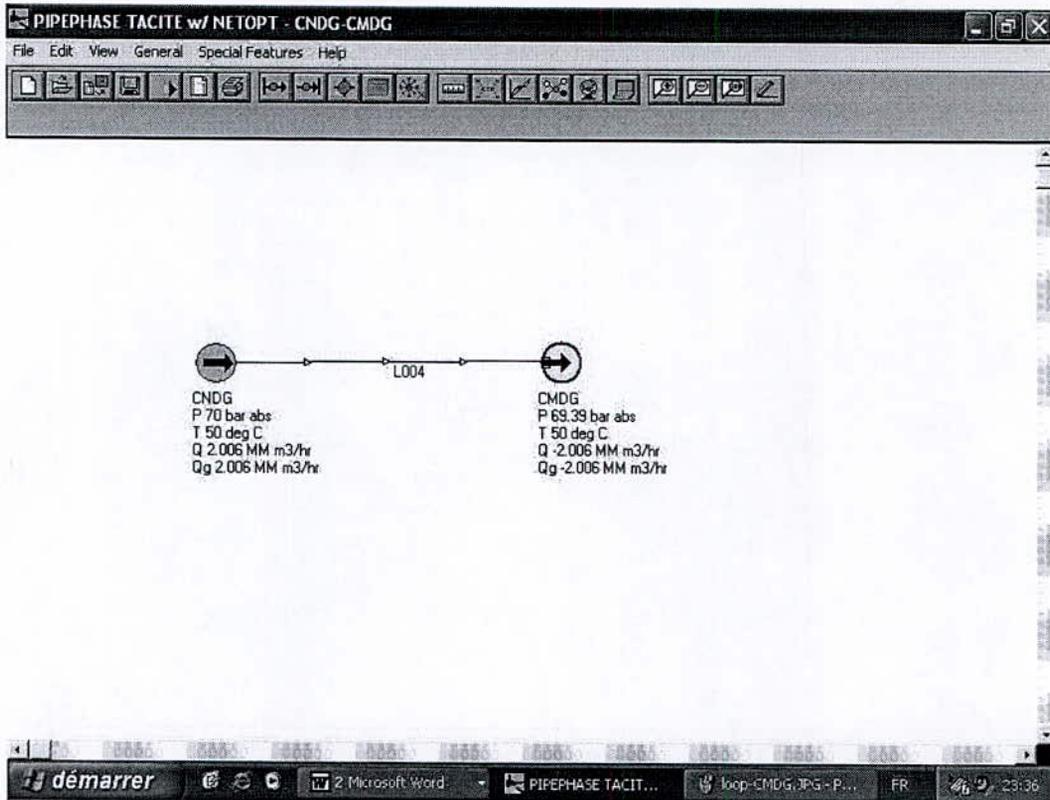


Figure 4.11 interface de pipephase lors du calcul de la perte de pression du CNDG au CMDG.

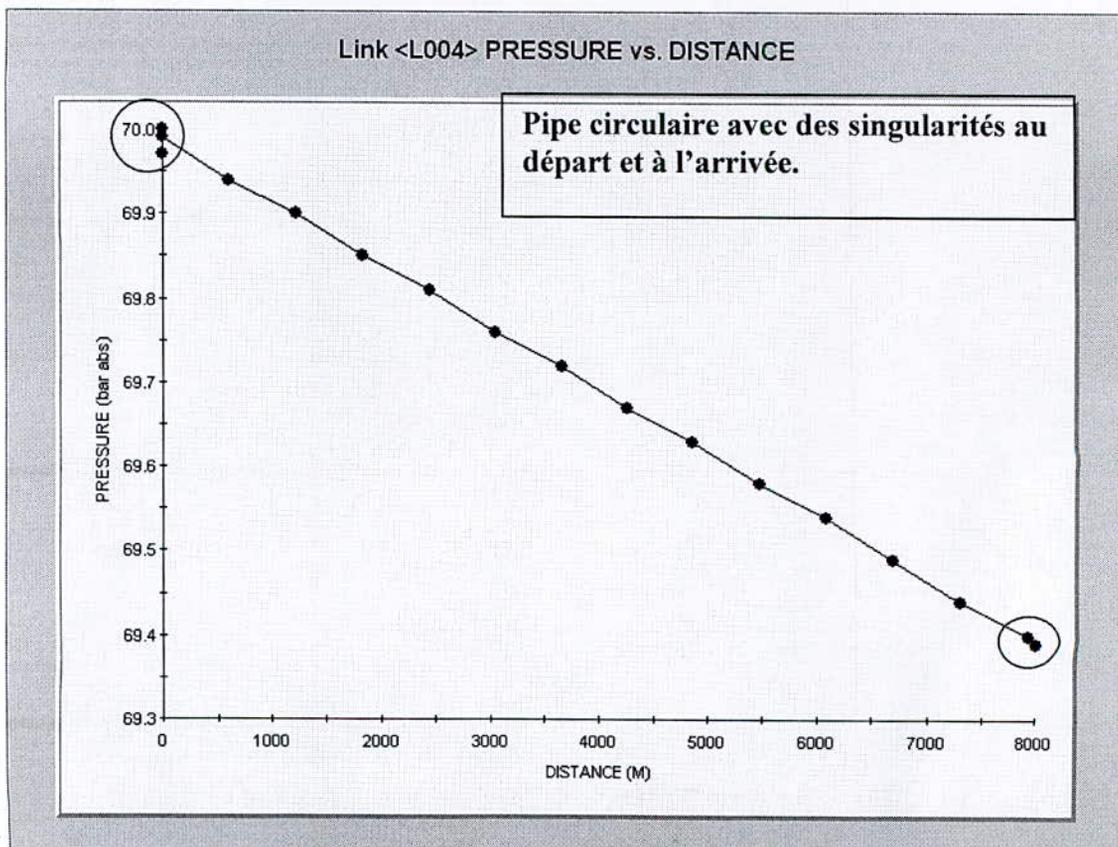


Figure 4.12 le gradient de pression du CNDG au CMDG.

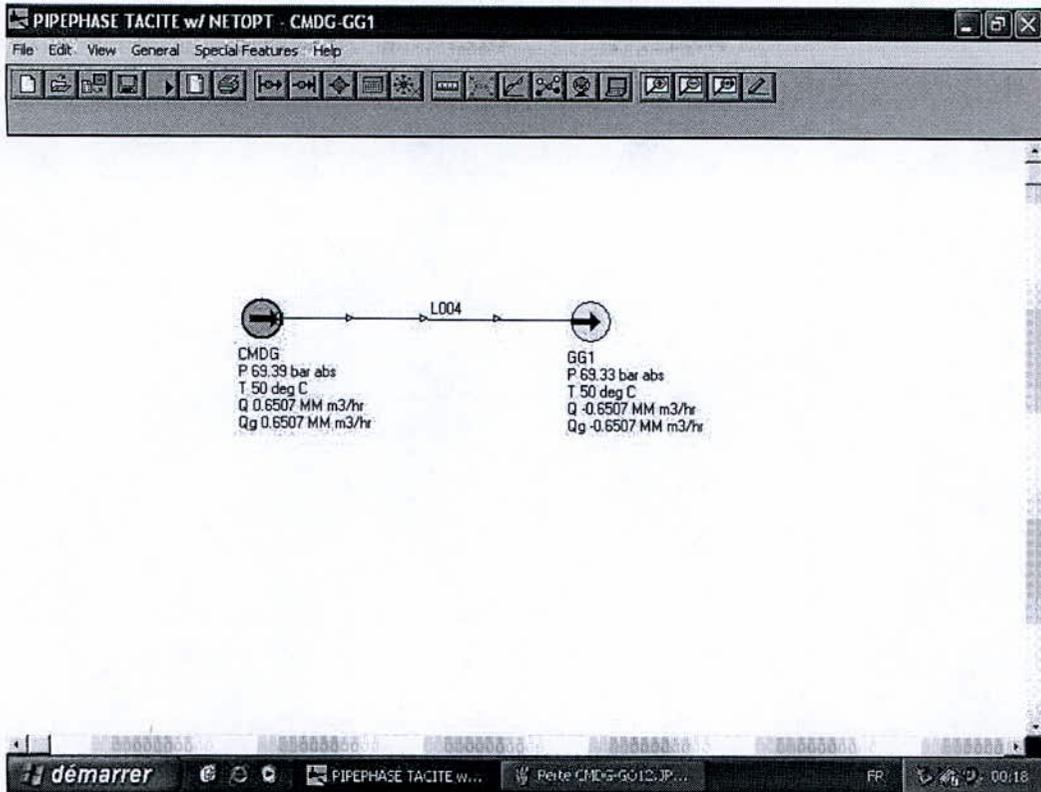


Figure 4.13 interface de pipephase lors du calcul de la perte de pression dans le pipe CMDG-GG1.

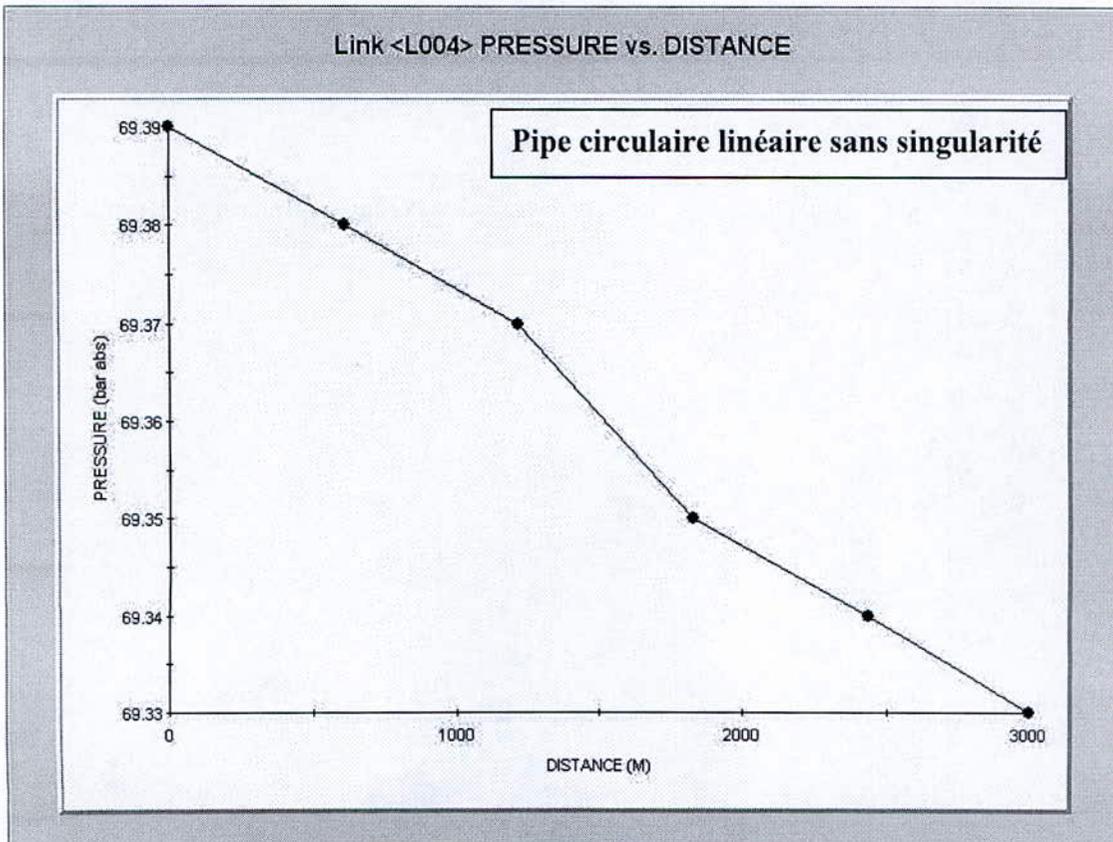


Figure 4.14 le gradient de pression dans le pipe CMDG-GG1..

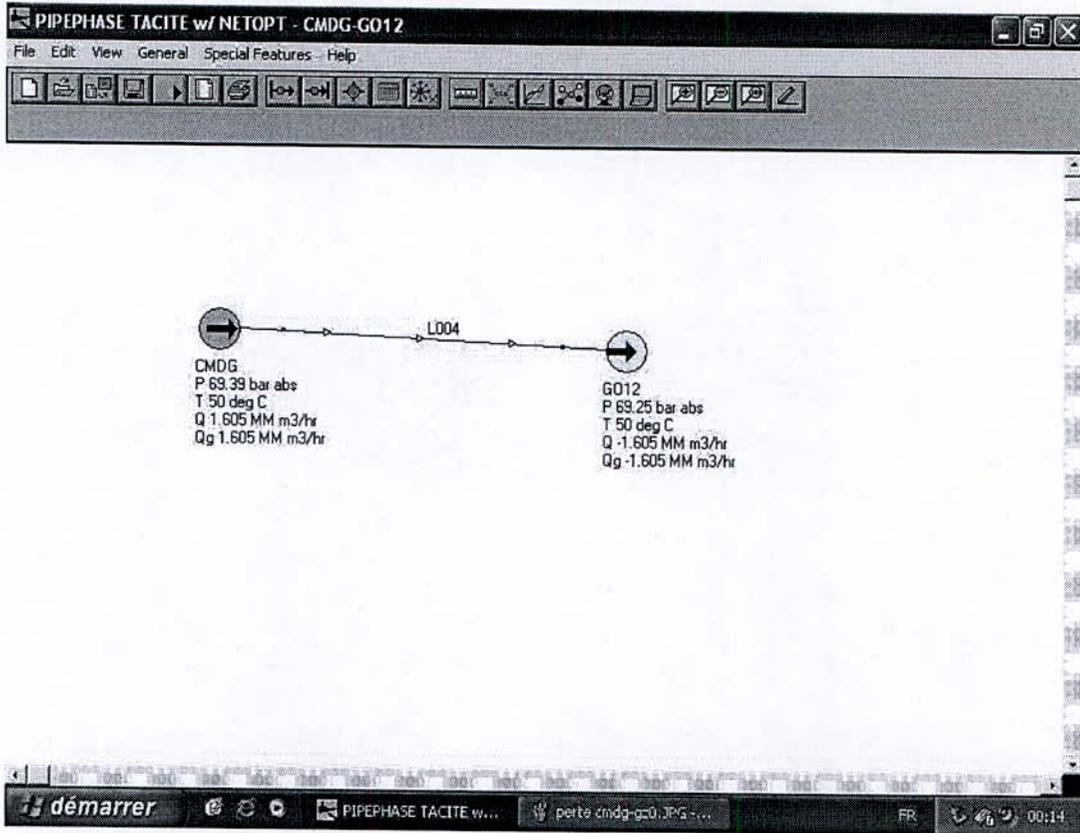


Figure 4.15 interface de pipephase lors du calcul de la perte de pression dans le pipe CMDG-GO1/2.

