

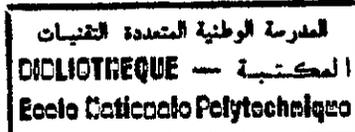
6/98

République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

École Nationale Polytechnique

Département de Génie Mécanique



Analyse Thermodynamique d'un Cycle Combiné Intégrant une Unité de Gazéification

Projet de Fin d'Étude

Présenté en Vue de l'Obtention du Diplôme

d'Ingénieur d'État en Génie Mécanique

Proposé par :

H. Bennour

Étudié par :

N. Bouikni

Dirigé par :

H. Bennour
A. Bilek

Département de Génie Mécanique
École Nationale Polytechnique
10 Avenue Hassen Badi, El-Harrach, Alger 16200, Algérie

Promotion
Juin 1998

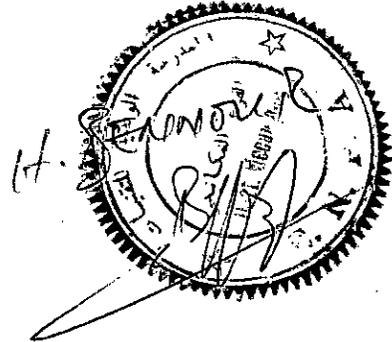
Dédicaces

Je dédie ce travail :

À ma mère qui m'a toujours soutenu.

À mon père dont je me suis toujours inspiré.

À mes sœurs et frères.



Remerciements

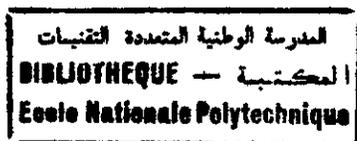
Je remercie tout particulièrement Messieurs H. Bennour et A. Bilek pour avoir su m'orienter à réaliser ce modeste travail.

Aussi, je remercie toute la famille TAYEBI, plus particulièrement Ninio pour l'aide précieuse qu'il m'a apporté.

Mes remerciements vont aussi à Khaled et Saïd pour leur aide et leur soutien. je voudrais également remercier tous mes amis pour leur soutien.

Enfin, je remercie tous les enseignants qui ont participé à ma formation.

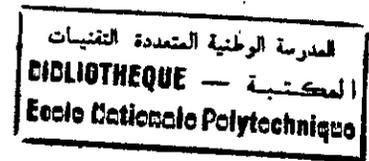
Sommaire



Introduction	1
I Généralités	4
I.1 Les Charbons	4
I.1.1 Analyse des charbons.....	4
I.1.2 Classification et caractéristiques des charbons.....	5
I.2 La Gazéification	8
I.2.1 La préparation du charbon	8
I.2.2 La pyrolyse	9
I.2.3 La gazéification	10
I.2.3.1 Les agents de gazéification	10
I.2.3.2 Les réactions de gazéification	10
I.3 Les Procédés de gazéification	12
I.3.1 Les gaz de gazogène	13
I.3.2 Les différents types de gazogènes	15
I.3.2.1 Gazogènes à lit fixe	15
Le gazogène " Lurgi ".....	19
I.3.2.2 Gazogènes à lit entraîné	22
Le gazogène " Koppers-Totzek "	25
I.3.2.3 Gazogènes à lit fluidisé	30
Le gazogène " Winkler "	30
I.4 Les Cycles combiné ..	34
I.4.1 Différents types de cycle combinés	35
II Détermination de la composition des produits de gazéification sous des condition d'équilibre	38
II.1 Les réactions de gazéification	38
II.2 Analyse des réactions et procédure de calcul de la composition du gaz	39
II.3 Résolution du système d'équations	41
III Etude et obtimisation du cycle combiné utilisant un gaz de gazogène	43
III.1 Présentation du problème	46

III.2	Analyse du cycle à gaz	50
III.3	Analyse du cycle à vapeur à un seul niveau de pression	57
III.4	Analyse du cycle à vapeur deux niveaux de pression	61
III.5	Détermination des performances du cycle combiné	74
IV	Résultats et interprétation	76
IV.1	résultats du calcul de la composition du gaz de gazogène à l'équilibre	76
IV.2	Résultats de l'analyse et de l'optimisation du cycle combiné	81
	Conclusion	92
	Références	94
	Annexe I	
	Annexe II	

Nomenclature



- (a) : rapport du nombre de mole air sur vapeur
- A : fraction d'énergie utilisée pour chauffer la vapeur au dessus de $T_{sat L}$
- B : fraction d'énergie utilisée pour chauffer la vapeur au dessus de $T_{sat H}$
- Cp : chaleur spécifique à pression constante
- h : enthalpie
- K : constante d'équilibre
- m : masse de vapeur (dans le cas de un seul niveau de pression)
- M : masse de vapeur (dans le cas de deux niveaux de pression)
- P : pression
- q : quantité de chaleur
- \dot{q} : puissance calorifique
- R : constante des gaz (= 8.3143 KJ/ kmole K)
- s : entropie
- T : température
- W : travail
- \dot{W} : puissance utile
- x : titre

Symbole grecs

- η : rendement
- ε : efficacité
- λ : coefficient d'excès d'air
- τ : taux de compression
- Δ : différence
- δ : erreur

Indices

- a : air
- ap : approche
- c : condenseur
- cc : relative au cycle combiné
- e : entrée
- eff : effectif
- g : relative au gaz

Nomenclature

gv : relative au générateur de vapeur récupérateur
H : haute pression
ic : isentropique du compresseur
it : isentropique de la turbine
L : basse pression
max : maximale
mix : relative au point mixe
p : pincement
r : récupération
rej : rejet
reylim : rejet limite
s : isentropique
sat : saturation
1, 2, 3, 4 : point du cycle à gaz
a, b, c, d : point du cycle à vapeur

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

Acronymes

BGL : " British Gas / Lurgi "
BP : basse pression
CC : chambre de combustion
Cd : condenseur
Comp : compresseur
Epur : épurateur de gaz
GNS : Gaz Naturel de Substitution
GVR : Générateur de Vapeur Récupérateur
HP : haute pression
IG : Indice de Gonflement
MV : Matières Volatile
TAG : Turbine à Gaz
TAV : Turbine à vapeur

INTRODUCTION

Le charbon évoque l'idée d'une époque révolue, celle des premières machines à vapeur, le 19^e siècle et la naissance de la grande industrie. Il semble difficile de concevoir son retour; pourtant, chassé par le pétrole et le gaz, il doit revenir pour constituer à nouveau, une source énergétique importante.

Plusieurs siècles ont été nécessaires pour que la houille prenne la place du bois devenu rare en certaines régions. La première crise énergétique correspondant à la première pénurie de bois fut résolue par le charbon. Le problème se pose d'une façon analogue aujourd'hui. Alors que pétrole et gaz vont devenir trop chers et même trop rares, les tergiversations, les réticences et les craintes se multiplient face à la reprise charbonnière, pourtant inévitable.

Le charbon supporte une image de marque triste et repoussante, c'est un solide noir, salissant, friable. Un retour au charbon comme source d'énergie n'est donc pas possible sans de nouvelles méthodes d'exploitation à la fois rassurantes et rentables [3].

Le charbon représente, on le sait, une source d'énergie primaire dont les réserves (environ cinq fois supérieures à celles du pétrole) sont extrêmement importantes et participe de façon significative à la production mondiale d'énergie [6]. Il est transformé en électricité dans des centrales à vapeur surchauffée avec un rendement net de 38 à 39 % si l'on ne tient pas compte de l'application des règles de protection de l'environnement qui obligent actuellement à équiper ces centrales d'un système d'épuration des fumées éliminant les oxydes de soufre et d'azote SO_2 et NO_x , système qui pénalise d'environ 1.5 à 2 points leur rendement.

Les cycles combinés atteignent aujourd'hui des rendements nettement supérieurs à ceux que l'on peut espérer des futures centrales à vapeur les plus avancées et possèdent encore le potentiel pour d'autres améliorations dans le futur. Du point de vue thermodynamique, le potentiel de rendement élevé des cycles combinés est attribuable à deux caractéristiques de la turbine à gaz :

- La chaleur dégagée par la combustion est fournie directement au fluide moteur (qui n'est autre que le gaz produit par la combustion lui-même, ce qui signifie que l'apport de chaleur dans le cycle se fait à une température élevée (voisine de la température de la flamme).

- La température élevée des gaz d'échappement de la turbine à gaz, qui est en fait un inconvénient dans le cycle de la turbine à gaz simple, offre une nouvelle source de chaleur à énergie élevée pour un cycle à vapeur dont la source froide se trouve à une température voisine de la température ambiante.

Ainsi, la combinaison de la turbine à gaz et de la turbine à vapeur conduit à un cycle opérant entre deux températures qu'on peut pousser autant que possible vers leurs limites extrêmes et c'est précisément là que réside le potentiel élevé des cycles combinés. La supériorité atteinte actuellement par les cycles combinés dans le domaine de la production d'énergie est le résultat de plusieurs décennies de développement influencé par les crises d'énergie, les problèmes de pollution et enfin la concurrence entre les constructeurs.

L'utilisation des cycles combinés suppose évidemment la disponibilité de combustibles de haute gamme, tels que le gaz naturel ou les fuels utilisés généralement sur la turbine à gaz. Le charbon ne peut donc y être utilisé à l'état brut. Pour qu'il puisse être utilisé, il faut que la chambre de combustion de la turbine à gaz puisse intégrer la technique de la combustion en lit fluidisé ou que le charbon soit préalablement transformé chimiquement en gaz combustible par l'une des nombreuses techniques de gazéification actuellement en développement.

La combustion en lit fluidisé permet de capter 90 à 95 % du SO_2 provenant des composés sulfureux du combustible. Toutefois, la température de combustion doit rester, par principe relativement basse (930 °C au maximum) si l'on veut éviter l'entraînement des cendres fondues et la formation excessive de No_x [6]

L'utilisation d'une unité de synthèse chimique, capable à partir du charbon de produire un combustible gazeux parfaitement épuré, est une solution plus attractive. La gazéification repose sur les réactions combinées d'oxygazéification (exothermiques) et de vapogazéification (endothermiques). Le développement qu'a connu la gazéification au cours des vingt dernières années, permet des rendements de gazéification (rapport de l'énergie thermique disponible dans le

gaz épuré à l'énergie primaire du charbon) dépassant 80 %, ce qui donne des centrales combinées dont le rendement d'ensemble est supérieur à celui d'une centrale à charbon équipée d'une désulfuration des fumées et même à celui des meilleures centrales conventionnelles.

L'objectif de la présente étude est d'analyser en vue d'une optimisation, un cycle combiné intégrant une unité de gazéification du charbon.

Dans le chapitre I, nous allons introduire les notions générales liées à la gazéification du charbon et aux différents procédés actuellement utilisés dans ce domaine. Nous reviendrons aussi sur les notions essentielles concernant les cycles combinés.

Le chapitre 2 sera consacré à une analyse sommaire du processus de gazéification dont l'objectif sera de déterminer la composition du gaz provenant de la gazéification dans des conditions d'équilibre chimique.

Le chapitre 3, sera consacré à l'analyse et au calcul du cycle combiné et le chapitre 4 à la présentation des résultats et leur interprétation.

Chapitre I

Généralités

I.1 LES CHARBONS

Les charbons constituent une classe de combustibles solides de propriétés assez variées et leur comportement à l'utilisation dépend étroitement de ces propriétés. Malheureusement, ces dernières ne sont pas en générale des grandeurs physiques faciles à mesurer.

I.1.1 ANALYSE DES CHARBONS

Il existe deux modes d'analyse différents :

a. Analyse élémentaire

L'analyse élémentaire présente de l'intérêt essentiellement pour les études théoriques, elle permet de faire connaître de quels corps simples ou groupes de corps simples est constitué un charbon. Dans ce contexte, il a été constaté que chaque charbon est constitué de deux parties distinctes:

- ◆ Les inertes qui contiennent l'humidité et les cendres.
- ◆ La partie dite "combustible" qui contient essentiellement du carbone et de l'hydrogène, le reste étant sous forme de combinaisons.

L'analyse élémentaire d'un combustible s'étend toujours sur pur et ne mentionne pas les différents composants des cendres tels que le calcium, le silicium, ... Elle comprend :

- ◆ La détermination de la teneur en eau,
- ◆ La détermination de la teneur en cendres,
- ◆ La détermination de la teneur en carbone, soufre, hydrogène, oxygène et azote.

L'intérêt d'une telle analyse, réside essentiellement dans le fait qu'elle permet de calculer le pouvoir calorifique du charbon.

b. Analyse immédiate

L'analyse immédiate concerne directement l'utilisation du charbon et fait connaître les indications nécessaires à sa mise en œuvre correcte, elle est pratiquée en industrie pour déterminer les teneurs suivantes:

- **L'humidité:**

On entend par humidité du charbon sa teneur en eau. Le charbon extrait de la mine ou livré au consommateur contient toujours une part variable d'humidité ; il peut être considéré dans l'un des trois états suivants:

- état brut où on n'effectue que la mesure de l'humidité H en vue de connaître la teneur en eau,
- état sec à l'air ou on détermine l'humidité H du charbon sec à l'air,
- état sec pour lequel l'humidité est nulle.