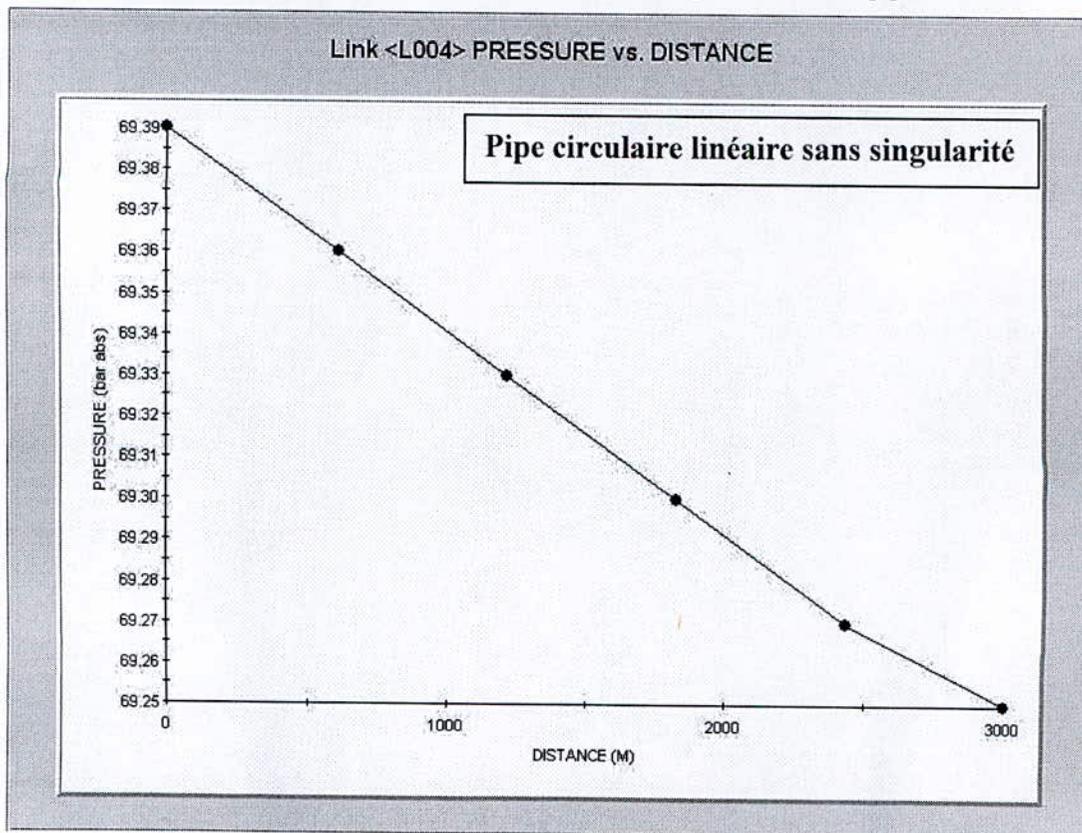


Figure 4.16 le gradient de pression dans le pipe CMDG-GO1/2.

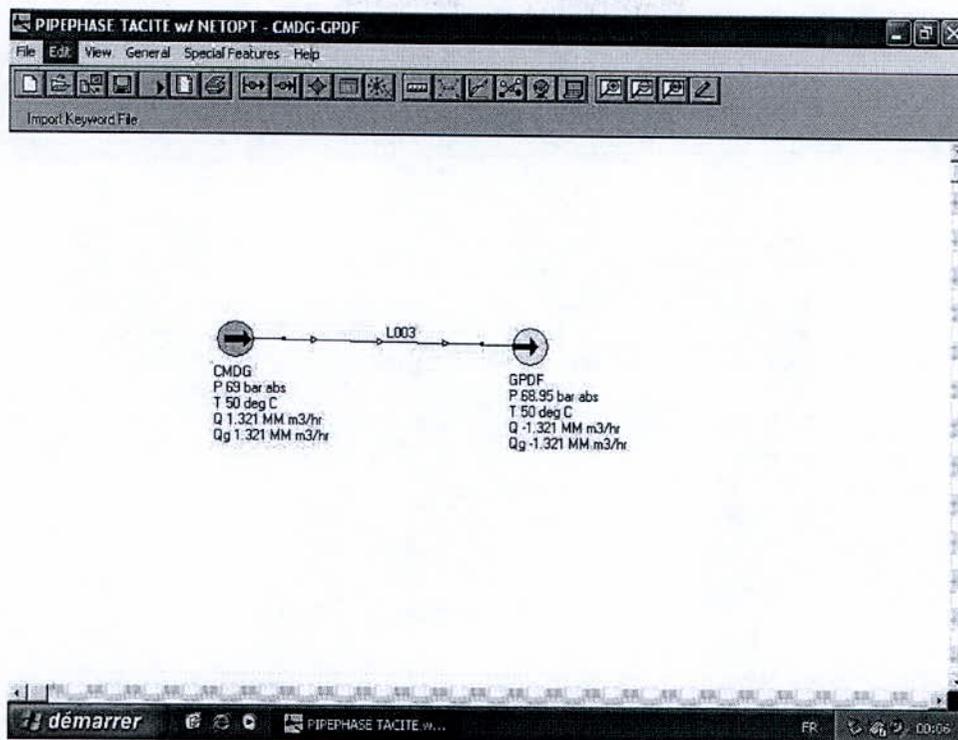


Figure 4.17 interface de pipephase lors du calcul de la perte de pression dans le pipe CMDG-GPDF.

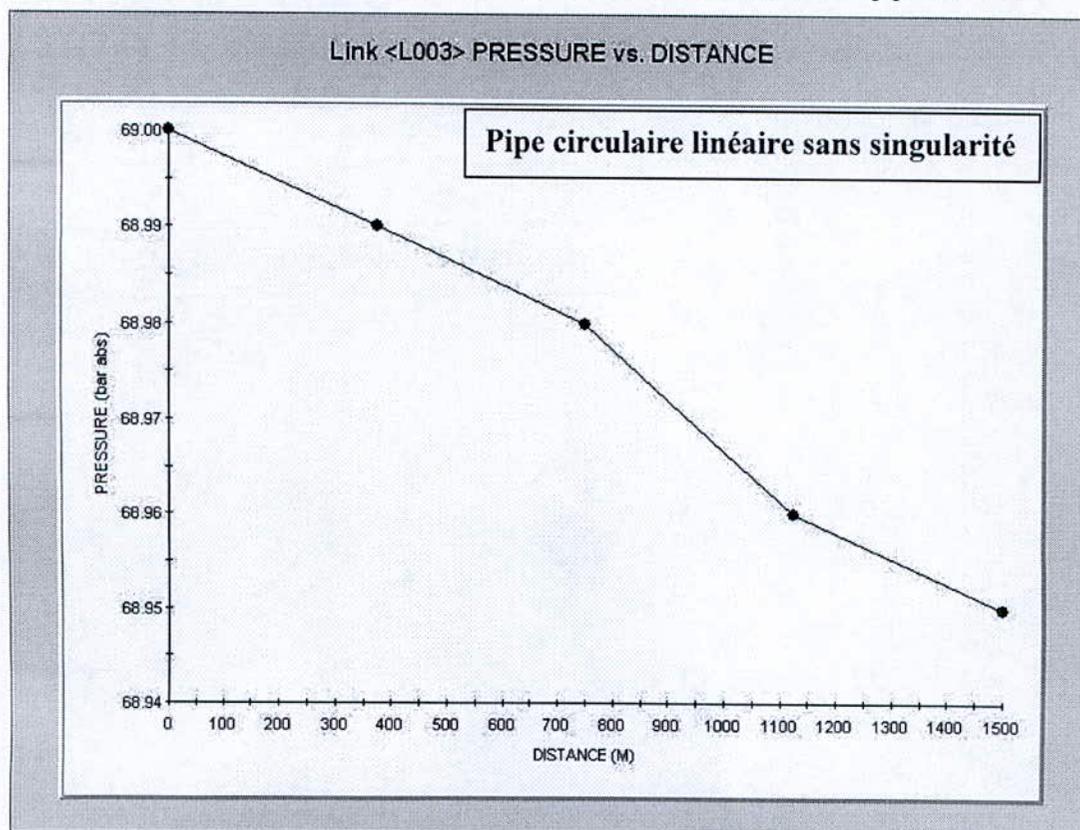


Figure 4.18 le gradient de pression dans le pipe CMDG-GPDF.

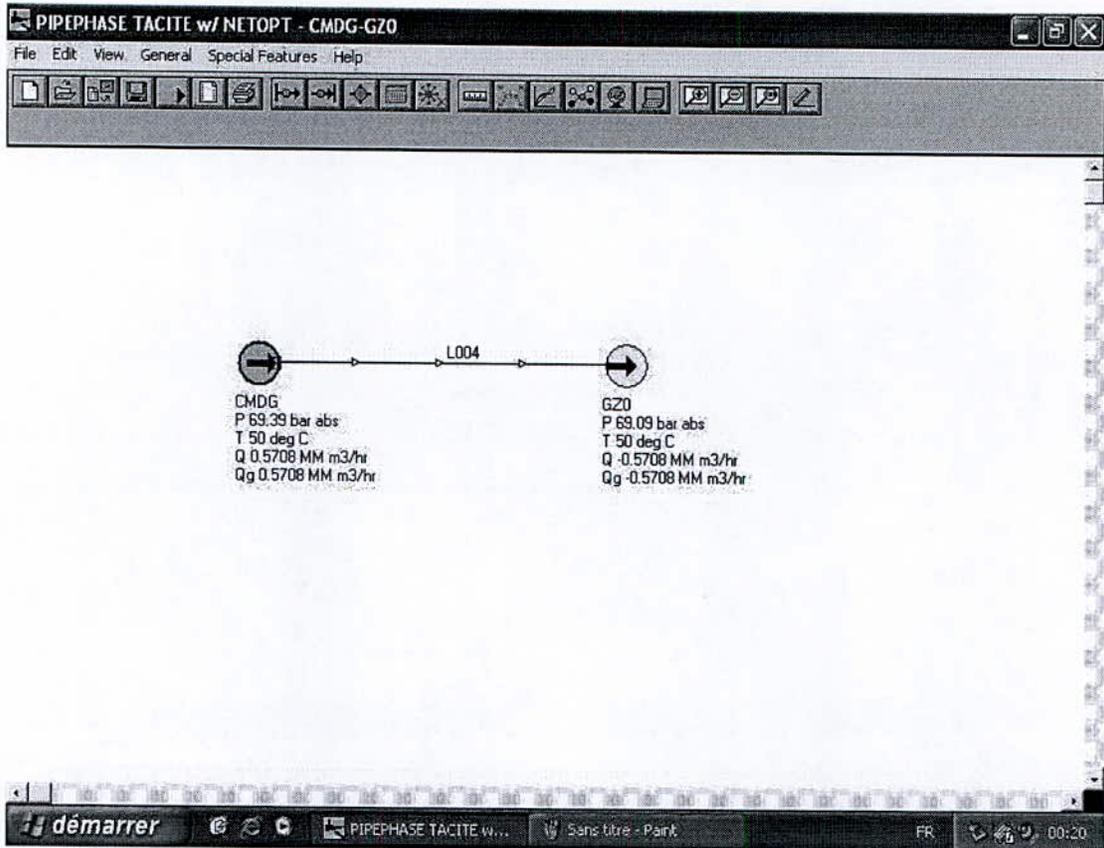


Figure 4.19 interface de pipephase lors du calcul de la perte de pression dans le pipe CMDG-GZ0.

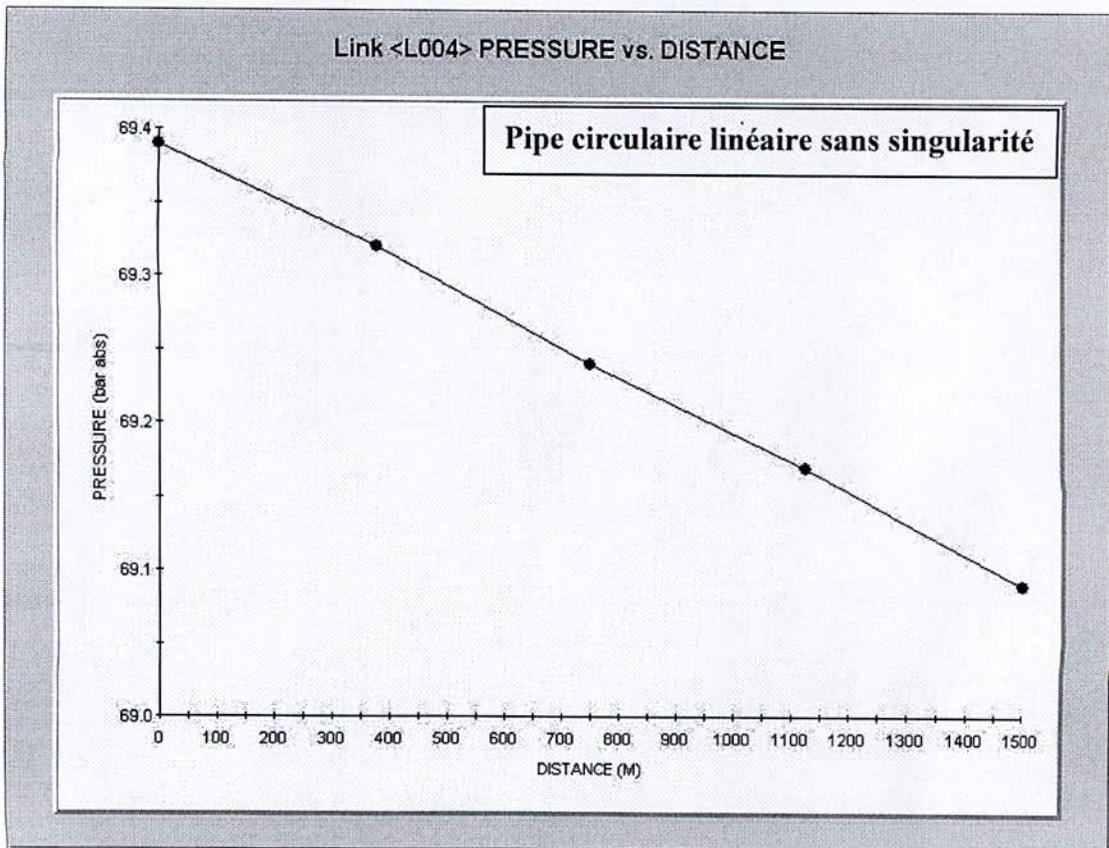


Figure 4.20 le gradient de pression dans le pipe CMDG-GZ0.

IV.1. 4 Dimensionnement des épaisseurs des pipes

Pour concrétiser un pipe il nous faut choisir :

- sa nuance;
- son diamètre;
- sa longueur;
- son épaisseur.

On choisira comme matériaux la nuance d'acier X70, dont la composition chimique de l'alliage est:

	C %	Si %	Mn %	P %	S %	V %	Nb %	Ti %
X70	0.16	0.45	1.7	0.025	0.02	0.10	0.06	0.06

Les diamètres choisis sont les diamètres des pipes existant où l'on effectuera un piquage et les longueurs sont définies directement par la position du site n°3 (figure 4.6).

L'épaisseur du pipe est donnée par la maximisation de la formule de Barlow (annexe F), [11] :

$$e = \frac{PMS \cdot D}{2 \cdot \sigma}$$

où

PMS : pression maximale de service admissible dans le réseau de transport du gaz fixé par la réglementation entre 70 et 100 bars pour optimiser le coût de transport fixée à 71 bars en Algérie [Mpa];

D : diamètre extérieur du pipe [mm];

σ : contrainte maximale admissible [Mpa].

La contrainte engendrée par la circulation du gaz dans le tube doit être limitée par une contrainte maximale telle que, [11]:

$$\sigma = \min[S1.E, S2.R]$$

où

E : limite d'élasticité du métal à la température ordinaire ;

R : limite de la rupture du métal à la température ordinaire ;

S1, S2 : facteur de sécurité fixé par la réglementation.

Tableau 4.6

Facteur de sécurité en fonction de la zone d'implantation,[11].

Zone	S1	S2
urbaine	0,5	0,3
Rurale	0,73	0,55
Désertique	0,8	0,6

Pour le X70, on a :

$$E=482 \text{ Mpa} \text{ et } R=565 \text{ Mpa}$$

La zone d'implantation du CMDG étant désertique, on a :

$$S1= 0,8 \text{ et } S2= 0,6$$

Ce qui donne une contrainte maximale admissible de :

$$\sigma = 339 \text{ Mpa}$$

Pour tenir compte des défauts de fabrication des tubes on considère dans le calcul des épaisseurs que, [11]:

$$\left\{ \begin{array}{l} D_{cor} = D + 0,01 \cdot D \\ e = \frac{PMS \cdot D_{cor}}{2 \cdot \sigma} \\ e_{cor} = e - 0,5 \end{array} \right.$$

Après calcul, les épaisseurs des tubes en fonction du diamètre et pour la même nuance d'acier, sont :

Diamètre externe [inch]	24''	36''	40''	48''
Epaisseur calculer [mm]	7.72	10.94	12.02	14.16
Epaisseur normalisée [mm]	7.9	11.1	12.7	14.3
Diamètre interne [mm]	594.2	891.8	990.6	1190.4
Masse métrique [Kg/m]	117.3	247.15	314.22	424.82

Les valeurs normalisées de l'épaisseur et des diamètres sont extraites des tables de la norme API 5L, 5LX, 5LS [12].

IV.1. 5 Estimation de l'investissement

Les dépenses d'investissement peuvent être classées en trois catégories distinctes qui sont :

- les coûts directs : coût fourniture et de construction de l'ouvrage transport ;
- les coûts indirects : estimer à 5% du coût direct;
- les imprévus : estimer à 5% du coût direct.

IV.1. 5.1 Les coûts directs

La détermination du coût des tubes se fait sur la base de la nuance d'acier utilisé et de la longueur du pipe majorée de 3% pour tenir compte des éventuelles pertes lors des travaux de pose des tubes.

Dans cette étude la nuance choisie est la X70 dont le prix de la tonne est de : *1095\$/tonne*, selon le cours de la bourse..

Ce prix inclut le revêtement du tube (couche de polyéthylène) qui lui assure la protection passive contre la corrosion. Le tableau ci-dessous donne le résultat du calcul de coût de l'acier pour chaque pipe :

Diamètre	24'' GZ0	36'' HR	36'' HR	48'' GPDF	48'' GO1	48'' GO2	40'' GG1	40'' HR
Masse métrique [Kg/m]	117.3	247.15		424.82			314.22	
longueur [Km]	1.5	1.5	1.5	1.5	3	3	3	8
Coût acier [\$]	192 665	811 888		3 488 834,25			3 784 779,	
Total [\$]	8 278 167,15							

Le coût de la pose du tube comprend :

- le coût d'aménagement de la piste;
- le coût d'ouverture de la tranchée;
- le coût de manutention du tube;

- le coût de la soudure du tube.

Le prix de pose est estimé à **6,69\$/''/ml**. Le tableau ci-dessous donne le résultat du calcul du coût de la pose de chaque pipe, tel que :

:

Diamètre	24''	36''	48''	40''
longueur [Km]	1.5	3	7.5	11
Coût de la pose [\$]	240 840	722520	2 408 400	2 943 600
Total [\$]	6 315 360			

D'où les coûts directs majorés à 3%, sont de :

15 '402 '132,96 \$

IV.1.5.2 Les coûts indirects

Les coûts indirects comprenant les coûts :

- de l'étude et de l'engineering;
- de la charge du maître d'ouvrage;
- surveillance des travaux;
- pièces de rechange;
- matériels roulants.

sont estimés à 5% du coût direct, soit :

770 107 \$

IV. 1.5.3 Les imprévus

Les imprévus constituent une marge d'erreur de 5% du coût direct, soit :

770 107 \$

On estime le coût de la *protection cathodique* à 2% du coût direct ce qui représentent :

308 043\$

D'où l'**investissement total** pour la réalisation de ces ouvrages d'environ :

17 250 388,92 \$

IV.2.1 Caractéristiques des différents gaz de production :

Le problème de la qualité du gaz est directement lié aux proportions (pourcentage molaire) des composants (CO_2 , CH_4 , C_2H_6 , etc...) et de paramètres thermodynamiques (P_{cs} , densité, etc...) du gaz naturel algérien (tableau 5.1).

Tableau 5.1

Clauses contractuelles sur la qualité pour les clients étrangers,
source Sonatrach département exploitation gestion flux gaz.

	GO		GPDF		MedGaz (en projet)	
	min	max	min	max	min	max
N_2	5	6,5	3,9	6,5		6,21
CO_2		1		2		0,3
CH_4	79	85	79	88,9		84,6
C_2H_6	5	10	5	10,2		6,77
C_3H_8	1,5	2,35	1,24	2,35		1,48
C_4H_{10}	0,5	1,15	0,21	1,15		0,2
$N-C_4H_{10}$	0,5	1,15	0,21	1,15		0,3
$I-C_5H_{12}$	0,15	0,34	0,06	0,34		0,07
$N-C_5H_{12}$	0,15	0,34	0,06	0,34		0,07
C_6+	0,08	0,29	0,05	0,29		0
PCS Kcal/ CM^3	9200	9570	9150	9600		9760

Avec l'augmentation des quantités transportées par le GR1/2, réceptionné au niveau du CNDG et ne répond pas aux spécifications des différents clients le problème de la vente de ce gaz ce pose.

Le gaz provenant des GR1/2 a une forte teneur en CO_2 et P_{CS} élevé (tableau4.5), ce qui ne peut satisfaire les conditions contractuelles de certains gazoducs et plus exactement le gazoduc GO1/2 car l'intervalle du contrat son très serré pour le taux de CO_2 (tableau5.1).

De même pour le gaz d'In-Sallah GR3 qui a l'instar du gaz du GR1/2 a une bonne teneur en CO_2 du fait qu'il y'ait une station de décarbonatation au niveau des champs d'In-Sallah mais il a un P_{cs} faible et un taux de en méthane qui peut atteindre les 99% (tableau4.5).

Finalement, on doit actuellement exploiter trois qualités de gaz ainsi le CMDG devra mélanger ces différentes qualités pour reprendre aux spécifications clients.

En conséquence le CMDG sera doté d'une installation de mélange apte à mélanger les différentes qualités pour répondre aux exigences des clients en qualité mais aussi en quantité et pourvoir corriger en temps réel les proportions des gaz pour avoir un mélange continûment acceptable.

Il est plus intéressant de trouver au préalable les combinaisons (*les gaz à mélanger*) les plus rentable pour chaque client.

Cette notion de rentabilité est directement liée aux quantités de gaz sud vendu aux clients étrangers (*COI/2, GPDF...*) c'est-à-dire que l'on doit maximiser la vente des gaz du sud et minimiser celle de Hassi-R'mel.

Physiquement cela veut dire que la proportion du gaz de Hassi-R'mel lors du mélange doit minimiser.

Par conséquent, on doit prendre en considérations la quantité de gaz qui est, et sera produite et mise sur le marché gazier ces années avenir (*tableau5.2*).

Tableau 5.2

Clauses contractuelles sur la qualité pour les clients étrangers,
source Sonatrach département exploitation gestion flux gaz.

Plan de production Gaz Naturel	PMTE 2003-2008 [$.10^9 \text{ Sm}^3$]					
	2004	2005	2006	2007	2008	2009
Hassi R'mel	66,871	57,568	50,526	53,331	60,446	70,382
GR1/2	15,356	18,107	26,77	27,64	27,64	27,1
GR3	2,531	8,226	8,484	8,339	8,494	8,475
Gaz de vente	84,758	83,901	85,78	89,31	96,58	105,957
Prévision vente CNDG	84,756	83,901	85,782	89,309	96,581	105,957

IV.2.2 Caractéristiques physiques des gaz réceptionnés au CMDG

En tenant de la composition chimique de chaque gaz réceptionné, on pourra calculer les propriétés physiques de chacun d'eux via un programme en Fortran (*annexe D*), utilisant les équations et corrélations des chapitres un et deux.

Les équations et méthodes utilisées sont :

- Equation d'état de Redlich-Kwong,
- La méthode EMR pour le calculer de la pression et de la température critique,
- La méthode AGA NX-19 pour le calcul de la compressibilité,
- Les règles de mélange (II.3 ; II.4), pour le calcul du PCS et masse volumique.

Donc on aura les résultats suivants :

Propriétés physiques		Type de gaz naturel de production		
		Hassi-R'mel	GR1/2	GR3
pression critique du mélange	[bar]	45.284	46.677	46.072
température critique	[k]	202.54	208.82	193.83
masse molaire	[Kg/Kmol]	19.06	18.90	16.62
aux conditions normales [0°C et 1atm]				
masse volumique du mélange	[kg/m ³]	0.8544	0.8461	0.7433
densité du mélange (/ air)		0.661	0.654	0.575
pouvoir calorifique supérieur	[kj/m ³]	42317.88	43336.03	40437.33
pouvoir calorifique inférieur	[kj/m ³]	38295.36	39204.96	36469.92
aux conditions standards [15,56°C et 1atm]				
masse volumique du mélange	[kg/m ³]	0.8095	0.8016	0.7044
densité du mélange (/ air)		0.661	0.654	0.575
pouvoir calorifique supérieur	[kj/m ³]	40095.55	41059.65	38318.77
pouvoir calorifique inférieur	[kj/m ³]	36284.27	37145.57	34559.21
viscosité a 70 bars et 50°C	[μ Poise]	133.57195	133.21953	131.13210
super compressibilité Fpv		1.053943	1.053885	1.050993
facteur de compressibilité z		0.897424	0.897403	0.903004

IV.2.3 Principe de mélange

Le mélange de deux gaz de différentes composition donne un gaz finale dont la composition est la moyenne des concentrations de chaque teneur suivant les proportions initiales de chaque gaz.

$$\begin{cases} Q_{V1} \cdot C_1 + Q_{V2} \cdot C_2 = Q_V \cdot C \\ Q_{V1} + Q_{V2} = Q_V \end{cases}$$

où :

Q_V : débit total du mélange qui correspond à un débit d'un gazoduc ;

C : teneur en CO_2 du mélange qui correspond à la teneur contractuelle du gazoduc ;

Q_{V1} : proportion du débit de gaz 01 dans le mélange ;

C_1 : teneur en CO_2 du gaz 01 ;

Q_{V2} : proportion du débit du gaz 02 dans le mélange, calculée par l'organe déprimogène.

C_2 : teneur en CO_2 du gaz 02, fournie par analyse au laboratoire.

La concentration finale en une teneur CO_2 :

$$C = \frac{(Q_{V1} \cdot C_1 + Q_{V2} \cdot C_2)}{Q_V}$$

Maintenir une concentration constante de CO_2 dans un mélange -ou du moins ne pas dépasser une limite- revient à injecter un débit constant du gaz le plus riche en CO_2 (Q_{V2}) dans le circuit de mélange par l'intermédiaire de la vanne de contrôle de débit (FCV).