- **Les cendres:**

Les cendres constituent le résidu de l'incinération du charbon. Elles diffèrent du taux des matières minérales présentes à l'origine, du fait qu'une partie des incombustibles se décompose à la chaleur (carbonates, sulfates, ...).

- **Les matières volatiles:**

On entend par matières volatiles, les produits (en phase gazeuse) dégagés par pyrolyse et distillation à 900°C et à l'abri de l'air. Dans ce cas on peut citer une partie condensable (goudrons, vapeur d'eau), et une partie incondensable (CO_2 , CO , H_2 , hydrocarbures légers).

I.1.2 CLASSIFICATION ET CARACTERISTIQUES DES CHARBONS

Parmi les caractéristiques essentielles qui facilitent le classement et l'emploi des charbons nous citons:

a. L'indice de Gonflement

Lorsque l'on chauffe progressivement du charbon, il se produit souvent une augmentation de volume notable de la masse initiale. Si cet échauffement a lieu à l'abri de l'air, pour éviter l'inflammation, les matières volatiles se dégagent et l'on trouve, à la fin de l'opération, dans le fond du creuset, un résidu composé de carbone fixe et des cendres, dont l'aspect, le volume et la cohésion varient dans de larges limites. Pour rendre compte de ces variations on introduit un facteur appelé « indice de gonflement IG » qui prend des valeurs comprises entre 1 et 9, la valeur la plus élevée

correspondant au gonflement le plus important, et la valeur la plus faible correspondant à un gonflement nul.

b. L'indice de matières volatiles

Il exprime en % la quantité de matières volatiles obtenue dans des conditions opératoires bien définies. Il représente l'une des caractéristiques les plus importantes à connaître pour les charbons destinés à la combustion du fait qu'il donne une idée valable de la fraction de combustible dont il faudra assurer la combustion complète en phase gazeuse; car incomplètement brûlé, ce dernier représentera une perte calorifique et une cause de pollution atmosphérique.

c. Pouvoir agglutinant et pouvoir cokéfiant

Le pouvoir agglutinant est la propriété que possèdent certains charbons, lorsqu'ils sont chauffés, de constituer un liant permettant l'agglomération d'un charbon inerte (tel que l'antracite) en une masse compacte plus ou moins résistante. La cohésion du culot de coke, qui résulte de la mesure de l'indice de gonflement, permet d'apprécier le pouvoir agglutinant du charbon.

Le pouvoir cokéfiant exprime l'aptitude d'un charbon à donner un coke répandant aux besoins de la sidérurgie, c'est-à-dire, dur, peu fissuré, résistant bien aux actions mécaniques (chocs, écrasement, abrasion).

d. Fusibilité des cendres

La fusibilité des cendres joue un rôle important dans l'utilisation du charbon. Elle peut être recherchée ou proscrite, suivant les conditions d'emploi.

Certains appareils ne peuvent fonctionner correctement que si les cendres restent pulvérulentes, ou agglomérées en petits mâchefers friables. La fusibilité des cendres dépend :

- de leur composition chimique,
- de la nature (oxydante ou réductrice) de l'atmosphère dans laquelle s'effectue la fusion.

En atmosphère réductrice les cendres fondent à une température plus basse qu'en atmosphère oxydante pour un même charbon.

On estime qu'un charbon a des cendres moyennement fusibles quand celles-ci ont un point de fusion de l'ordre de 1300°C, mais cela dépend des conditions de l'essai.

Quand on mélange deux charbons, du fait des eutectiques, le point de fusion des cendres obtenues est inférieur à celui des cendres de chacun des charbons constituant le mélange.

e. Friabilité

C'est l'aptitude plus ou moins grande du charbon à se fragmenter sous l'effet d'un choc. C'est une caractéristique importante, car une bonne friabilité est souhaitée dans l'emploi du charbon pulvérisé. Par contre une friabilité importante est un grave défaut dans l'utilisation du charbon sur grille ou dans des gazogènes.

f. Pouvoir calorifique.

C'est évidemment la caractéristique la plus importante puisque le charbon est essentiellement un combustible. On distingue donc deux types de pouvoirs calorifiques:

- Le Pouvoir Calorifique Supérieur d'un combustible (PCS): c'est la quantité de chaleur que dégage la combustion complète dans les conditions standard (25°C, 1bar) pour 1kg de combustible.
- Le pouvoir Calorifique Inférieur (PCI): c'est le résultat obtenu en retranchant du pouvoir calorifique supérieur la quantité de chaleur correspondant à la chaleur latente de vaporisation à 25°C de la quantité d'eau présente dans les résidus de la combustion.

Des résultats expérimentaux sont donnés dans le tableau suivant, qui englobe à la fois, les différents types de charbons existant selon leurs différents IG, Imv et leurs caractéristiques [13].

	MV (%)	IG	composition en MV				% en volume gaz			
	Taux de MV	Indice de gonflement	Goudron	Eau	Benzol	Gaz	H ₂	CH ₄	CO	Divers (2)
Maigre	10.0	0	2.5	13	1.5	87	75	17	4	4
3/4 Gras	18.5	7.5	23	18	6	107	65	27	4	4
Gras à Coke	25	9	36	21	9	135	61	29	5	5
flambant gras	36	4.5	45	50	15	175	54	30	9	7
Flambant sec	38	1	50	67	15	190	50	30	11	9

Tableau I. 1 : Caractéristiques des charbons.

Remarques concernant le tableau:

- Les divers sont principalement CO_2 , C_2H_4 , H_2S .
- L'indice de Gonflement IG est égal à 1 à la fois pour les charbons à faible MV (Anthracites et Maigre) et les charbons à fort taux de MV (Flambant sec et Lignite).
- L'indice de Gonflement est maximum pour les charbons à Coke (autour de 22-25%MV).
- Pour un même taux de MV, l'IG peut varier beaucoup d'un charbon à l'autre.

Pour caractériser un charbon utilisé dans la gazéification il faut donc considérer à la fois son taux de matières volatiles et son indice de gonflement.

I.2 LA GAZEIFICATION

Comme évoqué auparavant, la gazéification du charbon est apparue comme le moyen essentiel de favoriser le retour de ce dernier dans l'industrie, du fait de sa capacité de réduire le taux de pollution du charbon (l'un des problèmes essentiels d'utilisation du charbon comme combustible).

Avant la gazéification proprement dite, le charbon doit subir les opérations suivantes :

I.2.1 LA PREPARATION DU CHARBON

Depuis les premières méthodes d'utilisation du charbon à la production d'énergie, il s'est avéré que l'un des problèmes majeurs d'une bonne exploitation de ce dernier réside dans sa préparation. Le charbon est d'abord soumis à une transformation mécanique, à savoir le broyage. On distingue alors deux types de charbons broyés :

- *Le charbon faiblement broyé.* Les dimensions de grains obtenus dans ce cas sont dans l'intervalle de 7 à 50 mm. Ce type de broyage est utilisé dans les procédés fonctionnant sans injecteur ou pulvérisateur.

- *Le charbon finement broyé.* Les grains sont dans ce cas de l'ordre de 2 à 7 mm. Ce type de broyage est utilisé dans les procédés utilisant les injecteurs, pulvérisateurs.

Le broyage du charbon facilite la combustion et la rend plus rapide, assure une combustion complète, diminue la quantité des cendres à évacuer et réduit donc la pollution.

1.2.2 LA PYROLYSE

La pyrolyse est la deuxième étape que devrait subir le charbon après sa préparation. Elle consiste essentiellement à chauffer le charbon en absence de l'air, il se décompose alors en donnant naissance :

- d'une part, à des matières volatiles (MV) constituées principalement de H_2 , de CH_4 et des vapeurs condensables (vapeur d'eau, huiles et goudrons),
- d'autre part, à un résidu solide (coke).

Selon la température de chauffage, on distingue différentes étapes de la pyrolyse du charbon et on les classe comme suit:

- [0,350°C] : Dans cet intervalle, le charbon se réchauffe sans se décomposer.
- [350,400°C] : En générale, c'est dans cet intervalle que les réactions de décomposition s'amorcent pour les différents types de charbons.
- [(350-400),(500-550)°C] : Dans cette étape et selon le type de charbon, la totalité des vapeurs condensables et la plus grosse fraction du méthane sont dégagées.
- [> (500-550)°C] : Au-dessus de (500-550°C) et selon le type de charbon utilisé, se dégagent le reste du méthane et tout l'hydrogène.
- [900-1000°C] : Dans cet intervalle les différentes réactions de décomposition des charbons sont pratiquement terminées.

Au cours de la pyrolyse, certains charbons subissent des transformations mécaniques importantes. Ils se ramollissent vers 350-400°C, deviennent plus ou moins plastiques en même temps qu'ils gonflent puis se resolidifient vers 500-550°C. Si les grains de charbon sont maintenus en contact, ils s'agglutinent en formant un solide poreux le, Semi-Coke. L'intensité de ces phénomènes dépend beaucoup de la vitesse de chauffage et croît avec elle.

Voici un tableau qui explique ou du moins donne les différents produits de pyrolyse pour certains charbons [13].

Désignation des Charbons	Coke %	Matières volatiles					Indice de matières volatiles	
		Goudrons %	Eau %	Benzol %	Gaz 1.kg ⁻¹			Total %
Maigre	89.55	0.25	1.32	0.15	8.73	291	10.45	10.1
Demi-gras	81.35	3.01	1.42	0.86	13.36	238.8	18.65	21.7
Gras	79.60	3.66	2.07	1.03	13.64	337.8	20.40	25
Gras à Gaz	75.32	4.11	3.35	1.42	15.80	355.3	24.68	31.9
Flambant gras	72.40	3.93	5.18	1.56	16.93	370.7	27.60	35.9
Flambant sec	70.23	4.50	6.75	1.53	16.99	319.3	29.77	38.3

Tableau I. 2 : Produits de pyrolyse des différents charbons
(en % du charbon sec à 6% de cendres).

I.2.3 LA GAZEIFICATION

La transformation du charbon en gaz résulte de différentes réactions (évidemment après pyrolyse) qui se déroulent plus ou moins successivement ou simultanément suivant les types de gazogènes. Ces réactions sont dues à la température élevée du charbon et aux différents agents de gazéification.

I.2.3.1 Les Agents de gazéification.

Les différents agents de gazéification du charbon sont essentiellement: l'oxygène, l'air, l'air enrichi en oxygène, de la vapeur d'eau, un mélange d'oxygène et d'air (ou air enrichi en oxygène) avec de la vapeur d'eau. L'utilisation de chacun de ces agents engendre un type de gaz bien déterminé.

I.2.3.2 Les réactions de gazéification.

En pratique les réactions de l'oxygène et de la vapeur d'eau n'interviennent de façon notable qu'après que le charbon ait été décomposé par pyrolyse. Les principales réactions possibles sont rassemblées dans le tableau I.3, ce dernier indique aussi la variation d'enthalpie (mesurée dans les conditions standard 298°K, 1bar), et les constantes d'équilibre pour les différentes réactions. [12]

Réactions hétérogènes	ΔH		Constantes d'équilibre k			
	(kcal/mol)	(kj/mol)	500°C	1000°C	1500°C	2000°C
1) $C + O_2 \rightarrow C O_2$	- 94.05	- 393.65	$>10^{10}$	$>10^{10}$	$>10^{10}$	10^9
2) $C + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO$	- 26.42	- 110.56	$>10^{10}$	10^9	10^8	10^7
3) $C + C O_2 \rightarrow 2 CO$	+ 41.22	+ 172.52	10^{-2}	2.10^2	2.10^4	2.10^5
4) $C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	+ 31.38	+ 131.34	5.10^{-2}	10^2	7.10^3	5.10^4
5) $C + 2 H_2 \rightarrow CH_4$	- 17.89	- 74.87	1	10^{-2}	$< 10^{-3}$	
Réactions homogènes						
6) $CO + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO_2$	- 67.64	- 283.01	$> 10^{10}$	10^7	6.10^3	90
7) $H_2 + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow H_2O$	- 57.80	- 241.09	$> 10^{10}$	10^7	2.10^4	6.10^2
8) $CO_2 + H_2 \rightarrow CO + H_2O$...	+ 9.84	+ 41.18	0.2	1.7	3.7	5.5
9) $CO + 3H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$..	- 49.27	- 206.23	15	10^{-4}	$< 10^{-5}$	-

Tableau I. 3 : Réactions de gazéification.