Ce débit Q_{V2} est calculé comme suit :

$$Q_{V2} = \frac{Q_V \cdot (C - C_1)}{(C_2 - C_1)}$$

La seule condition pour la validité de ce model est un nombre de mach tel que:

$$M < 0,3$$

La vitesse d'écoulement est comprise entre :

$$18\text{m/s} < V_c < 24\text{m/s}$$

On a la vitesse du son telle que [4]:

$$a = \sqrt{\frac{1000 \cdot K \cdot P}{z \cdot \rho}} = \sqrt{\frac{1000 \cdot 1.353 \cdot 7100}{0.897424 \cdot 0.7433 \cdot 10^3}}$$

$$a = 120 \text{ m/s}$$

Ainsi on aura:

$$M = \frac{V_c}{a} \Rightarrow \begin{cases} M_{\min} = \frac{18}{120} = 0.15 \\ M_{\max} = \frac{24}{120} = 0.2 \end{cases}$$

Donc la condition est satisfaite.

Les formules régissant le mélange définies, on peut simuler les combinaisons entre les différentes qualités de gaz pour avoir un mélange optimal pour chacun des clients à alimenter.

La simulation consiste en la recherche du débit minimal du gaz de Hassi-R'mel qui devra être mélangé au gaz du GR1/2 ou au gaz du GR3 ou à un mélange des deux, pour avoir un gaz qui répond aux spécifications contractuelles.

Les clients à alimenter sont :

- le réseau Sonelgaz (*spécification large*) ;
- l'Italie via les GEM 1/2 (*GO1/2*) ;
- l'Espagne via le GPDF, et le futur MEDGAZ.

Tableau 5.3

Clauses contractuelles sur la quantité pour la totalité des clients, source Sonatrach département exploitation gestion flux gaz.

Clients	Espagne	Italie	GNL	Sonelgaz	Medgaz (en projet)
Gazoducs de transport	GPDF	GO1/2	GZ1/2/3 GK1/2	GG1 GZ0	Medgaz (GZ4)
Quantité 10 ⁹ Cm ³ /an	11,6	26,4	35	6,2	9,0

Les quantités que l'on doit fournir à ces clients sont données dans le tableau ci-dessus, et les quantités que l'on produit et qui sont véhiculées par le GR1/2et GR3 sont données dans le tableau 5.2, sauf pour la quantité du gaz de Hassi-R'mel de laquelle on doit déduire la quantité évacuée vers les GNL ; ce qui représente :

$$Q_{HR} = Q_{HR_produit} - Q_{GNL}$$

$$Q_{HR} = 70,382 - 35 \quad [10^9.Cm^3/an]$$

$$Q_{HR} = 35,382 . 10^9 \text{ Cm}^3/an$$

Tableau 5.4

Données de base pour la simulation, source Sonatrach département exploitation gestion flux gaz.

	QUALITE								
	Gaz de Production			Gaz de Vente					
	DP/HR	GR1/2	GR3	GO		GPDF		MedGaz	
N2	5,33	1,03	0,62	5	6,5	3,9	6,5		6,21
CO2	0,23	1,95	0,21		1		2		0,3
C1	83,46	83,96	96,63	79	85	79	88,9		84,6
C2	7,82	10,86	2,06	5	10	5	10,2		6,77
C3	2,05	1,86	0,36	1,5	2,35	1,24	2,35		1,48
IC4	0,32	0,13	0,04	0,5	1,15	0,21	1,15		0,2
NC4	0,49	0,19	0,06	0,5	1,15	0,21	1,15		0,3
IC5	0,11	0,01	0,01	0,15	0,34	0,06	0,34		0,07
NC5	0,12	0,01	0,01	0,15	0,34	0,06	0,34		0,07
C6+	0,07	0	0	0,08	0,29	0,05	0,29		0
PCS Kcal/CM3	9452	9691	9039	9200	9570	9150	9600		9760
Débit 10 ⁶ .Cm3/h	4.039	3,094	0,967	3,014		1,324		1,027	

Nous pouvons poser la condition qui nous permet d'estimer si la quantité de CO₂ peut ou ne peut pas être évacuée en totalité vers tous les clients, telle que :

$$\Sigma(\text{Débit_gaz_source} \times \text{taux_CO}_2) \leq \Sigma(\text{Débit_gaz_client} \times \text{taux_CO}_2_maximum)$$

$$(4,039 * 0,23 + 3,35 * 1,45) = 5,79 \leq (3,01 * 1 + 1,32 * 2 + 0,3 * 1,03) \approx 6$$

Pour réduire la quantité du gaz provenant du GR1/2 à fort taux de CO₂, on alimente les deux pipes destinés au réseau Sonelgaz (GG1 et GZ0) par ce gaz.

Ainsi la quantité de gaz GR1/2 est:

$$Q_{VGR1/2} = 27.1 - 6.2 \quad [10^9.Cm^3/ans]$$

Donc

$$Q_{VGR1/2} = 20,9 . 10^9 \text{ Cm}^3/ans$$

Où :

Q_V : débit volumique d'exploitation de la nappe en mètres cube par an au condition contractuelles (15°C et 1bar) [Cm³/an].

IV.2.4 Simulation de mélange d'alimentation pour chaque client

IV.2.4.1 Alimentation du pipe GO (Italie) :

a. Par un mélange de gaz GR1/2 + HR :

	Producteur		client			
	GR1/2	HR	GO1/2			
N2	1,03	5,33	6,5	1	1	déterminant
CO2	1,95	0,23	1	1,95	0,23	
C1	83,96	83,46	85	3,014	1	$Q_{VGR1/2}$
C2	10,86	7,82	10	3,014	0,23	
C3	1,86	2,05	2,35	1	3,014	Q_{VHR}
IC4	0,13	0,32	1,15	1,95	3,014	
NC4	0,19	0,49	1,15			
IC5	0,01	0,11	0,34			
NC5	0,01	0,12	0,34			
C6+	0	0,07	0,29			
Débit 10 ⁶ CM ³ /h	2,38624	4,039	3,014			

	débit	pourcentage
GR1/2	1,349290698	44,76744186
HR	1,664709302	55,23255814
Somme	3,014	100

Cette simulation faite, on remarque que pour alimenter le GO1/2 en quantité et qualité via un mélange du gaz de Hassi-R'mel et GR1/2, il nous faut utiliser 55,23% de gaz de Hassi-

R'mel et 44,77% du gaz GR1/2. Cette configuration est refusée car la proportion du gaz de Hassi-R'emel reste encore importante donc configuration refusée.

b. Par un mélange de gaz GR1/2 + GR3 :

	Producteur		client
	GR1/2	GR3	GO1/2
N2	1,03	0,62	6,5
CO2	1,95	0,21	1
C1	83,96	96,63	85
C2	10,86	2,06	10
C3	1,86	0,36	2,35
IC4	0,13	0,04	1,15
NC4	0,19	0,06	1,15
IC5	0,01	0,01	0,34
NC5	0,01	0,01	0,34
C6+	0	0	0,29
Débit ^{10⁶} CM ³ /h	2,38624	0,967	3,014

1	1	déterminant
1,95	0,21	
3,014	1	Q _{V GR1/2}
3,014	0,21	
1	3,014	Q _{V GR3}
1,95	3,014	

	débit	pourcentage
GR1/2	1,368425287	45,40229885
GR3	1,645574713	54,59770115
somme	3,014	100

Cette simulation faite, on remarque que pour alimenter le GO1/2 en quantité et qualité via un mélange du gaz GR3 et GR1/2, il nous faut utiliser 54,59% de gaz de GR3 et 45,41% du gaz GR1/2. Cette configuration est bonne mais peut causer des problèmes du fait que la concentration en carbone dans le GR1/2 peut fluctuer donc elle est refusée.

c. Par un mélange de gaz GR3 + HR :

	Producteur		client
	GR3	HR	GO1/2
N2	0,62	5,33	6,5
CO2	0,21	0,23	1
C1	96,63	83,46	85
C2	2,06	7,82	10
C3	0,36	2,05	2,35
IC4	0,04	0,32	1,15
NC4	0,06	0,49	1,15
IC5	0,01	0,11	0,34
NC5	0,01	0,12	0,34
C6+	0	0,07	0,29
Débit ^{10⁶} CM ³ /h	0,967	4,039	3,014

1	1	déterminant
0,21	0,23	
3,014	1	Q _{V GR3}
3,014	0,23	
1	3,014	Q _{V HR}
0,21	3,014	

	débit	pourcentage
GR3	-116,039	-3850
HR	119,053	3950
somme	3,014	100

Cette simulation faite, on remarque que les deux gaz ont une qualité qui peut répondre aux spécifications du client GO1/2 mais le débit du GR3 étant insuffisant (*valeur négative du débit*), de ce fait que cette configuration est également refusée.

d. Par un mélange de gaz (GR1/2 + GR3) + HR :

Dans ce cas de figure on fait un 1^{er} mélange entre le GR1/2 et le GR3 puis le gaz obtenu est régulé par le gaz de Hassi-R'mel.

▪ GR1/2+GR3 :

	GR1/2	GR3	mélange
N2	1,03	0,62	0,911765099
CO2	1,95	0,21	1,448222615
C1	83,96	96,63	87,61374682
C2	10,86	2,06	8,322275292
C3	1,86	0,36	1,427433288
IC4	0,13	0,04	0,104045997
NC4	0,19	0,06	0,152510885
IC5	0,01	0,01	0,01
NC5	0,01	0,01	0,01
C6+	0	0	0
Débit10 ⁶ CM ³ /h	2,38624	0,967	3,35324
Pourcentage	71,162219	2,8837781	100

▪ (GR1/2 + GR3) + HR :

	Producteur		client
	GR12+GR3	HR	GO1/2
N2	0,911765099	5,33	6,5
CO2	1,448222615	0,23	1
C1	87,61374682	83,46	85
C2	8,322275292	7,82	10
C3	1,427433288	2,05	2,35
IC4	0,104045997	0,32	1,15
NC4	0,152510885	0,49	1,15
IC5	0,01	0,11	0,34
NC5	0,01	0,12	0,34
C6+	0	0,07	0,29
Débit10 ⁶ CM ³ /h	3,35324	4,039	3,014

1	1	déterminant
1,448	0,23	
3,014	1	Q _{V GR1/2+3}
3,014	0,23	
1	3,014	Q _{V HR}
1,448	3,014	

	débit	%
GR12+GR3	1,9050541	63,206838
HR	1,1089458	36,793161
somme	3,014	100
Débit CM ³ /h restant du mélange GR1/2et3	1,44819	

Cette simulation faite, on remarque que pour alimenter le GO1/2 en quantité et qualité via un mélange du gaz de Hassi-R'mel et du gaz mélange du GR1/2 et GR3, nous donne une très bonne proportion car il nous faut seulement 36,79% de gaz de Hassi-R'mel pour un pourcentage de 63,21% du gaz GR1/2+GR3.

Par conséquent, cette configuration est retenue.

IV.2.4.2 Alimentation du pipe GPDF (Espagne) :

Ce qui concerne l'alimentation du GPDF la simulation se montre inutile dans la mesure où les spécifications contractuelles sont assurées par les trois qualités de gaz.

	Producteur	Client
	GR12+GR3	GPDF
N2	0,91	6,5
CO2	1,45	2
C1	87,61	88,9
C2	8,32	10,2
C3	1,43	2,35
IC4	0,10	1,15
NC4	0,15	1,15
IC5	0,01	0,34
NC5	0,01	0,34
C6+	0	0,29
Débit 10⁶CM³/h	3,35324	1,324
Débit 10⁶CM³/h restant du mélange GR1/2et3	2,02924	

Le but étant de maximiser la vente des gaz du sud, le GPDF est alimenté en gaz mélange du GR1/2 et GR3 (voir tableau ci-dessus).

IV.2.4.3 Alimentation du pipe MEDGAZ (Espagne):

a. Par un mélange de gaz GR1/2 + HR :

	Producteur		client			
	GR1/2	HR	MEDGAZ			
N2	1,03	5,33	6,21	1	1	déterminant
CO2	1,95	0,23	0,3	1,95	0,23	
C1	83,96	83,46	84,6	1,027	1	$Q_{V GR1/2}$
C2	10,86	7,82	6,77	0,3081	0,23	
C3	1,86	2,05	1,48	1	1,027	$Q_{V HR}$
IC4	0,13	0,32	0,2	1,95	0,3081	
NC4	0,19	0,49	0,3			
IC5	0,01	0,11	0,07			
NC5	0,01	0,12	0,07			
C6+	0	0,07	0			
Débit ^{10⁶} CM ³ /h	2,38624	4,039	1,027			

	débit	pourcentage
GR1/2	0,041796512	4,069767442
HR	0,985203488	95,93023256
somme	1,027	100

Cette simulation faite, on remarque que pour alimenter le GO1/2 en quantité et qualité via un mélange du gaz de Hassi-R'mel et GR1/2, il nous faut utiliser 95,93% de gaz de Hassi-R'mel et seulement 4,07% du gaz GR1/2. Cette configuration ne favorise pas la vente des gaz du sud, ainsi elle est refusée.

b. Par un mélange de gaz GR1/2 + GR3 :

	Producteur		client			
	GR1/2	GR3	MEDGAZ			
N2	1,03	0,62	6,21	1	1	déterminant
CO2	1,95	0,21	0,3	1,95	0,21	
C1	83,96	96,63	84,6	1,027	1	$Q_{V GR1/2}$
C2	10,86	2,06	6,77	0,3081	0,21	
C3	1,86	0,36	1,48	1	1,027	$Q_{V GR3}$
IC4	0,13	0,04	0,2	1,95	0,3081	
NC4	0,19	0,06	0,3			
IC5	0,01	0,01	0,07			
NC5	0,01	0,01	0,07			
C6+	0	0	0			
Débit ^{10⁶} CM ³ /h	2,38624	0,967	1,027			

	débit	pourcentage
GR1/2	0,05312069	5,172413793
GR3	0,97387931	94,82758621
somme	1,027	100

Cette simulation faite, on remarque que pour alimenter le GO1/2 en quantité et qualité via un mélange du gaz GR3 et GR1/2, il nous faut utiliser 94,83% de gaz de GR3 et 5,17% du gaz GR1/2. Cette configuration est refusée car elle ne favorise pas la vente du gaz GR1/2 dont la disponibilité est la plus importante.

c. Par un mélange de gaz GR3 + HR :

	Producteur		client
	GR3	HR	MEDGAZ
N2	0,62	5,33	6,21
CO2	0,21	0,23	0,3
C1	96,63	83,46	84,6
C2	2,06	7,82	6,77
C3	0,36	2,05	1,48
IC4	0,04	0,32	0,2
NC4	0,06	0,49	0,3
IC5	0,01	0,11	0,07
NC5	0,01	0,12	0,07
C6+	0	0,07	0
Débit ^{10⁶} CM ³ /h	0,967	4,039	1,027

1	1	déterminant
0,21	0,23	
1,027	1	Q _{VGR3}
0,3081	0,23	
1	1,027	Q _{VHR}
0,21	0,3081	

	débit	pourcentage
GR3	-3,5945	-350
HR	4,6215	450
somme	1,027	100

Cette simulation faite, on remarque que les deux gaz ont une qualité qui peut répondre aux spécifications du client MEDGAZ mais le débit du GR3 étant insuffisant (valeur négative du débit), cette configuration est refusée.

d. Par un mélange de gaz (GR1/2 + GR3) + HR :

	Producteur		client
	GR12+GR3	HR	MEDGAZ
N2	0,91	5,33	6,21
CO2	1,45	0,23	0,3
C1	87,61	83,46	84,6
C2	8,32	7,82	6,77
C3	1,43	2,05	1,48
IC4	0,10	0,32	0,2
NC4	0,15	0,49	0,3
IC5	0,01	0,11	0,07
NC5	0,01	0,12	0,07
C6+	0	0,07	0
Débit ^{10⁶} CM ³ /h	3,35324	4,039	1,027

1	1	déterminant
1,44822261	0,23	
1,027	1	Q _{VGR1/2+3}
0,3081	0,23	
1	1,027	Q _{VHR}
1,44822261	0,3081	

	débit	pourcentage
GR12+GR3	0,059012203	5,746076223
HR	0,967987797	94,25392378
somme	1,027	100

Cette simulation faite, on remarque que pour alimenter le MEDGAZ en quantité et qualité via un mélange du gaz de Hassi-R'mel et du gaz mélange du GR1/2 et GR3, nous donne une bonne qualité de gaz et assure l'évacuation du proportion acceptable des gaz du sud (5,75%). Par conséquent, c'est cette configuration qui est retenue.

Le tableau ci-dessous résume les quantités mélangées entre le gaz de Hassi-R'mel et le gaz mélange des gaz du sud, pour chacun des clients :

Client	Débit Client	Débit gaz (GR1/2+GR3)	Débit gaz HR
GO1/2 (Italie) CM3/h	3.014	1.905	1.109
GPDF (Espagne) CM3/h	1.324	1.324	0
MEDGAZ (Espagne) CM3/h	1.027	0.059	0.968

Les configurations proposées permettent de vendre aux clients étrangers :

$$Q_v = 1,905 + 1,324 + 0,059$$

$$Q_v = 3,288.10^6 \text{ Cm}^3/\text{h}$$

des gaz du sud.

On remarque qu'il nous reste une quantité des gaz du sud égale à :

$$Q_v = 3,353 - 3,288$$

$$Q_v = 0,065. 10^6 \text{ Cm}^3/\text{h}$$

qui est directement injecté dans les deux pipes GG1 et GZ0 pour alimenter le réseau Sonelgaz.

Subséquentement, toute la quantité produite des gaz du Sud sera vendue.

IV.2.5 Design du CMDG (*Station de mélange de gaz*) :

Après avoir bien défini toutes les sources d'alimentation du CMDG et toutes les configurations de mélange qu'il doit effectuer pour alimenter tous les clients en qualité et quantité, on peut proposer le process ci-après.

Le CMDG doit être en mesure de :

- filtrer le gaz entrant;

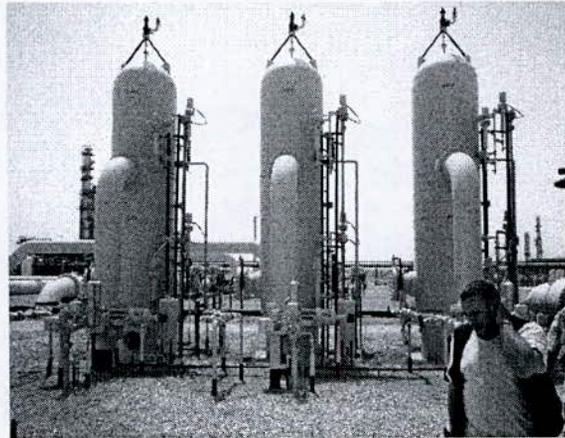


Figure5.1 : *Filtre à gaz existant au CNDG actuel.*

- mélanger en critère de qualité;
- compter les quantités expédiées;



Figure5.2 : *Rampes de comptage du CNDG actuel.*

- réguler les quantités expédiées.

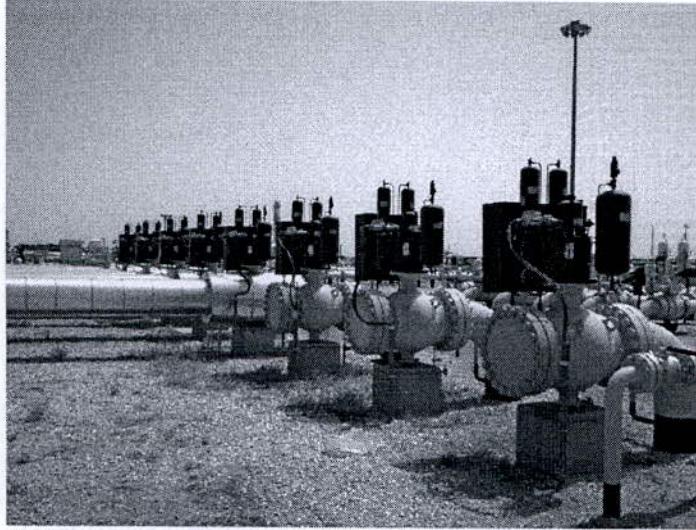


Figure5.3 : Rampes de régulation du CNDG actuel.

Le process proposé est inspiré du schéma du CNDG actuel mais il est muni d'une station de mélange.

IV.2.5.1 La station de mélange :

Cette station n'est qu'un jeu de vannes motorisées de contrôle du débit volumique avec une commande qui est assistée par un calculateur.

Le calculateur a comme input :

- la qualité du gaz entrant donnée par un chromatographe interconnecté aux pipes arrivées;
- le débit du gaz entrant donné par un débitmètre;
- la qualité du gaz sortant donnée par un deuxième chromatographe interconnecté aux pipes desservant le client ;
- le débit du gaz sortant donné par un deuxième débitmètre.

Le logigramme de la *figure 5.5* donne le mode opératoire de cette station pour arriver à un mélange dont la qualité répond aux spécifications contractuelles du client.

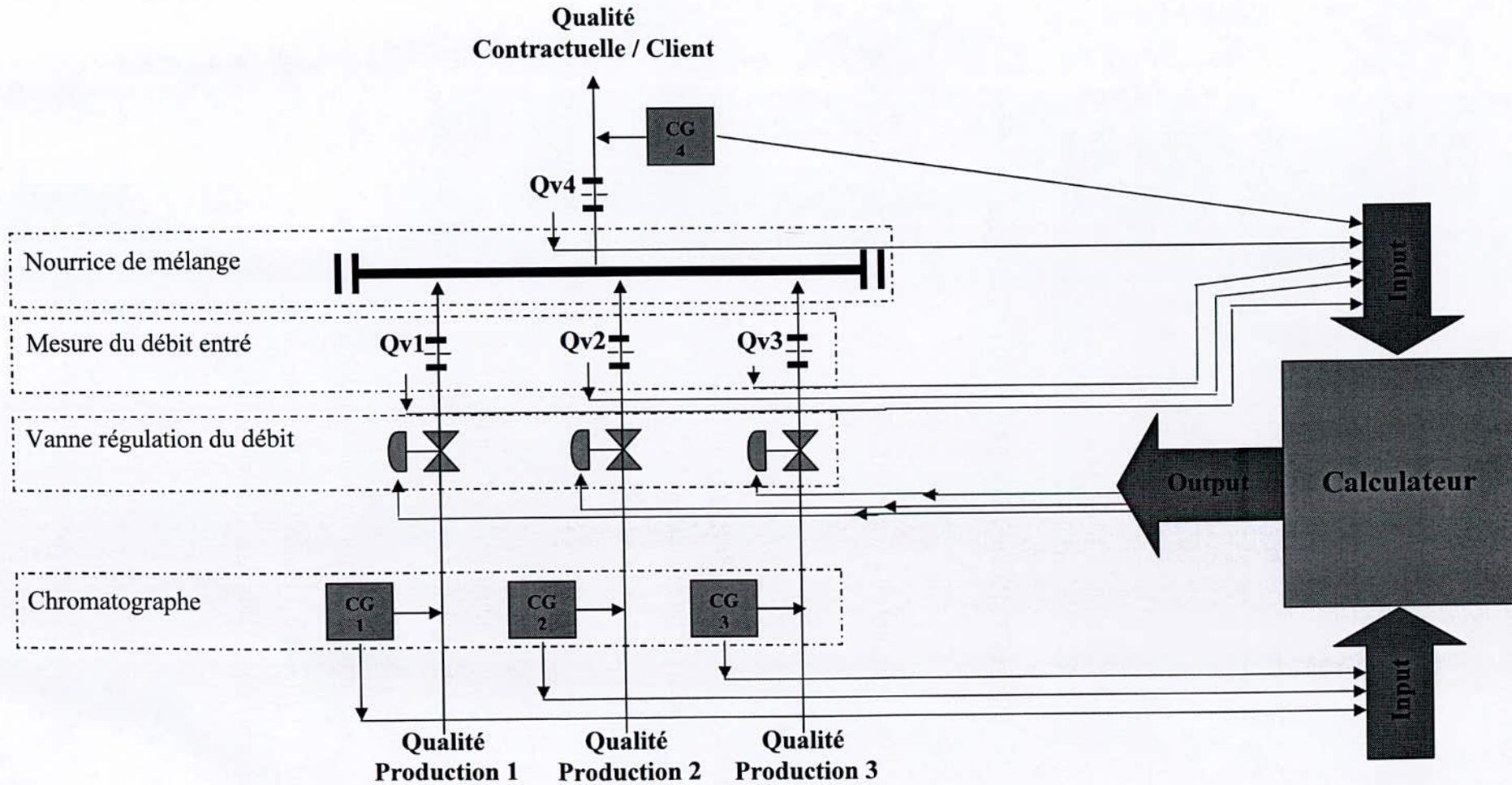


Figure5.4 : Process du calculateur de commande de la station de mélange du CMDG.

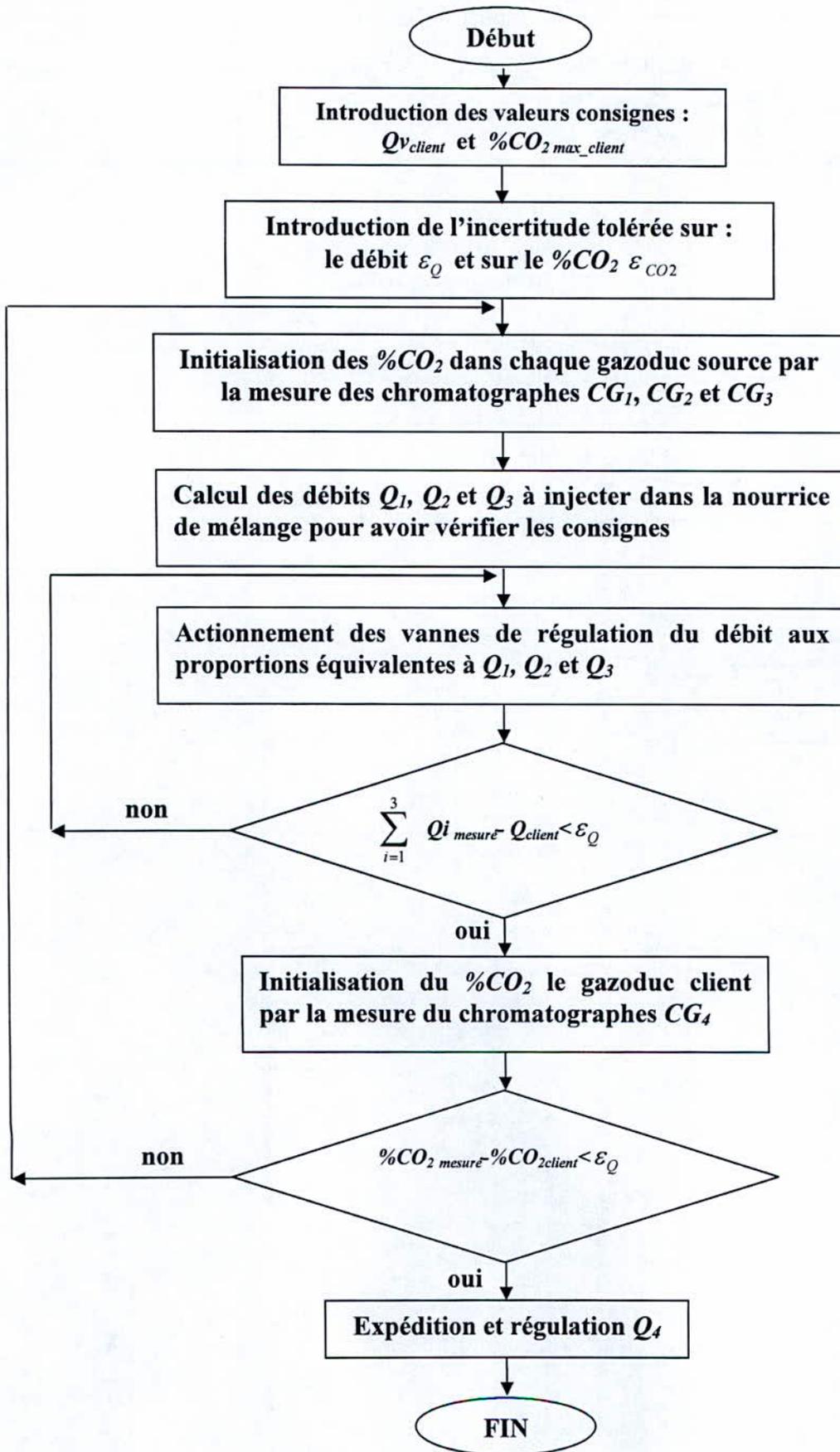


Figure5.5 : logigramme de fonctionnement du calculateur de commande de la station de mélange.