Le carbone en présence d'oxygène brûle en donnant du CO_2 ou du CO selon les réactions (1) et (2). Le CO en présence de O_2 brûle très rapidement en donnant du CO_2 selon (6). Le CO_2 formé réagit sur le carbone en donnant du CO selon (3). La vapeur d'eau réagit aussi sur le carbone en donnant CO et H_2 selon (4), qui peuvent être transformés en présence d'oxygène en CO_2 et H_2O selon (6) et (7). Au total, le carbone en présence d'oxygène et de vapeur d'eau est transformé en un mélange de CO , CO_2 , H_2 , H_2O . Ces quatre constituants peuvent réagir entre eux en phase gazeuse suivant (8), dite réaction de conversion ou réaction d'équilibre du gaz à l'eau. Enfin, du méthane peut être produit par réaction de l'hydrogène soit sur le carbone (5) soit avec le CO (9).

• **Equilibre des réactions :**

Théoriquement, toutes les réactions sont caractérisées par une constante d'équilibre K (caractéristique thermodynamique des réactions) fonction de la température.

Pratiquement, les réactions ne sont effectivement réversibles que si K n'est ni trop élevé (<100), ni trop faible ($>1/100$). Les différentes réactions ci-dessus peuvent être classées ainsi :

1. *Réactions d'oxydation* : Ce sont les réactions (1), (2), (6) et (7), appelées aussi réactions de combustion, elles sont fortement exothermiques. Leurs constantes d'équilibre diminuent lorsque

la température s'élève, mais elles restent assez élevées pour des températures atteignant les 2000°C; cela dit, à cette température elles sont encore pratiquement irréversibles.

2. *Réactions de réduction*: Ce sont les réactions (3) et (4), elles sont fortement endothermiques. L'élévation de la température engendre un accroissement de la constante d'équilibre, ce qui est favorable à la formation de CO et H₂. Cette influence remarquable et très sensible au-dessous de 900-1000°C, ne se manifeste plus pour des températures plus élevées pour lesquelles la réduction de CO₂ et H₂O en CO et H₂ est totale à l'équilibre, car elle est aussi limitée par les vitesses de réaction.

3. *La réaction de conversion (8)* : Elle est homogène en phase gazeuse, elle est très faiblement exothermique. La constante d'équilibre croît donc faiblement avec la température et elle reste basse dans tout le domaine des températures considérées en pratique. Cela nous permet de dire qu'elle est réversible. Cette dernière n'intervient pas dans le taux de gazéification, mais elle joue un rôle déterminant sur la composition du gaz et notamment le rapport [CO]/[H₂].

4. *Réactions de méthanisation* : Ce sont les réactions (5) et (9), elles sont exothermiques. K décroît donc lorsque la température s'élève et devient inférieur à 1 lorsque la température atteint 600°C. La formation du méthane n'est possible qu'à des températures inférieures à 900°C.

• Cinétique des réactions.

Dans les gazogènes, la durée de contact entre solide et gaz est toujours courte (de l'ordre de la seconde), la cinétique des réactions joue donc un rôle très important dans l'opération de gazéification.

Les réactions homogènes (6), (7), (8), (9) sont très rapides et peuvent être considérées comme pratiquement instantanées, dès lors que les réactifs sont mélangés.

Les réactions (1), (2), (3), (4), (5) sont des réactions hétérogènes. Leurs vitesses, qu'on peut caractériser par la masse de carbone consommée par unité de surface des grains et par unité de temps (soit W en g/cm².s) est déterminée par : la vitesse du processus chimique se déroulant à la surface des grains et la diffusion en direction de la surface des grains du réactif gazeux (O₂, CO₂, H₂O) venant du courant gazeux entourant les grains.

I. 3 LES PROCÉDES DE GAZEIFICATION [12]

On entend par procédé de gazéification, la méthode et le moyen dont est réalisé le processus de gazéification. Il existe cependant, différents types de procédés de gazéification qui se distinguent

principalement par la technologie et le principe de fonctionnement des dispositifs où a lieu la gazéification proprement dite, c'est-à-dire les gazogènes.

Les gazogènes sont des réacteurs chimiques à deux phases : solide et gaz. Ils se différencient par la manière dont est réalisé le contact entre le solide et le gaz, qui découle elle-même du schéma d'écoulement du gaz et du charbon.

I. 3. 1 LES GAZ DE GAZOGENE

Les gaz provenant de la gazéification du charbon sont classés d'après leur pouvoir calorifique comme suit :

1. Gaz à haut pouvoir calorifique ($\approx 37 \text{ MJ} / \text{Nm}^3$) : Il est équivalent au gaz naturel, d'ailleurs il est connu sous le nom de gaz naturel de substitution " GNS ".
2. Gaz à pouvoir calorifique moyen ($10 \text{ à } 22 \text{ MJ} / \text{Nm}^3$) : En bas de cette gamme le gaz est constitué essentiellement de monoxyde de carbone (CO) et d'hydrogène tandis qu'en haut le gaz contient plus de méthane.
3. Gaz à bas pouvoir calorifique ($3 \text{ à } 7 \text{ MJ} / \text{Nm}^3$) : Constitué essentiellement d'azote N_2 , les éléments combustibles étant le CO, le H_2 et le CH_4 .

La figure(I. 1) montre les différentes opérations apparaissant lors de la gazéification.

Lorsque le charbon est brûlé en présence d'une quantité d'air inférieure à la quantité stœchiométrique, avec ou sans vapeur d'eau, le gaz produit est à bas pouvoir calorifique, il peut être utilisé après purification comme combustible dans une centrale thermique conventionnelle ou mieux encore dans une centrale à cycle combiné.

Le gaz à pouvoir calorifique moyen est obtenu en utilisant l'oxygène comme agent de gazéification.

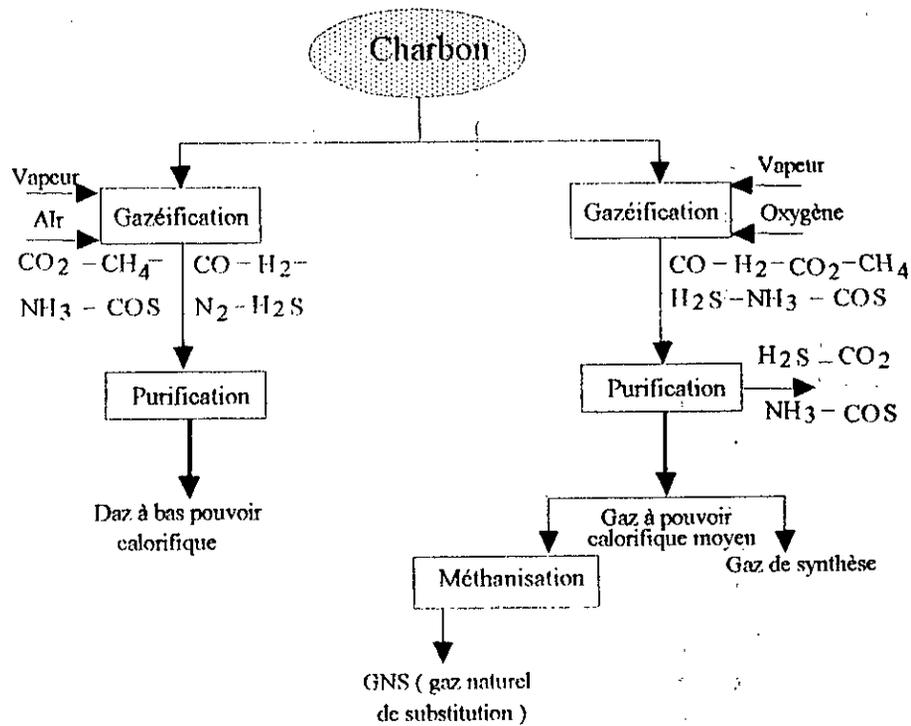


Fig. I. 1: Processus de production de gaz de gazogène.

• Bilan thermique et Rendement :

Pour caractériser avec précision le fonctionnement d'un gazogène, il faut connaître le bilan de matière et le bilan thermique du gazogène et de ses annexes.

Pour l'utilisateur, il importe surtout de connaître :

- La consommation spécifique en charbon, oxygène et vapeur d'eau.
- Les productions spécifiques de sous produits (vapeur, produits liquides ...).

Le bilan de matière d'un gazogène se présente ainsi :

Entrées : charbon et agent de gazéification (air ou oxygène, vapeur d'eau).

Sorties : gaz chaud et humide renfermant les produits de la gazéification et la vapeur d'eau non décomposée; cendres renfermant outre les matières minérales du charbon, le carbone non gazéifié.

On définit le Rendement sur gaz froid (η_f) par le rapport entre les chaleurs latentes du gaz produit et du charbon (produits des débits par les pouvoirs calorifiques).

Si on veut caractériser le rendement énergétique du gazogène par un seul chiffre, on peut prendre un rendement global (η_l) défini comme le quotient entre, la chaleur latente du gaz produit et la différence entre le contenu énergétique des produits consommés (charbon, oxygène et vapeur) et le contenu énergétique des sous-produits.

Le rendement global est intéressant à connaître pour des études économiques générales, mais dans l'étude d'un projet industriel précis, il est indispensable de connaître les consommations spécifiques en chacun des produits consommés (sous-produits); ce sont elles qui permettront de calculer le prix de revient du gaz produit à partir des prix unitaires qui peuvent varier beaucoup d'une usine à l'autre.

Ce n'est pas nécessairement l'usine qui a le rendement énergétique le meilleur qui conduira au prix d'achat de matières consommées le plus bas. Cela dépend du coût relatif dans cette usine, du charbon, de l'électricité, de la vapeur, c'est la somme de ces coûts qu'il faut minimiser.

I. 3. 2 LES DIFFERENTS TYPES DE GAZOGENES

Depuis l'apparition de la gazéification comme moyen efficace d'exploitation du charbon dans le domaine énergétique, plusieurs types de gazogènes ont été développés. Ces derniers diffèrent les uns des autres par leurs caractéristiques d'usage ; c'est-à-dire tant par les caractéristiques du charbon qu'ils utilisent ou qu'ils peuvent employer (Granulométrie, Propriétés agglutinantes, Réactivité), que par la nature du gaz produit.

On classe les différents types de gazogènes en trois catégories:

1. Gazogènes à Lit Fixe.
2. Gazogènes à Lit Entraîné.
3. Gazogènes à Lit fluidisé.

I. 3. 2. 1 Gazogènes à Lit Fixe

Le gazogène à Lit Fixe est constitué par une cuve cylindrique verticale, alimentée à la partie supérieure par un combustible sous forme de grains, traversé par un courant gazeux ascendant. L'air ou l'oxygène et la vapeur (agents de gazéification) sont introduits à la base à travers une grille et le gaz produit s'échappe à la partie supérieure. Les débits de combustible d'une part, d'oxygène, d'air

et de vapeur d'autre part sont ajustés de telle sorte que la hauteur du lit de combustible s'établisse à un niveau constant. voir figure ci-après.

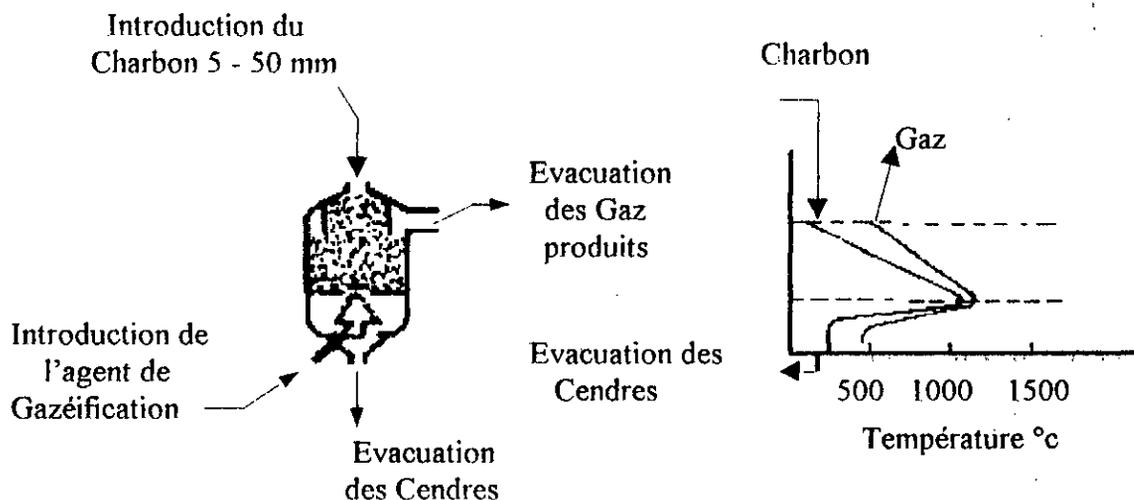


Fig. I.2 : Schéma de principe du gazogène à lit fixe.