Finalement, on a le process total du futur CMDG (*figure 5.6*), qui intègre cette station de mélange et tous les organes tels que : les filtres, les rampes de comptage et de régulation, les gares – racleurs, etc...

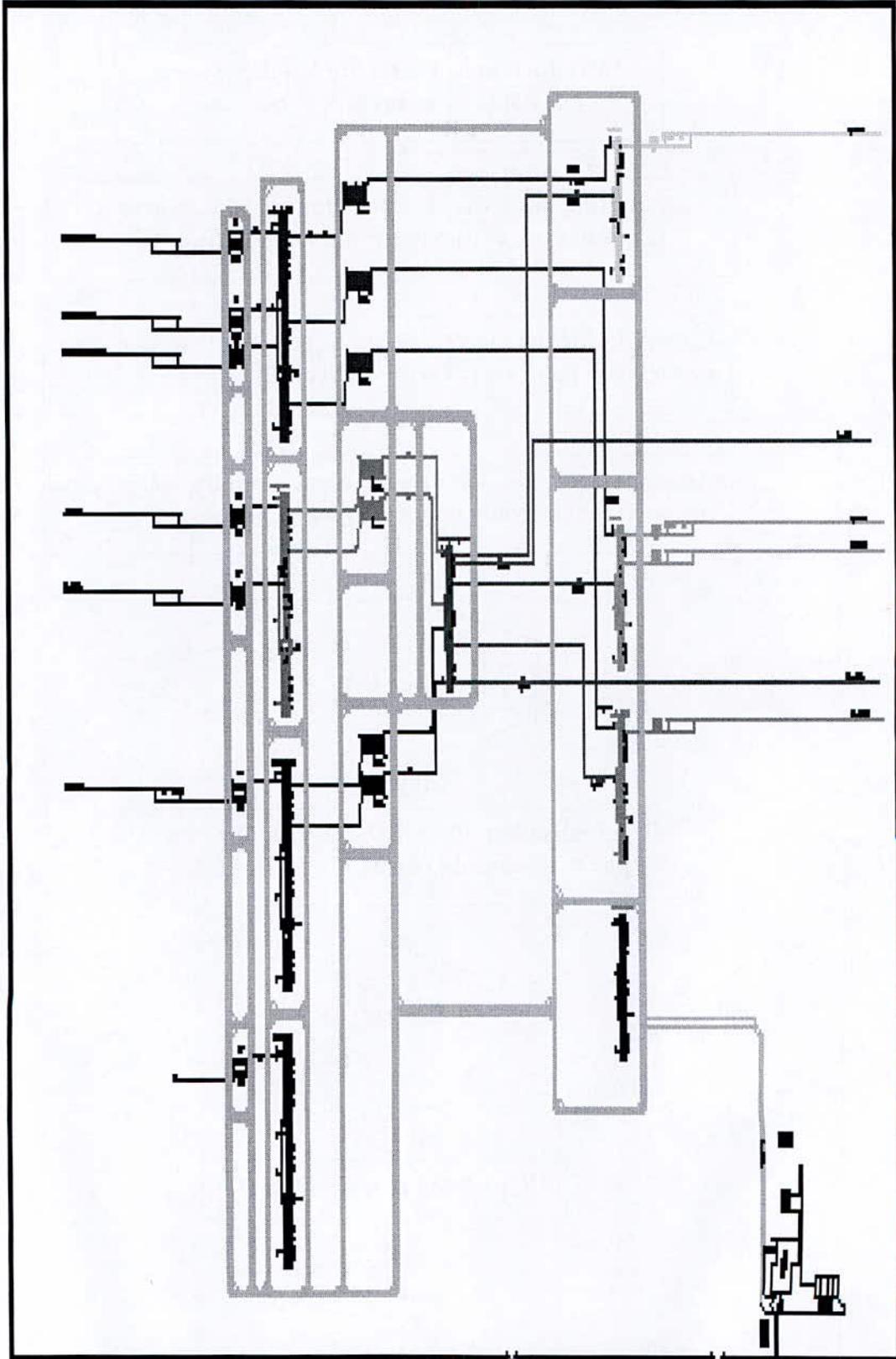


Figure5.6 : process du CMDG.

**CONCLUSION
ET RECOMANDATIONS**

CONCLUSION

Le sujet de cette étude, projet de construction d'un nouveau centre de dispatching et de mélange, vient de faire l'objet d'un appel d'offre national et international par SONATRACH, la branche Transport par Canalisation TRC en l'occurrence, afin de se doter de capacités de vente de toute la production des gaz évacués par les canalisations existantes et celles en cours de construction actuellement.

Ainsi, les travaux de ce mémoire de fin d'études ne sont basés que sur des investigations, des déductions et des suggestions personnelles, les données du cahier de charge de l'entreprise ayant évidemment, servi de base.

Nos déplacements effectués sur le site de Hassi R'mel, ont conforté les données théoriques acquises auprès des équipes d'études et d'engineering.

Cependant, il est admis que pour des considérations nous dépassant, certaines données ou informations, d'un ordre peut être confidentiel ont pu nous échapper.

En effet, s'agissant d'un projet de grande envergure, pour des opérations d'importance primordiale, il entre forcément dans le cadre d'une politique de l'entreprise et même nationale.

Néanmoins, la proposition à laquelle a abouti ce travail de mémoire de fin d'études pourrait peut être, se trouver approcher d'une offre que recevrait SONATRACH de constructeurs soumissionnaires !!.

Mais en tout état de cause, pour nous, outre les facteurs relevant du niveau décisionnel, l'objectif d'optimisation des ventes du gaz des champs du Sud, (actuels :Alrar, In Salah, et futurs) a constitué le critère qui a prévalu pour le choix du schéma adopté.

En somme, nous souhaitons que ce présent travail ait pu être utile à SONATRACH

RECOMMANDATIONS

Quelque soit, le futur schéma adopté, les recommandations ne seront toujours pas inutiles.

Sur le plan sécurité : toutes les dispositions doivent être prises pour une sécurité maximum, des installations, des hommes et de l'environnement, sans occulter les risques sismiques, même s'il s'agit du sud.

Sur le plan technique : prévoir un système d'homogénéisation dans les nourrices de mélange au niveau du CMDG pour assurer une bonne prise de mesure de qualité lors de l'expédition.

Sur le plan exploitation : des suggestions « envisageables », telles que:

- munir le CMDG d'un système de communication SCADA pour permettre une prise de décision par un groupe (DCS)
- intégrer des installations de comptage moderne(à ultra son part exemple)

Sur le plan économique :

- inclure dans le coût du transport le prix du traitement du gaz au niveau du CMDG ,
- pour les futurs contrats de vente, voir les possibilités de vente directe des champs avec prise en charge de la décarbonatation et du comptage,
- intégrer dans l'étude générale du coût, les normes de sécurité.

Sur le plan compétence humaine :

- formation aux technologies nouvelles de comptage, de programmation du calculateur de commande de la station de mélange,
- formation aux techniques de simulation qui doivent entrer dans le mode d'exploitation courante.

Sur le plan production : nécessité absolue d'anticipation donc de planification pour une gestion de production efficiente.

Enfin, cette étude est aussi dynamique que la structure concernée, le CMDG, dépendant elle même, de différentes structures également au stage de projet actuellement.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] : Alexandre ROJEY, Bernard DURAND, Claude JAFFRET, Sophie JULLIAN, Michel VALAIS, Le Gaz Naturel : Production Traitement Transport. Publications de l'Institut Français du Pétrole, Edition Technip, 1994.
- [2] : Robert C. REID, John M. PRAUSNITZ, Thomas K. SHERWOOD, 3^{ème} édition, The Properties of Gases and Liquids. McGRAM-HILL BOOK Company, 1975.
- [3] : Gordon J. VAN WYLEN, Richard E. SONNTAG, Thermodynamique Appliquée. McGRAM-HILL BOOK Company.
- [4] : Gasunie, Physical properties of natural gasess. N.V. Nederlandse Gasunie, Juin 1998.
- [5] : J.M Cambell, 4^{ème} édition, Gasconditioning and processing. Norman, Oklahoma, Campbell Petroleum Series, 1978.
- [6] : R. COMOLET, , 3^{ème} édition, Mécanique Expérimentale des fluides tome II : Dynamique des fluides réels - turbomachines. Paris, Edition Masson, 1982.
- [7] : Technique de l'ingénieur article « BL4 : A738 » par Jacques BONNIN, Écoulement des fluides dans les tuyauteries. Paris, Edition Technip, 1983.
- [8] : R. COMOLET, Analyse dimensionnelle et théorie des maquettes. Paris, Edition Masson, 1978.
- [9] : R. Techo, R.R Tickner, R.E James, 1965, An accurate equation for the computation of the friction factor smooth pipes from the Reynolds number. Paris, Journal of Applied Mechanics, p. 443.
- [10] : ISO 6976-1983(E), 1983, Natural Gaz- Calculation of calorific value, density and relative density. Genève, International Organization for standarization.
- [11] : J. Vineent Genord, Transport des Hydrocarbures liquides et gazeux par canalisation. Edition Technip, 1980.
- [12] : Trouvay & Cauvin, Piping Equipement « Matériel Pétrole ». Fécamp France, Edition Trouvay & Cauvin, 1993.

[13] : Trouvay & Cauvin, Piping Equipement « Matériel Pétrole ». Fécamp France, Edition Trouvay & Cauvin, 1993.

[14]: McLeod W.R Campbell J.M, Simple method permits prediction of natural gas critical peoperties. The oil and Gas Journal USA,1969.

[15]: Thomas L.K., Hankinson R.W, Phillips K.A, Determination of acoustic velocities for natural gas. Journal of Petr. Techn USA,1970.

[16]:Research Project NX-19, Manual for the determination of supercompressibility factors for natural gas. American Gas Association, 1962.

ANNEXES

No.	Component	Formula	Refractive index (101.325 kPa, 298.15 K) n	Density (101.325 kPa, 298.15 K) ρ kg/L	EMR	Lit.
1	methane	CH ₄	1.000 404 4	0.000 658	14.084	(3)
2	ethane	C ₂ H ₆	1.000 700	0.001 238 3	24.279	(3)
3	propane	C ₃ H ₈	1.001 000	0.001 833 9	34.343	(3)
4	2-methylpropane (isobutane)	C ₄ H ₁₀	—	—	—	—
5	butane	C ₄ H ₁₀	1.001 286	0.002 455 3	43.478	(3)
6	2.2-dimethylpropane	C ₅ H ₁₂	1.339	0.585 1	56.226	(3)
7	2-methylbutane (isopentane)	C ₅ H ₁₂	1.350 88	0.614 62	55.305	(3)
8	pentane	C ₅ H ₁₂	1.354 72	0.621 3	55.278	(3)
9	2.2-dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	1.365 95	0.644 46	65.561	(3)
10	2.3-dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	1.372 31	0.657 02	65.366	(3)
11	3-methylpentane	C ₆ H ₁₄	1.373 86	0.659 76	65.351	(3)
12	2-methylpentane (isohexane)	C ₆ H ₁₄	1.368 73	0.648 52	65.619	(3)
13	hexane	C ₆ H ₁₄	1.372 26	0.654 84	65.575	(3)
14	2-methylhexane (isoheptane)	C ₇ H ₁₆	1.382 27	0.674 39	75.920	(3)
15	heptane	C ₇ H ₁₆	1.385 11	0.679 46	75.883	(3)
16	octane	C ₈ H ₁₈	1.395 05	0.698 62	86.185	(3)
17	nonane	C ₉ H ₂₀	1.403 11	0.713 75	96.541	(3)
18	decane	C ₁₀ H ₂₂	1.409 67	0.726 35	106.857	(3)
19	undecane	C ₁₁ H ₂₄	1.415 07	0.736 5	117.213	(3)
20	dodecane	C ₁₂ H ₂₆	1.419 52	0.745 18	127.518	(3)
21	tridecane	C ₁₃ H ₂₈	1.423 46	0.752 71	137.848	(3)
22	tetradecane	C ₁₄ H ₃₀	1.426.85	0.759 20	148.177	(3)
23	cyclohexane	C ₆ H ₁₂	1.423 54	0.773 89	61.215	(3)
24	methylcyclohexane	C ₇ H ₁₄	1.420 58	0.785 06	71.787	(3)
25	benzene	C ₆ H ₆	1.497 92	0.873 70	58.590	(3)
26	toluene	C ₇ H ₈	1.494 13	0.862 31	69.524	(3)
27	xylene (o)	C ₈ H ₁₀	1.502 95	0.875 96	80.178	(3)
28	methyl mercaptan	CH ₃ SH	1.435 3	0.857 0	32.421	(1, 4, 5)
29	ethyl mercaptan	C ₂ H ₅ SH	1.427 77	0.831 7	42.445	(1, 4, 5)
30	propyl mercaptan	C ₃ H ₇ SH	1.435 33	0.835 0	52.684	(1, 4, 5)
31	carbonyl sulphide	COS	1.340 5	0.998 0	27.580	(4, 5)
32	hydrogen sulphide	H ₂ S	1.000 584 5	0.001 407	20.220	(1)
33	sulphur dioxide	SO ₂	1.456 9	1.367	28.329	(4, 5)
34	ethene	C ₂ H ₄	1.209 8	0.404 1	19.994	(4, 5)
35	propene	C ₃ H ₆	1.268 0	0.505 3	30.346	(3, 4, 5)
36	1-butene	C ₄ H ₈	1.313 8	0.588 8	40.371	(3, 4, 5)
37	1-pentene	C ₅ H ₁₀	1.368 35	0.635 33	54.459	(3, 4, 5)
38	1.2-butadiene	C ₄ H ₆	1.318 2	0.646	35.948	(3, 4, 5)
39	1-butyne	C ₄ H ₆	1.321 2	0.65	36.047	(3, 4, 5)
40	methanol	CH ₃ OH	1.326 52	0.784 4	17.973	(1)
41	ethanol	C ₂ H ₅ OH	1.359 41	0.783 7	28.333	(1)
42	argon	Ar	1.000 258 7	0.001 634 4	9.033	(3, 4, 5)
43	helium	He	1.000 031 97	0.000 163 5	1.118	(3, 4, 5)
44	carbon dioxide	CO ₂	1.000 422	0.001 811 2	14.647	(4, 5)
45	carbon monoxide	CO	1.000 311	0.001 452	10.866	(4, 5)
46	hydrogen	H ₂	1.000 127 5	0.000 082 5	4.451	(1)
47	nitrogen	N ₂	1.000 273 2	0.001 145 2	9.546	(1)
48	oxygen	O ₂	1.000 271 2	0.001 309 2	9.469	(1)
49	nitric oxide	NO	1.000 269 7	0.001 227 6	9.417	(1)
50	nitrogen dioxide	NO ₂	1.000 491	0.001 933 1	16.692	(4, 5)
51	water vapour	H ₂ O	1.000 234	0.000 763 2	7.890	(4, 5)
52	air (dry)	—	1.000 268	0.001 184 6	9.360	(4, 5)