On peut qualifier ce dernier de gazogène à contre courant. En fait, le combustible descend à une vitesse de l'ordre de quelques centimètres par minute et le gaz s'élève à une vitesse de l'ordre d'un mètre par seconde, dans ce cas la durée de séjour du combustible dans le gazogène est de l'ordre de l'heure, mais celle du courant gazeux n'est que de quelques secondes. En générale dans ce type de gazogène, les gaz sortent à une température de l'ordre de 500°C.

• Allure des phénomènes :

De bas en haut on peut décomposer ce type de gazogène en quatre parties ou zones (voir figure. I. 2) :

- *Zone des cendres*: Elle se situe au bas du gazogène et elle contient les différents résidus de gazéification qui, après leur accumulation, ils seront évacués d'une manière périodique ou continue. A noter que cette zone n'est le siège d'aucune réaction, elle est plutôt une zone d'échange thermique où le courant d'air ou d'oxygène et de vapeur s'échauffe au contact des cendres qui éventuellement se refroidissent.

- *Zone d'oxydation, et zone de réduction*: C'est la partie où devrait se réaliser à la fois les réactions d'oxydation et celles de réduction. En réalité la frontière entre ces dernières n'est pas

franche car le CO et l'H₂ apparaissent avant que tout l'oxygène n'eut disparu, par suite de la non-homogénéité transversale du courant gazeux circulant entre les grains de charbon.

- *Zone de préchauffage*: Elle constitue un échangeur à contre-courant avec un très bon coefficient d'échange entre charbon et gaz. Le charbon froid et humide introduit à la partie supérieure s'échauffe au contact du courant gazeux ascendant qui se refroidit. L'échauffement du charbon provoque d'abord son séchage puis sa pyrolyse. Par contre le gaz ne peut être refroidi que très partiellement et sort encore chaud vers 700-800°C du gazogène.

- **Nature des gaz:**

La zone de pyrolyse est complètement distincte de la zone de gazéification proprement dite. Le gaz produit par le gazogène est donc constitué par le mélange de deux gaz:

- Celui issu de la gazéification du coke (CO, CO₂, H₂, H₂O et N₂ si c'est l'air qui est soufflé)
- Celui issu de la pyrolyse.

Il en résulte que le pouvoir calorifique du gaz est d'autant plus élevé que le taux de MV est plus grand.

- **Bilan thermique et rendement:**

La circulation à contre-courant est favorable à l'obtention d'un rendement élevé du fait:

- que la perte par imbrûlés est toujours faible car dans la zone d'oxydation, les grains de coke terminent leur parcours vers la zone des cendres en présence d'un courant gazeux riche en oxygène ;

et,

- qu'une fraction de la chaleur sensible du gaz est récupérée dans la zone de préchauffage et réintroduite dans la zone de réduction sous forme de chaleur sensible du charbon. Cette récupération est toutefois limitée par le fait que la capacité calorifique du débit de gaz est très supérieure à celle du débit de charbon.

- **Nature des charbons utilisables :**

L'un des phénomènes rencontrés dans ce type de gazogène, est la circulation du courant gazeux à travers le lit de combustion. Cette dernière ne peut se faire d'une manière régulière sauf si la perméabilité du lit est suffisante et répartie dans chacune de ses sections. Si cette condition n'est pas remplie, le gaz risque de se faufiler dans les passages préférentiels en formant ce qu'on appelle des " cheminées ". Dans ces cheminées, le rapport de la surface des grains au volume des vides intergranulaires est beaucoup plus élevé que dans le reste de la section; l'oxygène disparaît plus

lentement et le CO_2 et H_2O ne commencent à être réduits que tardivement; leur réduction est alors incomplète.

Pour assurer une bonne perméabilité ou du moins une perméabilité suffisante et régulière, il faut deux conditions :

1. Le combustible utilisé doit être calibré, c'est-à-dire constitué par des grains de dimensions voisines et ne pas renfermer de très fines.
2. Le charbon ne doit pas être agglutinant faute de quoi les grains s'agglutinent dans la zone de préchauffage et se présentent dans la zone de réduction en blocs plus ou moins volumineux donnant naissance à la formation de " cheminées ".

En conclusion on peut dire que la gamme de charbons utilisés dans ce type de gazogènes est assez limitée.

• Les facteurs de réglage :

1. Hauteur du lit :

Elle doit être d'autant plus grande que la dimension des morceaux de combustible est plus grosse, puisque la hauteur de la zone de réduction lui est plus ou moins proportionnelle. Il faut également donner à la zone de préchauffage une certaine hauteur afin de permettre à l'échange de chaleur entre le gaz et le combustible de se réaliser, cependant, on n'a aucun intérêt à dépasser une certaine hauteur, ce qui risquerait d'augmenter la perte de charge puisque cet échange est limité par le rapport de la capacité calorifique du combustible à celle du gaz.

2. Taux d'injection de vapeur :

Le taux d'injection de vapeur α , est déterminé par deux conditions:

a. Le comportement des cendres:

La température de la zone d'oxydation ne doit pas dépasser une certaine limite afin d'éviter le ramollissement des cendres et la formation des mâchefers. Un ramollissement trop prononcé provoquerait la formation de blocs de mâchefers, d'où une perte par imbrûlés solides et surtout la formation de 'cheminées' dont on a vu plus haut l'effet néfaste. Or, la température de la zone d'oxydation dépend largement du taux d'injection de vapeur. Ce dernier doit être supérieur à une certaine limite α_1 qui est naturellement d'autant plus élevée que la fusibilité des cendres est plus grande. Dans un gazogène soufflé à l'air, cette limite est très basse, souvent inférieure à 1 et cette condition joue peu, car l'azote de l'air exerce déjà un rôle de diluant très important. Dans un

gazogène soufflé à l'oxygène, cette limite est élevée (de l'ordre de 2 à 3) et elle est déterminante sur le choix de α .

b. La composition du gaz et le rendement thermique:

Si α était nul, le gaz ne renfermerait pas d'hydrogène mais seulement du CO. Donc un atome de carbone ne donnerait qu'une molécule de CO, ceci engendre une diminution du rendement à froid. En fait, il serait encore plus faible car la réduction du CO₂ ne peut être complète, en outre le gaz sortirait de la zone de réduction à une température supérieure. En conclusion, nous pouvons dire que le rendement à froid est proportionnel au taux d'injection de vapeur.

Dans la gazéification à l'oxygène α_2 est inférieur à α_1 . Il y a donc intérêt à essayer de ne pas dépasser la limite α_1 imposée par le comportement des cendres. Par contre, dans la gazéification à l'air, on peut généralement viser à se rapprocher de α_2 donnant le rendement maximal.

Le gazogène " LURGI "

Le charbon en morceaux est introduit en haut de l'appareil, où un dispositif de brassage et de rotation de grille empêche les agglomérations. Les morceaux descendent à contre-courant de l'oxygène et de la vapeur d'eau qui arrivent par la base du gazogène.

Le Gazogène comporte à sa base une grille tournante qui supporte le charbon, permet l'élimination des cendres et sert à l'introduction ou soufflage du mélange oxygène et vapeur d'eau.

L'enveloppe du gazogène est en acier, elle est refroidie par une chemise d'eau (voir figure I.3) qui la protège contre les coups de chalumeau provoqués accidentellement par l'oxygène.

L'influence de la pression

Contrairement aux procédés travaillant à pression atmosphérique, le procédé " Lurgui " utilise une pression de 20 à 30 bars qui lui confère ce qui suit :

- D'une part, les vitesses de réaction sont accrues, ce qui permet d'accroître l'allure spécifique. La température de la zone de combustion s'en trouve également élevée, il est donc nécessaire d'accroître le taux d'injection de vapeur pour éviter le ramollissement des cendres (ce taux atteint des valeurs de 5 à 6).

- D'autre part, elle augmente fortement la proportion de méthane dans le gaz. Sous l'effet de la pression, le charbon est hydrogéné en même temps qu'il se décompose en pyrolyse, ce qui donne des produits plus riches en méthane et autres hydrocarbures.

En dehors de son effet sur la nature du gaz, la gazéification sous pression présente un avantage particulier dans le cas fréquent, où le gaz produit doit être utilisé sous pression (gaz de synthèse ou gaz de chauffage transporté à longue distance). L'énergie de compression est diminuée puisqu'il suffit de comprimer l'oxygène dont le volume est très inférieur à celui du gaz ; quant à l'accroissement de pression de la vapeur il ne coûte pratiquement rien. Par ailleurs, le volume des installations d'épuration du gaz est réduit.

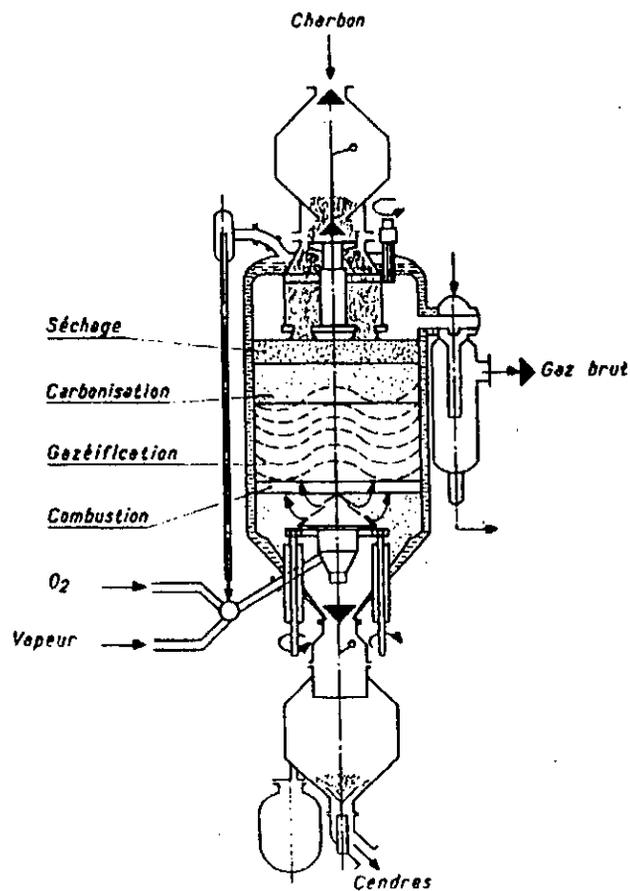


Fig. I. 3 : Schéma du gazogène Lurgi.

Nature du gaz

L'accroissement de la pression engendre un accroissement des matières volatiles (MV), qui influent sur la composition du gaz produit en augmentant sa teneur non seulement en CH_4 mais aussi en CO_2 à cause d'un taux d'injection de vapeur élevé.

Le tableau suivant donne la composition volumétrique de gaz d'un gazogène Lurgi, pour trois types de charbons [12].

Nature du charbon	Composition du gaz résultant en %					
	CO_2	CO	H_2	CH_4	C_nH_m	N_2
Maigre	26.5	21.4	43.5	8	0.1	0.5
Flambant	28.2	20.6	39.6	10.5	0.3	0.8
Lignite	31.9	17.4	36.4	13.5	0.5	0.3

Tableau I. 4 : Composition du gaz résultant de la gazéification de trois charbons différents dans le gazogène " Lurgi ".

Consommations spécifiques

La consommation de vapeur est très importante, elle est couramment supérieure à celle du charbon. Une petite fraction (10à 15%) est produite par le « Water-jacket » entourant le gazogène, quant au reste il est produit dans les chaufferies annexes.

Du fait que la formation du méthane n'a nullement besoin de l'intervention de l'oxygène (voire réaction 5), du fait aussi que la quantité de chaleur résultant de la réaction (9) permet un développement plus poussé des réactions de réduction (3 et 4), la consommation de l'oxygène a tendance à diminuer. Le tableau suivant donne les consommations spécifiques pour ce type de gazogène toujours pour trois types de charbons [12].

Nature de charbon	Consommations spécifiques rapportées à 1 kth de gaz (PCI)		
	Charbon(kth/kth)	Oxygène(kth/kth)	Vapeur(kth/kth)
Maigre	1.20	103	303
Flambant	1.33	77	254
Lignite	1.56	55	220

Tableau I. 5 : Consommations spécifiques du gazogène lurgi.

Nature des charbons utilisables .

Parmi les charbons les plus fréquemment utilisés ou acceptés dans ce type de gazogènes on cite :

- *Les charbons Humides*, qui sont utilisés sans aucune difficulté, du fait que leur humidité est vaporisée par la chaleur sensible du gaz, sans qu'il y ait incidence sur le rendement. L'humidité du charbon utilisé peut être cependant limitée par les difficultés de manutention.

- *Les charbons cendreux*, dans tous les dispositifs mis en œuvre jusqu'à maintenant, il a été constaté d'énormes difficultés dans l'évacuation des cendres ; ceci dit, une trop faible teneur en cendres peut entraîner une détérioration de la grille d'évacuation. L'un des facteurs essentiels à connaître dans la composition des cendres est la température de fusibilité des cendres, car à partir de cette dernière on peut déterminer la consommation de vapeur dans notre gazogène. Par contre, une limitation est imposée :

- à la granulométrie ; car dans ce type de gazogène, le charbon doit être calibré au dessus de 5 à 6 mm et ne doit contenir que quelques pour-cents de produits fins;

- aux propriétés agglutinantes ; dans ce contexte il est souhaitable ou préférable d'utiliser des charbons non agglutinants (IG =1).