Tableau A.1 : les valeurs de l'EMR et de la densité pour des éléments purs.

ANNEXE B
Schéma et figure

Sites proposés pour l'implantation du CMDG

DIVISION ETUDES ET DEVELOPEMENT	SONATRACH
DIRECTION DES ETUDES ET TECHNOLOGIES	ALGER
DEPARTEMENT ENGINEERING	T.R.C



ARRIVEE GAZ DP

الجامعة الوطنية للتكنولوجيا
ALGERIENNE
الوطنية للتكنولوجيا
Ecole Nationale Polytechnique

الجامعة الوطنية للتكنولوجيا
ALGERIENNE
الوطنية للتكنولوجيا
Ecole Nationale Polytechnique



الجامعة الوطنية للتكنولوجيا
ALGERIENNE
الوطنية للتكنولوجيا
Ecole Nationale Polytechnique

GAZONC 40 EN PROJET
VARIANTE 2 RACCORDEMENT
OPEN GAZONC

GAZONC 40 EN PROJET
VARIANTE 2 RACCORDEMENT
OPEN GAZONC

50 ha
SITE N°4

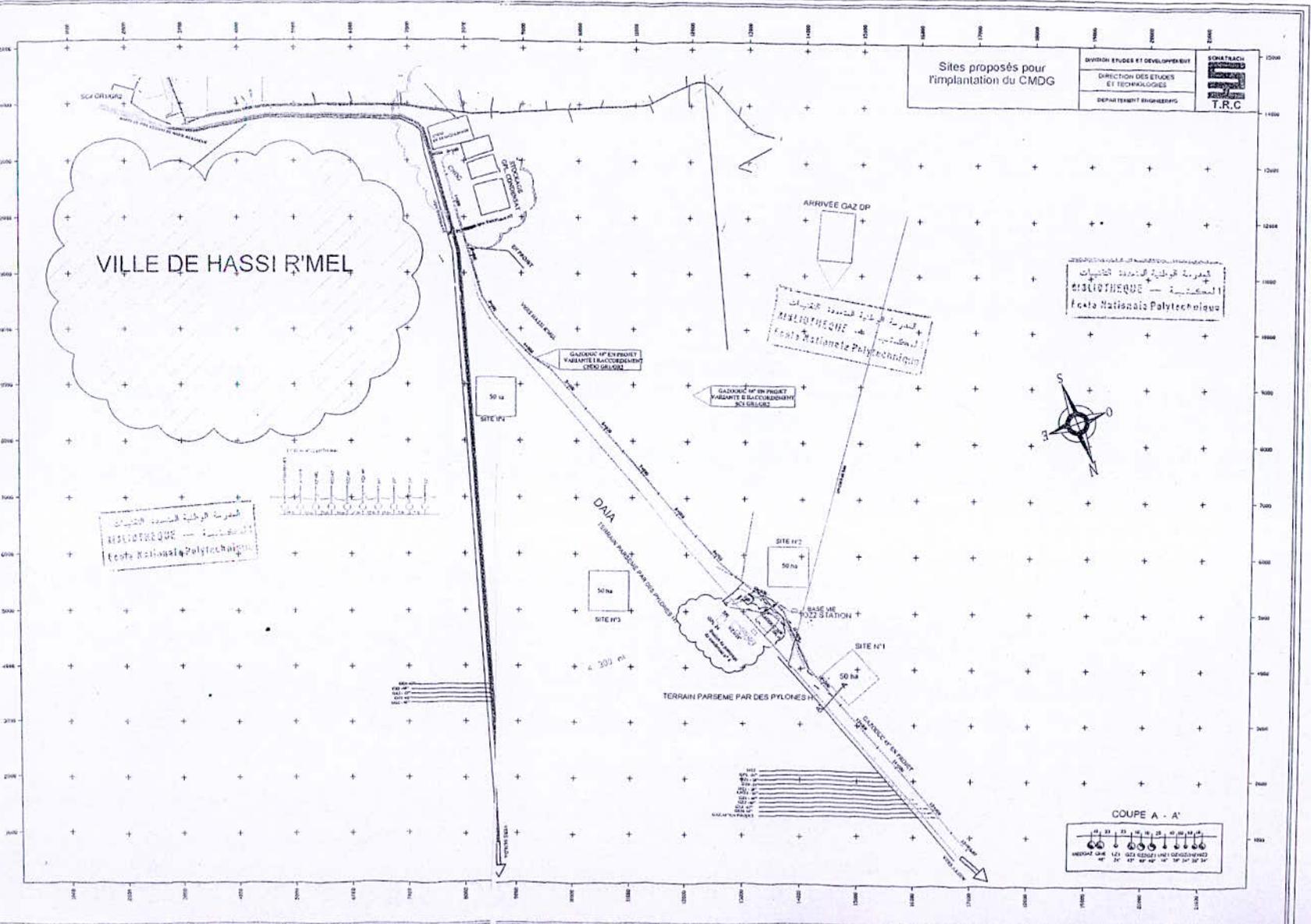
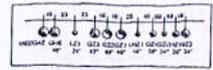
50 ha
SITE N°2

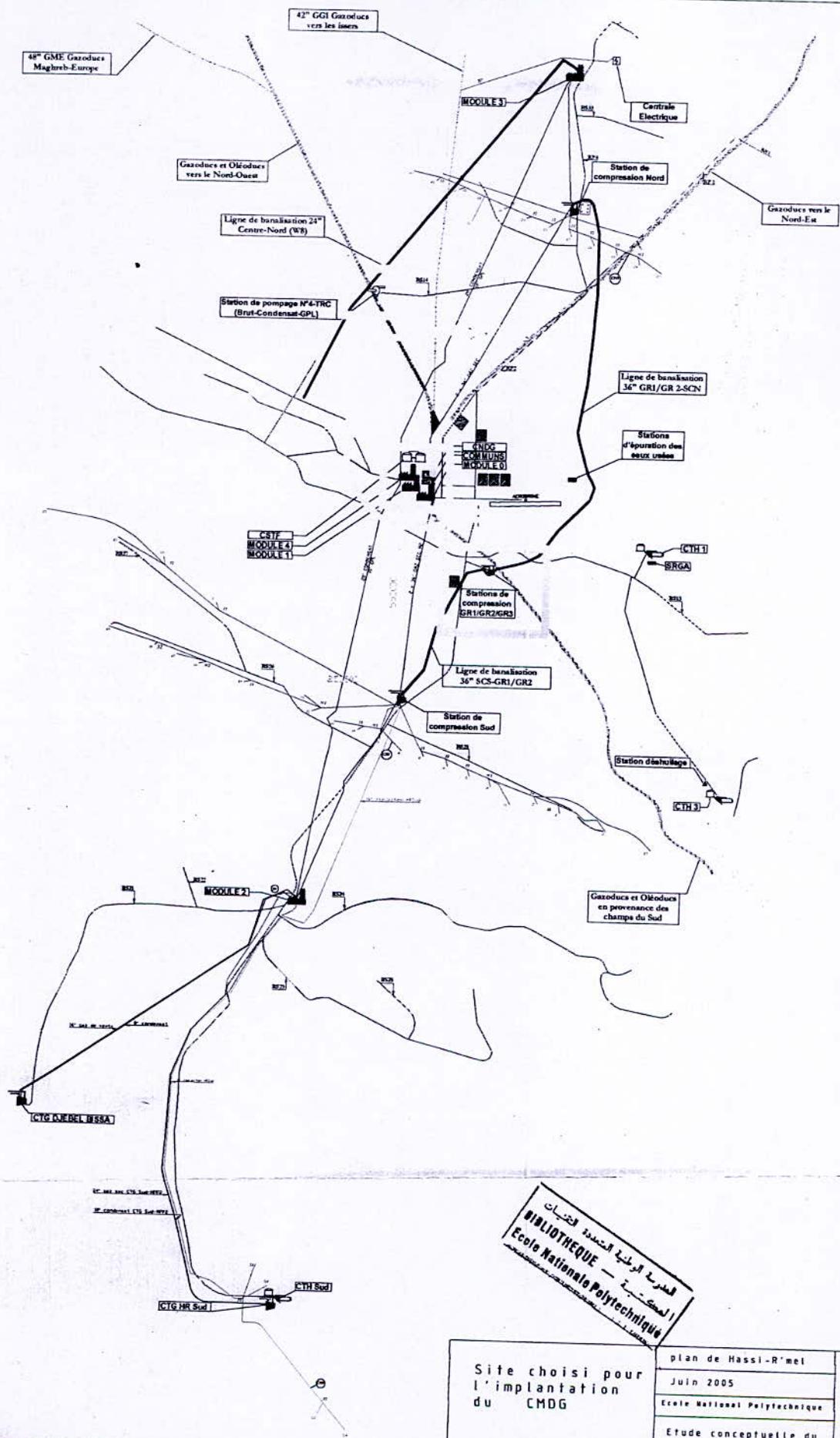
50 ha
SITE N°3

50 ha
SITE N°1

TERRAIN PARSEME PAR DES PLYONES II

COUPE A - A'





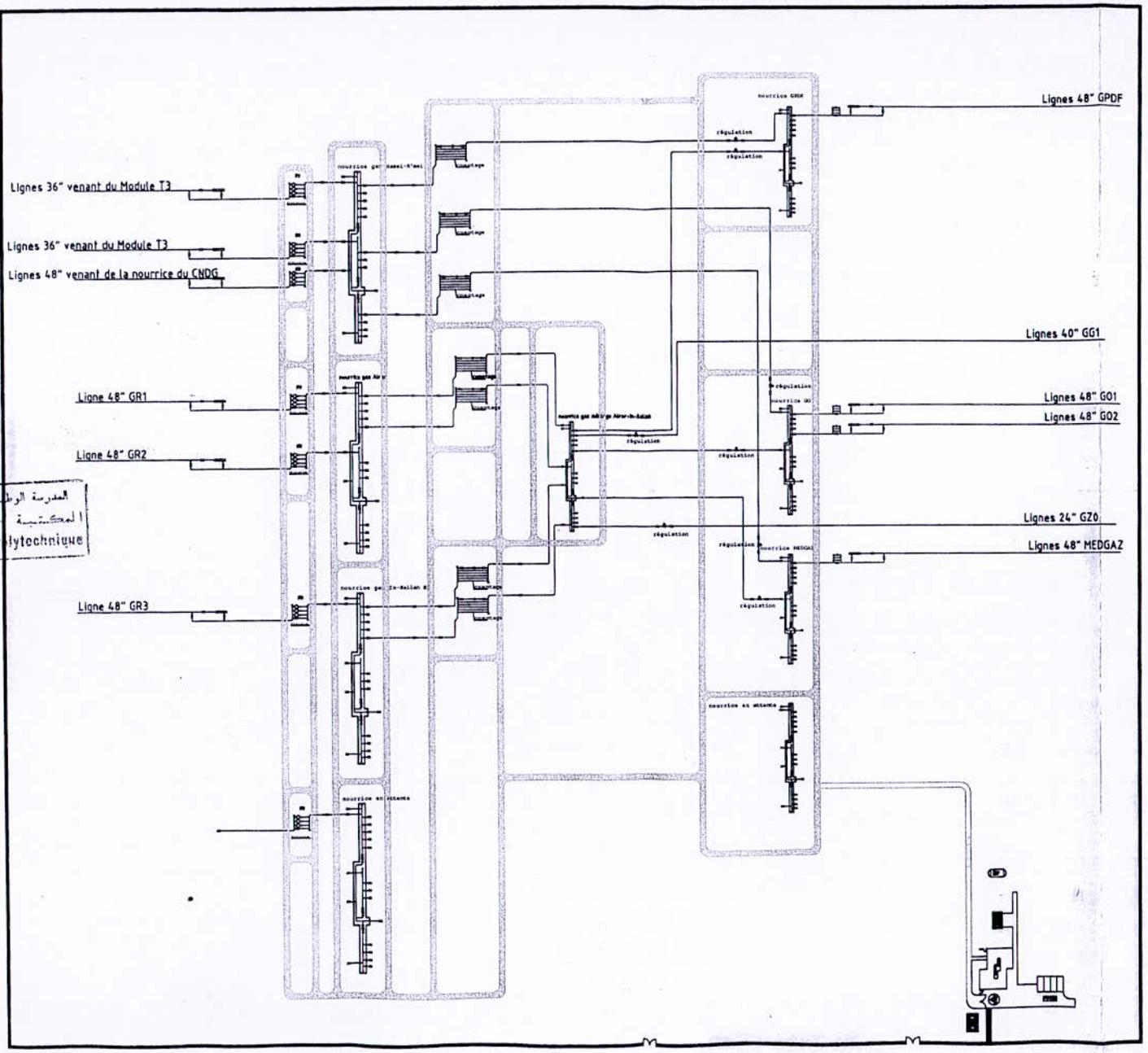
المكتبة الوطنية المتعددة التخصصات
BIBLIOTHEQUE
 المدرسة الوطنية للتكنولوجيا
Ecole Nationale Polytechnique