Développement et mise en œuvre.

Les trois voies ou axes principaux de recherche pour le développement du procédé Lurgi sont classés comme suit :

1. La mise en œuvre d'une pression élevée (de l'ordre de 100 bars).
2. L'utilisation des fines de charbon, qui est l'un des handicaps du gazogène Lurgi. Ceci est envisageable sans modifier le gazogène proprement dit, autrement le procédé ne serait pas rentable.
3. Evacuation des cendres sous forme liquide : ce qui pourrait résoudre le problème du ramollissement des cendres ou de la constitution des mâchefers.

I.3.2.2 Gazogène à Lit Entraîné

Le charbon finement broyé, entraîné par un courant gazeux (agent de gazéification), est introduit dans une chambre de gazéification (appelé encore réacteur) sous forme d'un jet pulvérisé. Une fois introduit, il s'établit une flamme analogue à une flamme de charbon pulvérisé dans une chaudière (voir figure I.4).

A la différence des gazogènes à lit fixe, le charbon et le gaz cheminent dans le même sens depuis les brûleurs jusqu'à la sortie du réacteur, d'où l'appellation du gazogène.

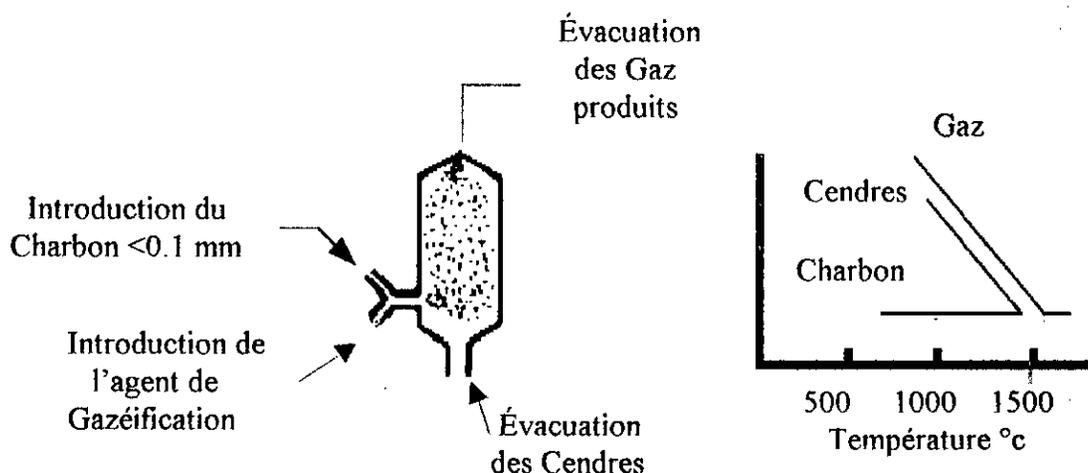


Fig. I. 4 : Schéma de principe du gazogène à lit entraîné.

Dans ce type de gazogène, on distingue quatre périodes ou zones, dans lesquelles le gaz et le charbon subissent les différentes transformations :

- *Zone de préchauffage* : Avant même l'introduction des grains de charbon, ces derniers s'échauffent grâce au rayonnement des parois de la chambre de combustion et de la flamme établie en aval ; cependant, les matières volatiles se dégagent et se mélangent avec l'agent de gazéification.

- *Zone de combustion* : Une fois le mélange introduit dans la chambre de gazéification, les matières volatiles brûlent avec l'oxygène, d'où la disparition de l'oxygène au profit de la formation du CO , CO_2 , et H_2O .

- *Zone de réduction* : comme son nom l'indique, c'est la zone où devrait se réaliser les différentes réactions de réduction, en l'occurrence celle du CO_2 en CO et H_2 . Le courant gazeux se refroidit, d'une part parce qu'il cède de la chaleur par rayonnement à la paroi du réacteur, d'autre part parce que les réactions de réductions sont endothermiques.

Contrairement au gazogène à lit fixe, dans le gazogène à lit entraîné la concentration en carbone a tendance à diminuer, il arrive donc un moment où les réactions s'arrêtent, ce qui marquera la fin de cette zone.

- *Zone de refroidissement* : Désormais, à partir de la zone de réduction aucune réaction importante n'est remarquable, cependant, la zone qui suit celle de réduction est plus une zone d'échange de chaleur que de réaction.

Le plus judicieux donc serait de pouvoir garder la chaleur du gaz en le maintenant à sa température, jusqu'à son arrivée aux échangeurs situés en aval, où il sera utilisé pour produire de la vapeur. En pratique un bon dimensionnement du gazogène est nécessaire pour régler le problème.

- **Fonctionnement et réglage du processus de gazéification.**

L'influence de la composition du charbon et des différents paramètres sur la composition du gaz est très importante, le constructeur doit disposer de plusieurs modèles mathématiques qui lui permettent de prévoir les différents réglages possibles.

- *Vitesses de réaction*

Les vitesses de réaction essentiellement celles de réduction, doivent être aussi grandes que possible car elles déterminent le taux de gazéification du carbone. Elles dépendent des facteurs suivants :

1. *La pression* : Comme on a vu auparavant, la pression exerce un effet positif sur l'accroissement des vitesses de réaction. En outre, l'accroissement de pression permet, en diminuant le volume de la flamme (à débit calorifique égal) de réduire le flux de chaleur cédé à la paroi et par conséquent d'élever la température, ce qui, à son tour accélère les réactions. Mais, la mise en œuvre de celle-ci exige une maîtrise dans la manière d'introduire le jet de charbon, à savoir la régularité et la continuité de son introduction.

2. *Dimensions des particules* : Des différentes expériences acquises dans ce domaine, il a été constaté que la durée de gazéification varie comme d ou d^2 (d étant le diamètre d'un grain de charbon) ; par conséquent, il est d'une importance capitale d'avoir une finesse importante des grains de charbon.

3. *Température de flamme* : D'après la cinétique des réactions, il y a intérêt à obtenir une température aussi élevée que possible, car cela a une influence positive sur le taux de gazéification. Cette dernière est déterminée :

- d'une part, par le flux de chaleur échangé entre la flamme et la paroi ;
- d'autre part, par le débit et la composition du comburant, c'est-à-dire les proportions d'air, d'oxygène, de vapeur et de charbon.

A noter aussi, que la température est d'autant plus élevée que les rapports $[O_2]/[C]$ et $[O_2]/[H_2O]$ sont élevés.

- **les différentes proportions de réglages.**

Les proportions relatives de charbon, oxygène ou air et vapeur introduites dans le gazogène peuvent être caractérisées par plusieurs rapports, à savoir $[O_2]/[C]$, $[H_2O]/[C]$, ou le taux d'injection de vapeur par $[n(H_2O)/n(O_2)]$, $[n(H_2O)/n(\text{air})]$. Cependant, la composition des produits (gaz ou solide) sortant dépend énormément des deux paramètres évoqués précédemment. Suivant les valeurs données à ces derniers on risque :

- Une combustion partielle en CO_2 et H_2O au détriment de CO et H_2 , d'où une perte de rendement, en d'autres termes une augmentation sur la consommation spécifique en oxygène.
- Une gazéification incomplète du charbon si $[O_2]/[C]$ est trop élevé.

Par conséquent, pour obtenir le meilleur compromis possible entre gazéification complète du carbone, et réduction complète du CO_2 et H_2O , de façon à rendre minimale la somme des consommations en charbon et en oxygène, un réglage empirique est à prévoir. D'autre part, il faut que le réglage des rapports $[O_2]/[C]$ et $[H_2O]/[C]$ soit précis de manière à respecter la durée de séjour des réactifs, qui est de l'ordre de la seconde.

Le gazogène " Koppers-Totzek "

Le procédé " Koppers-Totzek " a été jusqu'à 1982 le seul procédé de gazéification de charbon pulvérisé qui soit appliqué industriellement. Les premières réalisations remontent au début des années 50, où une unité a été installée à Mazingrebe (époque de l'URSS) qui consommait 50 t/jour de charbon et produisait 9 kth/heure de gaz.

Le charbon séché et pulvérisé, formant une suspension homogène dans un courant d'oxygène et de vapeur, est introduit à vitesse élevée dans le gazogène par des brûleurs coaxiaux placés aux deux extrémités du foyer. La combustion d'une partie du carbone présent, puis la réaction avec la vapeur d'eau s'y produisent à une pression à peine supérieure à la pression atmosphérique.

La combustion à 1900°C, suivie de la vapogazéification endothermique qui ramène la température des flammes vers 1500°C, engendrent la fusion de plus de la moitié des cendres ; le reste est entraîné par les gaz bruts.

Voici un schéma du gazogène KOPERS-TOTZEK

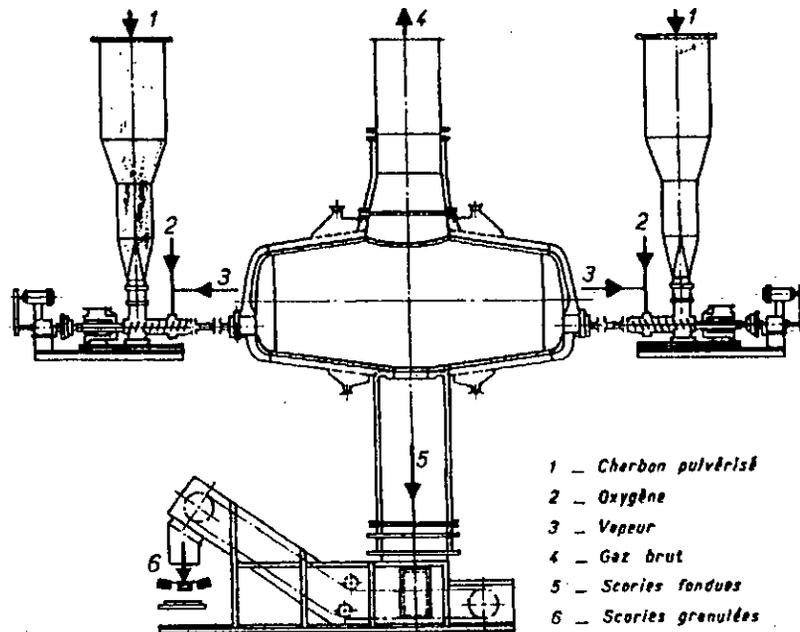


Fig. I. 5 : Schéma de principe du procédé de Koppers-Totzek.

Nature des gaz

Le gaz produit ne renferme ni de produits condensables (huiles, goudrons) ni de méthane. Il est constitué uniquement de CO, H₂, CO₂, du fait que les réactions de méthanisation sont pratiquement inexistantes, même sous pression, cela est dû essentiellement à l'élévation de la température.

Une bonne partie de la vapeur d'eau utilisée à la gazéification du charbon provient de la combustion des matières volatiles (éventuellement de l'humidité du charbon). Ceci dit, la teneur en eau du gaz est généralement basse.

Le tableau suivant donne les compositions typiques de gaz produits pour trois types de charbons[12].

Charbon	Composition de Charbon (sur pur) en %					Composition du gaz en %				
	H	C	O	S	N	CO	H ₂	CO ₂	H ₂ S	N ₂
Charbon Gras	4.5	83.6	9.0	0.5	2.4	56.4	27.6	12.4	0.4	3.1
Charbon Flambant	4.5	74.9	16.6	2.4	1.2	61.2	24.7	7.6	1.0	5.4
Lignite	5.2	65	26.8	1.8	1.2	56.7	25.4	10.6	0.7	6.5

Tableau I. 6 : Composition du gaz pour différentes compositions de charbon.

Consommations spécifique

La consommation d'oxygène est relativement élevée, elle est de l'ordre de 0.9 à 1 Kg/Kg de charbon pur (peut descendre jusqu'à 0.7 pour les lignites). Notons cependant que la vapeur à haute pression obtenue dans les échangeurs de récupération suffit à produire l'énergie nécessaire à la fabrication de l'oxygène.

En revanche, la consommation en vapeur est toujours faible; elle peut même être nulle pour des lignites, elle est de l'ordre de 0.3 kg/kg de combustible pour des charbons gras et flambants.

Bilan thermique et rendement.

Le bilan diffère de celui des gazogènes à lit fixe, sur deux points essentiels qui sont :

1. La perte par imbrûlés solides (carbone incomplètement gazéifié) n'est pas toujours très faible comme c'est le cas des gazogènes à lit fixe, ceci est dû au mode d'introduction parallèle de l'agent de gazéification et du charbon.

2. La chaleur sensible du gaz sortant du réacteur est très importante, elle représente 15 à 20 % de la chaleur latente du charbon. La température du gaz à la sortie du réacteur est élevée (de l'ordre de 1300 à 1500°C) pour deux raisons :

a) Contrairement aux gazogènes à contre-courant, l'introduction parallèle du charbon et des agents de gazéification est très bénéfique à l'augmentation de la température du gaz, car dans ce cas elle n'est pas limitée par la concentration du courant gazeux en particules de carbone.

b) L'impossibilité d'utiliser une fraction de la chaleur sensible (comme dans les procédés à contre-courant) pour chauffer le combustible est aussi bénéfique à l'augmentation de la température du gaz produit.

Le tableau suivant donne un exemple du bilan d'un gazogène Koppers-Totzek, où le rendement sur gaz froid calculé à partir de ce bilan est de 72% [12].

Entrées :	
Charbon	96 %
Vapeur	4%
Sorties :	
Chaleur Latente du gaz	69.5 %
Chaleur Sensible du gaz sec	16.3 %
Chaleur de Condensation de la vapeur du gaz	4.8 %
Cendres : - chaleur latente	1.7 %
- chaleur sensible	2.8 %
Pertes par Rayonnement	4.9 %

Tableau I.7 : Bilan d'un gazogène Koppers-Totzek

Gamme de charbons utilisables.

L'un des avantages de ce type de gazogène est l'étendue de la gamme de charbons susceptibles d'être utilisés, étant donné que :

- 1) La granulométrie du charbon n'a aucune importance, du moment qu'il doit être finement broyé.
- 2) Le pouvoir agglutinant du charbon n'a aucune influence, car les grains de charbon en suspension ne peuvent s'agglomérer.

Ce qui nous permet de dire que tous les charbons sont utilisables dans ce type de gazogènes.

Procédé en développement [4, 12, 15]

Parmi les procédés qui sont envisageables dans le développement des techniques à lit entraîné, on compte le procédé " TEXACO ". Dans ce procédé, le charbon broyé est mélangé à l'eau pour former une boue contenant environ 55% de charbon ; cette boue est pompée puis projetée dans le réacteur où elle réagit avec de l'oxygène sous une haute température (plus de 1400°C); les cendres en fusion sont évacuées en bas du réacteur sous forme de boue après avoir subi une trempe à l'eau.

La différence entre ce dernier et celui de Koppers-Totzek est la possibilité de travailler dans ce cas à haute pression. Avec un tel procédé, on peut obtenir une composition de gaz de type ci-dessous, avec un rendement sur gaz froid de 74%.

	CO	H ₂	CO ₂	H ₂ S	N ₂
Composition en % du gaz produit	55	33	11	0.3	0.7

Tableau I.8 : Composition du gaz provenant du gazogène Texaco.

Voici un schéma du gazogène "TEXACO".

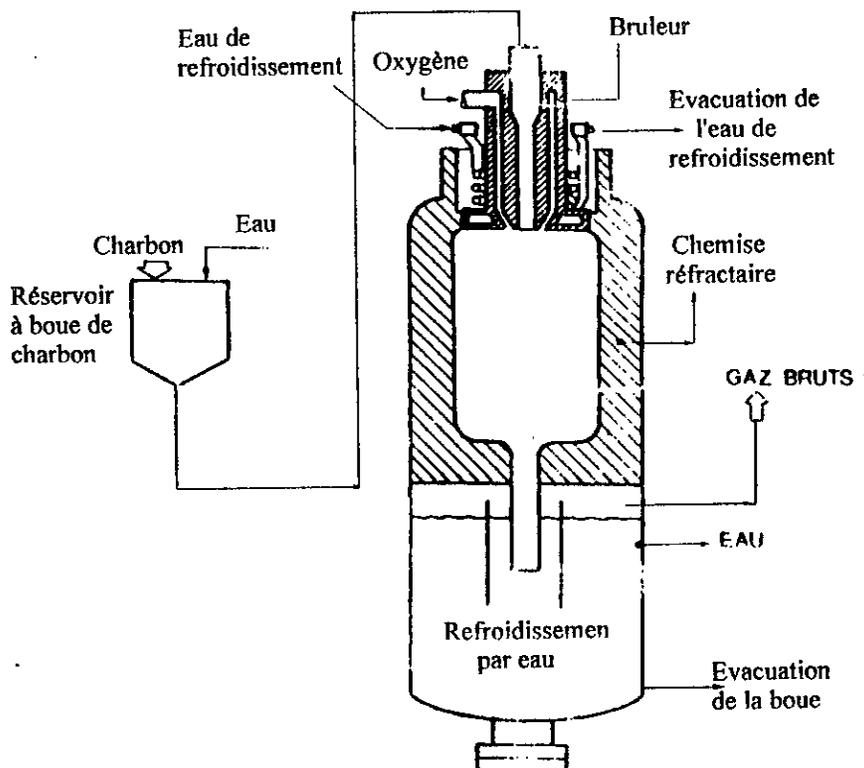


Fig. I. 6 : Schéma du gazogène "Texaco".

1.3.2.3 Gazogènes à Lit Fluidisé

Les gazogènes à lit fluidisé traitent du charbon finement pulvérisé, en suspension dans un courant ascendant d'air (ou d'oxygène) et de vapeur voir figure.1.7.

La couche de charbon est traversée par le courant gazeux dont la vitesse est judicieusement réglée à cet effet. Cela signifie que les grains de charbon sont maintenus en suspension sans être entraînés par le courant gazeux. Les grains sont animés de mouvements rapides et désordonnés ayant pour effet d'homogénéiser constamment la masse solide, de sorte que la température et la composition des grains sont à peu près uniformes.

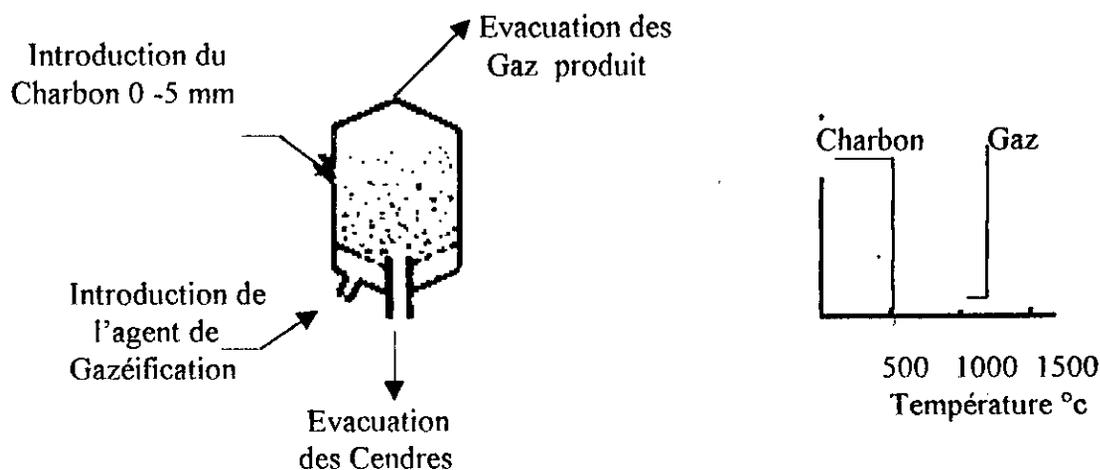


Fig. I.7 : Schéma de principe du gazogène à lit fluidisé.

Procédé de " Winkler "

Le gazogène " WINKLER " est parmi les premiers gazogènes ayant utilisé le principe des lits fluidisés.

Le charbon broyé puis séché est introduit de façon continue par une vis à un certain niveau. Les cendres sont évacuées à la base de la couche. Certains appareils sont munis d'une grille en dessous de laquelle tourne lentement un bras racleur qui pousse les cendres vers un orifice d'évacuation. La grille n'est pas indispensable, dans les appareils récents, car la base du réacteur est un cône où le gaz comburant est introduit par des tuyères. (voir figure I.8)

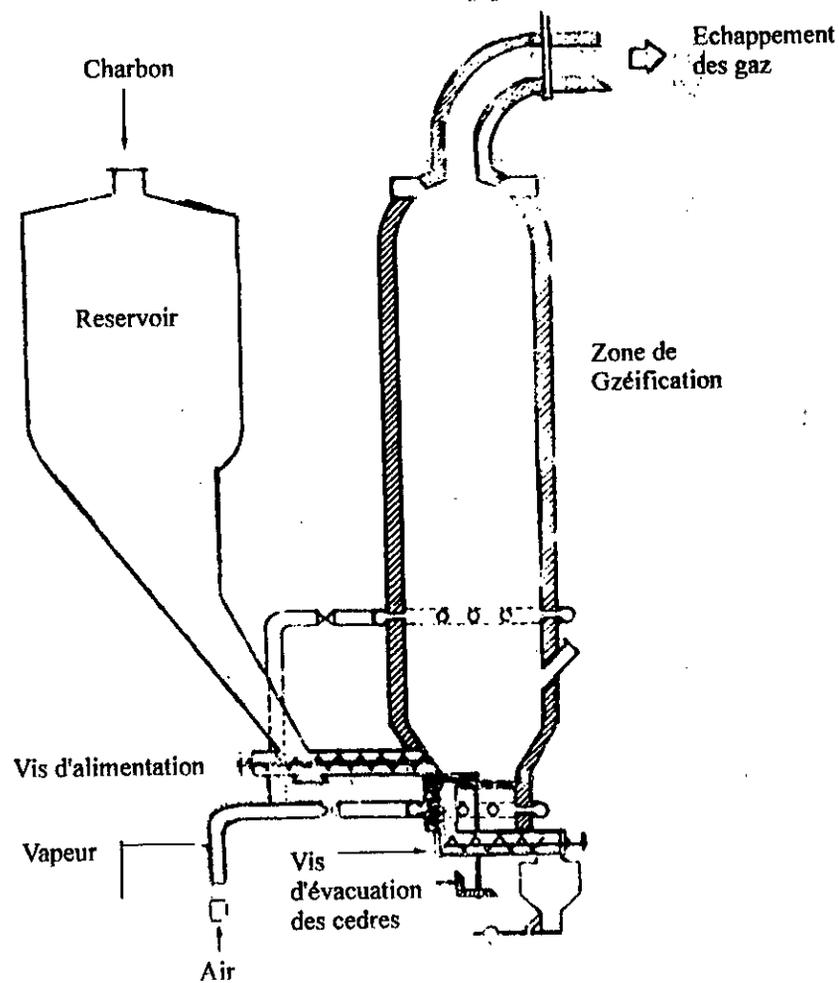


Fig. I. 8 : Schéma du gazogène Winkler.

Fonctionnement et réglage du processus de gazéification

Les matières volatiles se dégagent à des niveaux variables dans le lit. Elles sont rapidement craquées au contact du charbon, ce qui permet d'avoir des gaz plus ou moins épurés des goudrons, ceci est dû essentiellement à la suspension des grains de charbon.

A la différence des gazogènes à lit entraîné, une proportion de méthane est remarquée.

Le réglage des différents paramètres permet d'obtenir différents types de cendres. Cependant, l'idéal est d'obtenir des cendres qui contiennent le minimum possible de carbone, faute de quoi on

risque d'augmenter les pertes par imbrûlés, ce qui augmente sérieusement la perte de chaleur latente.

Nature des gaz

En générale, les gazogènes à lit fluidisés plus précisément le gazogène " Winkler ", sont utilisés pour produire des gaz de synthèse en soufflant de l'oxygène et de la vapeur. Voici un tableau qui donne une composition typique de ce dernier, sachant que le gaz est dépourvu de goudrons et renferme un peu de méthane. [12]

Proportion des composantes de gaz		Consommation spécifique Pour 1000 m ³ de gaz	
CO	35 %	Charbons	600 kg
H ₂	40%		
CO ₂	21 %	Vapeur	550 kg
CH ₄	2 %		
N ₂	2 %	Oxygène	320 kg
PCI	2.25 th/m ³		

Tableau 1.9 : Composition du gaz provenant du gazogène " Winkler ".

Bilan thermique et rendement

Les pertes importantes observées dans un tel procédé sont :

- La perte par chaleur latente qui a tendance à augmenter, du fait que les cendres contiennent beaucoup de carbone.

- La perte par chaleur sensible des gaz, puisque ceux-ci sortent à une température de l'ordre de 1000 à 1100 °c .

Les consommations spécifiques sont intermédiaires entre celles observées en lit fixe et celles du lit entraîné.

La gamme de charbons utilisables

L'inconvénient majeur de ce type de gazogènes réside dans le fait que le charbon utilisé doit être le plus réactif possible, d'autant plus si les cendres évacuées sont fusibles.

La question des propriétés agglutinantes ne se pose pas du fait de son mode de fonctionnement, ce qui nous permet d'élargir la gamme de charbons utilisables. En ce qui concerne le calibrage du charbon, il est possible d'utiliser des fines (charbon décomposé en morceaux de l'ordre de 0 à 8 mm).