المكتبة الوطنية المتعددة التخصصات
BIBLIOTHEQUE
 المدرسة الوطنية للتكنولوجيا
Ecole Nationale Polytechnique

Site choisi pour l'implantation du CMDG	plan de Hassi-R'mel	SONATRACH  T.R.C
	Juin 2005	
	Ecole National Polytechnique	
Etude conceptuelle du nouveau CNDG (CMDG)		

المدرسة الوطنية للتكنولوجيا
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

المدرسة الوطنية للتكنولوجيا
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique



PROCESS du CMDG	SITE N°3 Hassi-R'mel	 T.R.C
	Juin 2005	
	Ecole National Polytechnique	
	Etude conceptuelle du nouveau CMDG (CMDG)	

Présentation de PIPEPHASE

PIPEPHASE est un code de calcul puissant, équilibré, multiphasé, de flux de liquide (gaz, liquide, diphasique, etc.), pour prévoir des pressions, des températures et des « pièges de pétrole » dans les puits, des lignes d'écoulement, des systèmes de collecte et de distribution.

Il est efficace pour concevoir de nouveaux systèmes, surveiller les systèmes courants et prévenir ou résoudre des problèmes.

PIPEPHASE inclut des possibilités d'optimisation puissantes appelées **NETOPT** qui permettent d'augmenter la performance du réseau, en définissant des objectifs opérationnels spécifiques

Par exemple, on peut employer PIPEPHASE avec le module ajouté de NETOPT pour:

- maximiser la production de pétrole à partir d'un système des puits fonctionnant par récupération de gaz par injection limitée (maintien de pression);
- réduire au minimum les coûts pour un nouveau système de canalisation.

Il permet aussi :

- de fonctionner en modes d'estimation et de conception ;
- de fournir des données concernant des pipes, les pièces et les équipements et le PIPEPHASE calcule les profils de pression et de température ;
- la conception, PIPEPHASE calcule la taille des lignes ;
- des études de cas peuvent être réalisées dans le mode de conception ou d'estimation ;
- des analyses nodales peuvent être exécutées sur des liens simples.

Il est doté de deux applications spéciales **Gaslift et Sphering**, concernant la production de pétrole et le transport de gaz, peuvent être modelées avec PIPEPHASE.

On peut employer PIPEPHASE pour étudier les effets de la récupération de gaz par injection au puits et pour optimiser l'attribution du gaz récupéré sur plusieurs puits.

Le raclage est employé pour augmenter l'efficacité de débit dans les canalisations multiphasées (plusieurs produits) de gaz humide sec.

PIPEPHASE peut optimiser des problèmes de réseau de pratiquement n'importe quelle taille.

On peut réduire au minimum ou maximiser n'importe quelle fonction objective ou même accorder votre simulation pour assortir des données mesurées, tout en tenant compte des contraintes opérationnelles ou conceptuelles.

PIPEPHASE peut être optimisée avec le temps ayant pour résultat la conception, la planification, les prévisions, et l'opération optimisée efficace d'un champ.

Il y a sept types de fluides « modelables » en PIPEPHASE :

- Composition ;
- non composé ;
- pétrole brut ;
- gaz condensat ;
- gaz ;
- liquide ;
- vapeur ;
- pétrole brut composé.

Le type de fluide détermine comment le programme peut obtenir les propriétés physiques nécessaires pour des calculs de chute de pression et de transfert thermique à partir de la banque de données de PIPEPHASE, à partir des corrélations empiriques intégrées, ou à partir d'entrées écrites par l'utilisateur.

Programme Fortran de calcul des propriétés thermodynamiques d'un mélange gaz :

```

Real n1(7),n2(10),ng1(7),ng2(10),nI,nII
Dimension Tc1(7),Pc1(7),Tc2(10),Pc2(10),omega1(7), omega2(10)
Dimension EMr1(7),EMR2(10)
Open(10,file='données.dat',status='old')
Open(20,file='résultat.res',status='old')
Read(10,*) n,m
do 100 i=1,n
100 read(10,*) n1(i),Pc1(i),Tc1(i),EMR1(i),omega1(i)
do 110 i=1,m
110 read(10,*) n2(i),Pc2(i),Tc2(i),EMR2(i),omega2(i)
nI=0
do 120 i=1,n
120 nI=nI+n1(i)
nI=nI/100
nII=0
do 130 i=1,m
130 nII=nII+n2(i)
nII=nII/100
do 140 i=1,n
140 ng1(i)=n1(i)/nI
do 150 i=1,m
150 ng2(i)=n2(i)/nII
EMRI=0
do 160 i=1,n
160 EMRI=EMRI+ng1(i)*EMR1(i)
EMRI=EMRI/100
EMRII=0
do 170 i=1,m
170 EMRII=EMRII+ng2(i)*EMR2(i)
EMRII=EMRII/100
EMRM=nI*EMRI+nII*EMRII
TCPC1=0.1204+3.5983*10E-3*EMRI-1.0762E-4*EMRI*EMRI
TCPC2=0.01406+1.7781*10E-3*EMRII+9.9172E-6*EMRII*EMRII-2.0102E-8
+*EMRII*EMRII*EMRII
B=0.89246+1.43757E-1*EMRM-2.4271E-*EMRM*EMRM
write(20,*) ' n° ng1'
21 format(x,2I,2x,F6.3)
do 180 i=1,n
180 write(20,21) i,ng1(i)
write(20,*) ' n° ng2'
do 190 i=1,m
190 write(20,21) i,ng2(i)
22 format(' nI=',F6.3,2x,' nII=',F6.3)
write(20,22) nI,nII
23 format(' EMRI=',F8.3,2x,' EMRII=',F8.3)
write(20,23) EMRI,EMRII
24 format(' EMRM=',F6.3)
write(20,24) EMRM
25 format(' (Tc/Pc)1=',F8.3,2x,'(Tc/Pc)2=',F8.3)
write(20,25) TCPC1,TCPC2
26 format(' (Tc*Pc^(-0.5))=',F8.3)
write(20,26) B
write(*,26) B
read(*,*) A
PCM=(B/A)**2
TCM=B*B/A
27 format(' Tcm=',F8.3,2x,' Pcm=',F8.3)
write(20,27) TCM,PCM
close10
close20
end

```

Etude de l'impact de la HSE sur un projet

Le ministère de l'aménagement du territoire et de l'environnement, dans sa mission d'inspection des installations classées pour la protection de l'environnement, doit s'assurer que toutes les dispositions, les plus adaptées, ont été prises pour éviter les accidents tels :

- les incendies,
- les explosions,
- les émanations accidentelles de gaz toxique, etc, conformément à la réglementation en vigueur depuis 1991, portant les « **règles de sécurité pour les canalisations de transport d'hydrocarbures liquéfiés sous pression** ».

Pour ce fait, tout « projet industriel » doit obligatoirement faire l'objet d'une étude préalable de « dangers et d'impact sur l'environnement ».

- La réalisation du CMDG , doit donc faire l'objet de cette étude préalable.

Etude de dangers

L'étude de dangers a pour objet de rendre compte de l'examen effectué par l'exploitant pour caractériser, analyser, évaluer, prévenir et réduire les risques d'une installation ou d'un groupe d'installations, autant que technologiquement réalisable et économiquement acceptable, que leurs causes soient intrinsèques aux produits utilisés, liées aux procédés mis en œuvre ou dues à la proximité d'autres risques d'origine interne ou externe à l'installation.

Elle précise l'ensemble des mesures de maîtrise des risques mises en œuvre à l'intérieur de l'établissement, qui réduisent le risque à l'intérieur et à l'extérieur de l'établissement à un niveau jugé acceptable par l'exploitant.

Basée sur les principes d'amélioration continue du niveau de sécurité des installations, l'étude de dangers est fondée sur l'analyse des risques.

Ses versions successives proposent ou prennent en compte les évolutions des installations et de leur mode d'exploitation, ainsi que celle de l'environnement et du voisinage, notamment à l'occasion des réexamens imposés par la réglementation.

Le fait que certains processus réglementaires dépendent de l'étude de dangers rend nécessaire que sa rédaction permette de :

- autoriser et réglementer la ou les installations dont elle est l'objet,
- procéder à l'information préventive sur les risques du public et du personnel ,
- favoriser l'émergence d'une culture du risque au voisinage des établissements,
- servir de base à l'élaboration des servitudes d'utilité publiques, des Plans de Prévention des Risques Technologiques et à la définition de règles d'urbanisation ,
- élaborer les plans d'urgence: les plans d'opérations interne (POI) et les plans particuliers d'intervention (PPI).

Ainsi, cette étude consiste en :

- l'identification et caractérisation des potentiels de danger ,
- la description de l'environnement et du voisinage ,
- la présentation du système de gestion de la sécurité ,
- l'estimation des conséquences de la matérialisation des dangers: accidents et incidents survenus ,
- l'évaluation préliminaire des risques,
- l'étude détaillée de réduction des risques,
- la quantification et hiérarchisation des différents scénarios, en tenant compte de l'efficacité des mesures de prévention et de protection ,
- le résumé non technique de l'étude de dangers : représentation cartographique.

Etude d'impact de l'environnement

L'étude d'impact sur l'environnement (EIE) est un document exigé dans le cadre du décret 98-339 définissant la réglementation applicable aux installations classées et fixant leur nomenclature.

Cette étude représente un outil d'aide à la décision sur le choix des variantes d'un projet en tenant compte en plus des critères socio-économiques, des critères environnementaux.

L'EIE doit tenir compte des impacts sur l'environnement à toutes les phases de réalisation du projet, depuis sa conception jusqu'à son exploitation incluant sa fermeture, le cas échéant, et aide l'initiateur à concevoir un projet plus soucieux du milieu récepteur, sans remettre en jeu sa faisabilité technique et économique.

L'étude d'impact prend en compte l'ensemble des composantes des milieux biophysique et humain susceptibles d'être affectées par le projet.

Elle tient compte des incidences sur l'environnement, la santé publique, la commodité du voisinage, l'agriculture, les espaces naturels, la faune, la flore ainsi que la conservation des sites et monuments historiques et archéologiques.

L'EIE permet d'analyser et d'interpréter les relations et interactions entre les facteurs exerçant une influence sur les écosystèmes, les ressources et la qualité de vie des individus et des collectivités.

Ainsi, cette étude consiste en :

- la localisation et description générale du site ,
- l'historique du site,
- l'étude du milieu,
- la sensibilité du milieu,
- l'inventaire des rejets liquides,
- l'inventaire des émissions atmosphériques,
- l'inventaire des déchets,
- le stockage de produits toxiques ou dangereux,
- la méthode d'évaluation des impacts.

Démonstration de la formulation de Barlow :

L'équation de Barlow proprement dite est :

$$2.\sigma_H .e = P_{int} .D_{int} - P_{ext} .D_{ext}$$

où :

e : l'épaisseur du pipe [mm] ;

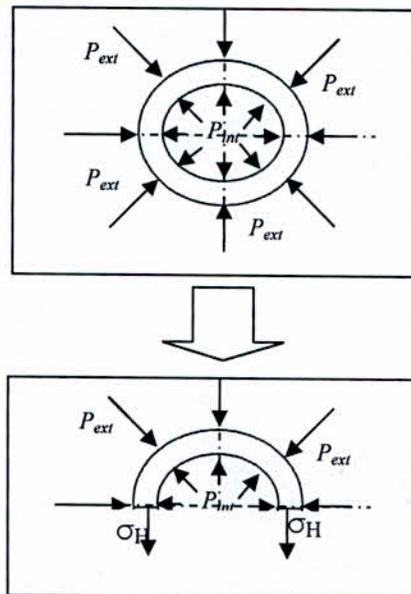
D_{int} : diamètre interne du pipe [mm] ;

D_{ext} : diamètre externe du pipe [mm] ;

P_{int} : pression interne du pipe [Pa] ;

P_{ext} : pression externe du pipe [Pa] ;

σ_H : contrainte tangentielle [Pa].



D'où, on aura :

$$e = \frac{(P_{int} D_{int} - P_{ext} .D_{ext})}{2.\sigma_H}$$

Ainsi, pour avoir une épaisseur minimale Barlow fait tendre le D_{int} vers le D_{ext} pour avoir une épaisseur minimale, tel que :

$$e_{min} = \frac{(P_{int} - P_{ext}) .D_{ext}}{2.\sigma_H}$$

la différence de pression ($P_{int} - P_{ext}$) est assimilée à la pression maximale de service PMS.

Finalement on retrouve notre formule de dimensionnement de l'épaisseur du pipe, telle que :

$$e = \frac{PMS .D_{ext}}{2.\sigma_H}$$