Procédés en développement :

Parmi les procédés qui sont envisageables dans le développement des procédés à lit fluidisé, intervient le procédé de "U-GAS", dont le schéma est donné ci-dessous. [4, 15].

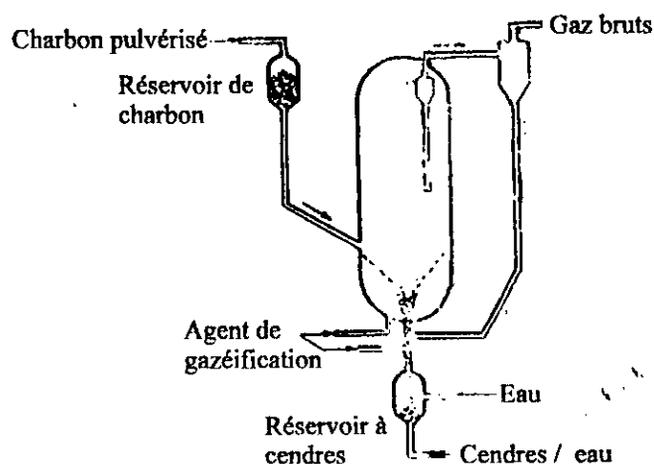


Fig. I. 9 : Schéma de principe du gazogène "U-GAS".

Le charbon broyé (particules de 5 mm ou plus) et séché, est injecté par voie pneumatique dans le gazogène du procédé "U-GAS"; il y est gazéifié au sein d'un lit fluidisé entre 950 et 1050°C (selon le charbon) sous une pression de 3.5 à 25 bars (selon l'utilisation finale du gaz). Les cendres s'agglomèrent en particules sphériques, au sein d'une zone à haute température dans le lit, les agglomérats ainsi formés se séparent du charbon en cours de gazéification par l'effet de la gravité.

Les gaz bruts traversent deux cyclones successifs où le semi-coke est séparé et recyclé en partie vers la zone chaude d'agglomération des cendres.

Concernant le type de gaz produit dans ces gazogènes, voici un tableau qui donne une composition obtenue à partir d'un charbon flambant à 40 % de MV.

Composition du gaz en %					Consommation par Kg de charbon sec	
CO	H ₂	CO ₂	CH ₄	N ₂	Oxygène (kg)	Vapeur (kg)
28.5	38	29	4	0.5	1.15	1.45

Tableau I.10 : Composition du gaz obtenu à partir Du charbon flambant dans le gazogène " U-GAS ".

I.4 LES CYCLES COMBINES

Dans un cycle combiné, une turbine à gaz (TAG) et une turbine à vapeur (TAV) sont placées en série, les gaz d'échappement de la TAG (qui sortent couramment de la turbine à des températures de l'ordre de 500 à 600 °C) servant de source chaude pour le cycle à vapeur, en cédant de la chaleur au profit de la vapeur dans un générateur de vapeur récupérateur (GVR).[fig. 1.10]

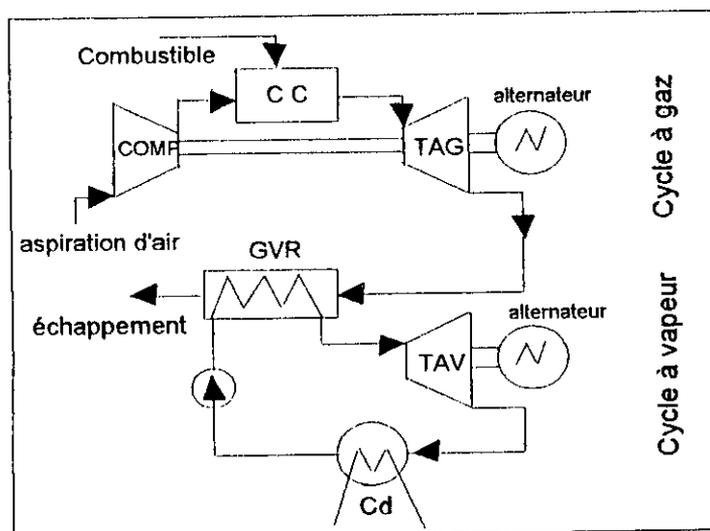


Fig. I.10 : Schéma d'une centrale combinée.

I.4.1 DIFFERENTS TYPES DE CYCLES COMBINES

On distingue principalement deux types de cycles combinés:

- Les cycles combinés à fort excès d'air dits encore de récupération pure ou sans feu, qui fonctionnent uniquement par récupération de la chaleur sensible des gaz d'échappement. (voir fig.I.11).

- Les cycles combinés à faible excès d'air, qui utilisent au maximum l'oxygène restant dans les gaz d'échappement en brûlent un complément très important de combustible dans un générateur de vapeur qui est dans ce cas appelé " Chaudière de récupération ".(voir figure I.12)

On peut citer à part, les cycles de récupération, appelés toujours à fort excès d'air, mais avec feu partiel ou additionnel qui exploitent, dans la limite permise par la technologie des chaudières de récupération pure, la possibilité d'y effectuer une post-combustion d'une puissance limitée.

Dans les cycles à fort excès d'air, le GVR est simple, sans foyer, constitué seulement d'échangeurs à convection.

Dans les cycles à fort excès d'air avec feu additionnel, le GVR, dont la technologie accepte des gaz de combustion dont la température peut atteindre 760 °C [6], est muni d'un brûleur, qui permet aux gaz d'atteindre cette température limite et d'augmenter ainsi d'une façon significative la production de vapeur.

Dans le cas des cycles à faible excès d'air le générateur de vapeur est carrément une chaudière classique permettant la production d'une vapeur à hautes caractéristiques.

Une classification plus générale et plus détaillée des cycles combinés a été établie par Wunsch en 1978 qui a été cité par Horlock [8]. (voir fig.I.13)

Les cycles combinés à fort excès d'air, sans feu, à un seul et à deux niveaux de pression, sont économiquement (rendement et investissement) très intéressants, l'un ou l'autre étant préféré selon la durée de fonctionnement annuelle qui valorise leur écart de rendement [6, 8]. Ils correspondent aux tendances actuelles des sociétés de production d'électricité. Pour la même puissance, ils demandent une quantité d'eau de refroidissement moitié de celle nécessaire à une centrale conventionnelle. Cet avantage joint à un délai de réalisation plus court et à une bonne insertion dans l'environnement constitue un argument important en leur faveur.

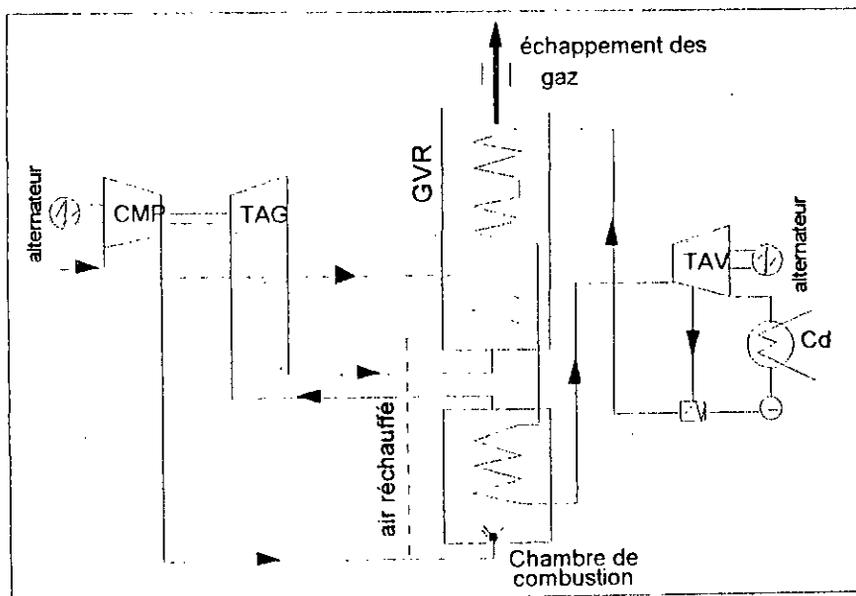


Fig. I.11 : Schéma d'un cycle combiné avec récupération pure.

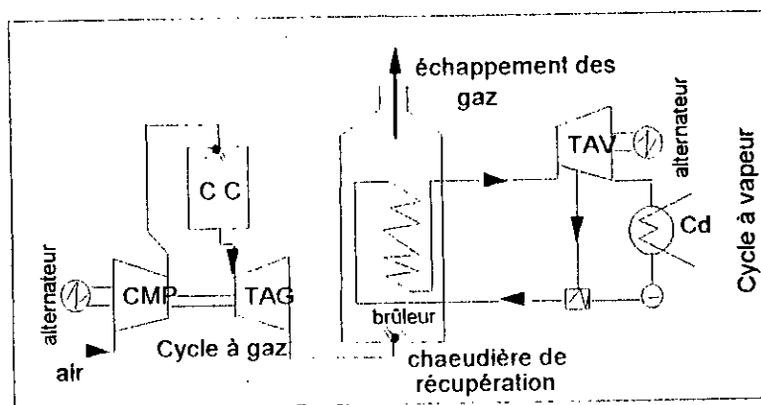


Fig. I.12 : Schéma d'un cycle combiné avec chaudière de récupération à feu additionnel.

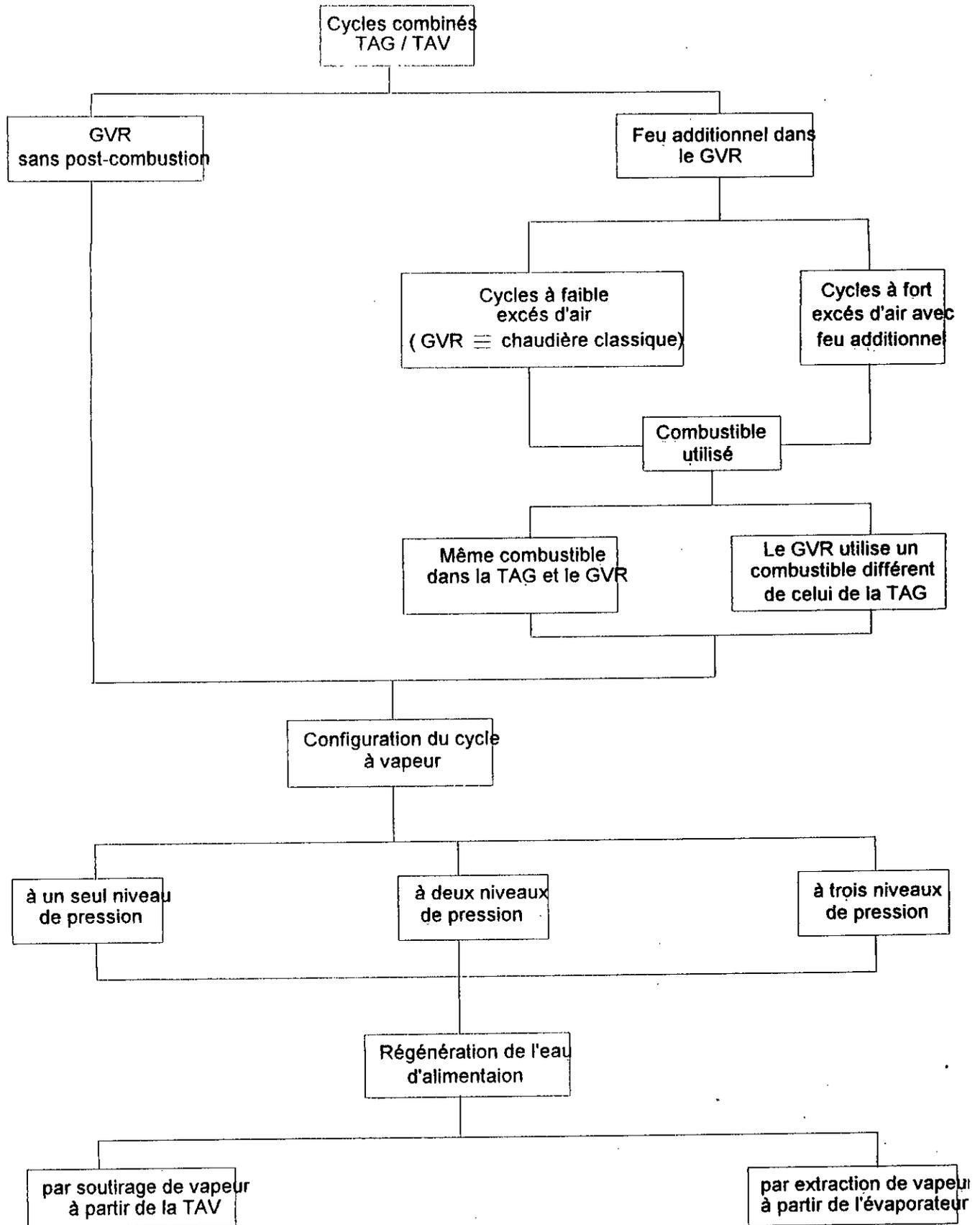


Fig. I.13 : Classification détaillée des cycles combinés

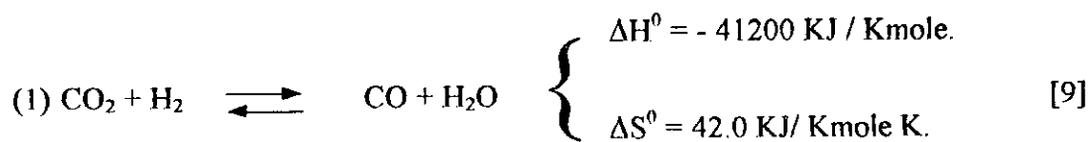
Chapitre II

Détermination de la Composition des Produits de Gazéification sous des Conditions d'Equilibre

Une analyse complète et rigoureuse de la gazéification est un problème très complexe qui fait intervenir beaucoup de paramètres tenant à la fois de la description mathématique des phénomènes physico-chimiques mis en jeu lors du processus, de la nature du charbon utilisé et du modèle physique du gazogène choisi. Une telle analyse complète dépasse le cadre de la présente étude, où nous nous contenterons d'analyser la gazéification en vue de déterminer la composition des gaz qui en résultent sous des conditions très simplificatrices d'équilibre chimique.

II.1 LES REACTIONS DE GAZEIFICATION

Conformément aux considérations développées dans le chapitre I, à-propos de l'équilibre chimique des réactions qui, ne sont à considérer du point de vue pratique, que si la valeur de leur constantes d'équilibre est comprise entre 0.01 et 100, nous sélectionnons pour notre analyse les deux réactions suivantes :



et



II.2 ANALYSE DES REACTIONS ET PROCEDURE DE CALCUL DE LA COMPOSITION DU GAZ

Appliquons aux deux réactions précédentes l'équation de LE CHETALEIR (II.1) ci-dessous en négligeant les termes tenant compte de la variation des chaleurs molaires.

$$\text{Log } K = -\Delta n \text{ Log } \frac{P}{P_0} + \frac{\Delta H^0}{RT} + \frac{\Delta S^0}{R} \quad (\text{II.1})$$

Soient K_1 et K_2 respectivement les constantes d'équilibre des deux réactions précédentes.

Pour la première on a $\Delta n = 0$, cela nous permet d'écrire :

$$\text{Log } K_1 = -\frac{41200}{8.3143T} + \frac{42.0}{8.3143}$$

soit :

$$\text{Log } K_1 = -\frac{4955}{T} + 5.05 \quad (\text{II.2})$$

Pour la seconde, où l'on a $\Delta n = 1$, il vient de même :

$$\text{Log } K_2 = -\text{Log } P - \frac{20747}{T} + 21.109 \quad (\text{II.3})$$

Dans ce cas pour toute température T les valeurs des rapports suivants sont connus.

$$K_1 = \frac{[\text{CO}][\text{H}_2\text{O}]}{[\text{CO}_2][\text{H}_2]} \left(\frac{P}{P_0} \right)^{\Delta n} \xrightarrow{\Delta n=0} K_1 = \frac{[\text{CO}][\text{H}_2\text{O}]}{[\text{CO}_2][\text{H}_2]} \quad (\text{II.4})$$

$$K_2 = \frac{[\text{CO}]^2}{[\text{CO}_2]} \left(\frac{P}{P_0} \right)^{\Delta n} \xrightarrow[\text{P}_0=1 \text{ bar}]{\Delta n=1} K_2 = \frac{P [\text{CO}]^2}{[\text{CO}_2]} \quad (\text{II.5})$$

Cela nous fournit ainsi deux équations auxquelles le mélange gazeux doit satisfaire et que nous mettons sous la forme :

$$P [\text{CO}]^2 - K_2 [\text{CO}_2] = 0 \quad (\text{II.6})$$

$$P K_1 [\text{CO}] [\text{H}_2] - K_2 [\text{H}_2\text{O}] = 0 \quad (\text{II.7})$$

- En dehors de CO, CO₂, H₂ et H₂O et de l'azote N₂ provenant éventuellement de l'air, le gaz contient des substances provenant de la distillation du combustible, dont nous désignerons par (1 - g) la somme des concentrations : [N₂]' + [CH₄] + [C_nH_m] = 1-g.

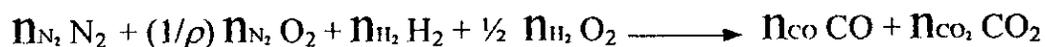
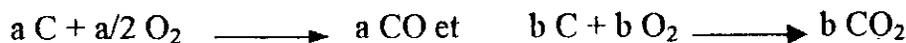
A noter que l'azote contenu dans cette somme provient du combustible lui même.

Pour les gaz issus de la gazéification nous avons :

$$[\text{CO}] + [\text{CO}_2] + [\text{N}_2] + [\text{H}_2] + [\text{H}_2\text{O}] = g \quad (\text{II.8})$$

où g est habituellement de l'ordre de 0.95.

- En négligeant l'oxygène, l'hydrogène et l'azote contenus dans le combustible primaire, on peut exprimer que l'oxygène que l'on retrouve dans les gaz CO et CO₂, provient d'une part de l'eau décomposée (qui fournit deux volumes d'hydrogène pour un d'oxygène) et d'autre part de l'air (qui apporte ρ volumes d'azote pour un d'oxygène). Alors nous pouvons écrire que :



En écrivant que le nombre de moles d'oxygène se trouvant dans les produits est égal au nombre de moles d'oxygène se trouvant dans les réactifs, nous aurons :

$$\frac{1}{2} n_{\text{CO}} + n_{\text{CO}_2} = \frac{1}{2} n_{\text{H}_2} + (1/\rho) n_{\text{N}_2} \Rightarrow \frac{1}{2} [\text{CO}] + [\text{CO}_2] = \frac{1}{2} [\text{H}_2] + 1/\rho [\text{N}_2] \quad (\text{II.9})$$

Enfin, introduisons le rapport (a) du nombre de moles d'air sur le nombre de moles de vapeur d'eau caractérisant l'agent de gazéification :

$$a = \frac{n_{\text{air}}}{n_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{\frac{\rho+1}{\rho} [\text{N}_2]}{[\text{H}_2] + [\text{H}_2\text{O}]} \quad (\text{II.10})$$

Finalement, la composition du gaz à l'équilibre résulte de la résolution du système d'équations non-linéaires suivant :

$$\left\{ \begin{array}{l} [\text{CO}] + [\text{CO}_2] + [\text{N}_2] + [\text{H}_2] + [\text{H}_2\text{O}] - g = 0 \\ [\text{CO}] + 2[\text{CO}_2] - 2/\rho [\text{N}_2] - [\text{H}_2] = 0 \\ (\rho+1)[\text{N}_2] - \rho [\text{H}_2] - a \rho [\text{H}_2\text{O}] = 0 \\ P K_1 [\text{CO}] [\text{H}_2] - K_2 [\text{H}_2\text{O}] = 0 \\ P [\text{CO}]^2 - K_2 [\text{CO}_2] = 0 \end{array} \right. \quad (\text{II.11})$$

II.3 RESOLUTION DU SYSTEME D'EQUATIONS (II.11)

Une fois les paramètres (a , P , T) choisis, on aura un système non linéaire de cinq équations à cinq inconnues (II.11) qu'on va résoudre en utilisant la méthode de NEWTON exposée en détail dans l'Annexe I.

Dans ce qui suit nous allons appliquer directement la méthode à notre problème. Pour ce faire, introduisons d'abord les variables :

$$X_1 \equiv [\text{CO}] \quad ; \quad X_2 \equiv [\text{CO}_2] \quad ; \quad X_3 \equiv [\text{N}_2] \quad ; \quad X_4 \equiv [\text{H}_2] \quad ; \quad X_5 \equiv [\text{H}_2\text{O}]$$

Le système (II.11) devient :

$$\begin{cases} F_1(X) = X_1 + X_2 + X_3 + X_4 + X_5 - g = 0 \\ F_2(X) = X_1 + 2X_2 - \frac{2}{\rho}X_3 - X_4 + 0 + 0 = 0 \\ F_3(X) = 0 + 0 + (\rho+1)X_3 - a\rho X_4 - a\rho X_5 + 0 = 0 \\ F_4(X) = 0 + 0 + 0 + K_1 P X_1 X_4 - K_2 X_5 + 0 = 0 \\ F_5(X) = P X_1^2 - K_2 X_2 + 0 + 0 + 0 + 0 = 0 \end{cases}$$

Calculons la matrice JACOBIENNE :

$$E = \begin{bmatrix} 1 & 1 & 1 & 1 & 1 \\ 1 & 2 & -\frac{2}{\rho} & -1 & 0 \\ 0 & 0 & (\rho+1) & -a\rho & -a\rho \\ K_1 P X_4 & 0 & 0 & K_1 P X_1 & -K_2 \\ 2P X_1 & -K_2 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

Pour passer d'un estimé $X^{(k)}$, de la racine X^* , à l'estimé suivant $X^{(k+1)}$, il suffit de résoudre le système linéaire " $E \cdot \Delta X = F$ ", et de calculer " $X^{(k+1)} = X^{(k)} - \Delta X$ ", où ΔX est le vecteur d'erreur tel que :

$$E \cdot \Delta X = F = \begin{bmatrix} F_1(X) \\ F_2(X) \\ F_3(X) \\ F_4(X) \\ F_5(X) \end{bmatrix}$$

Le système ainsi constitué est résolu au moyen d'un programme utilisant l'algorithme de Jodran présenté en Annexe I.

Les résultats des calculs sont présentés dans le chapitre IV. On y trouve la composition du gaz en fonction du rapport molaire (air/vapeur) à différentes températures et pour deux valeurs de la pression, 1bar et 40 bars.

Chapitre III

Etude et Optimisation du Cycle Combiné Utilisant un Gaz de Gazogène

Plusieurs procédés de gazéification ont été intégrés jusqu'à nos jours sur des centrales à cycles combinés. Pour minimiser les coûts des installations de gazéification afin que les systèmes conçus de cette manière restent compétitifs, les gazogènes utilisés sont toujours sous pression (d'où réduction de la taille des installations de gazéification) et les gaz produits sont soit des gaz pauvres soit des gaz à pouvoirs calorifiques moyens.

A première vue les gazogènes à lit entraîné semblent être les mieux adaptés sur les cycles combinés [1, 12] :

- Température des gaz suffisamment élevée à la sortie du gazogène, ceci permet la production de la vapeur nécessaire au processus et donne un combustible avec une chaleur sensible appréciable.
- La gamme des charbons utilisés est relativement plus large par rapport aux autres procédés.
- La granulométrie du charbon et le mode d'opération dans ce type de gazogènes permet une réduction des cendres entraînées accidentellement par le gaz produit.

Toutefois, les gazogènes à lits fluidisés sont aussi bien utilisés sur un certain nombre de centrales. A titre indicatif, nous citons ici :

- ♦ Le procédé Texacco (à lit entraîné) :
 - Daggell (Californie)
 - Montebello (Los Angeles)

- ♦ Le procédé de Shell-Koppers (lit entraîné)
 - Hollande, Allemagne et Afrique du sud.

Afin de pouvoir faire une estimation des performances réelles de l'installation qu'on se propose d'optimiser, nous choisissons cependant un procédé de gazéification autre que ceux cités ci-dessus, en l'occurrence le procédé " British Gas / Lurgi " (BGL). Ce choix est motivé par le fait que nous disposons de données suffisantes sur un tel gazogène (voir Tableau III.1).

Des études effectuées sur l'utilisation de ce procédé dans des centrales à cycles combinés ont révélé qu'il est avantageux par rapport à d'autres procédés (Texacco, Winkler,) sur le double plan de l'efficacité thermodynamique et de l'investissement [15].

Notons que l'utilisation de l'oxygène comme agent de gazéification n'est pas essentielle lorsque le gaz est destiné à la combustion, comme c'est le cas ici, cependant elle peut s'avérer désirable d'un point de vue économique, puisqu'elle permet de réduire le coût de la compression, de la gazéification et des unités de purification.

Performances spécifiques du gazogène	Données
♦ Composition du charbon utilisé (en %) :	
- Carbone.	54.7
- Matières volatiles.	31.2
- Humidité.	9.5
- Cendres.	4.6
♦ Analyse élémentaire (en %) :	
- C	83.5
- H	4.9
- O	7.7
- N	1.7
- S	1.7
- Cl	0.5
Pouvoir calorifique du charbon	29282 (KJ/Kg)
♦ Conditions opératoires:	
- Pression (bar).	25
- Rapport [H ₂ O] / [CO ₂].	1.29
- Température des gaz produits (en °c)	480

♦ Composition des gaz produits (en %)		
- H ₂	(X ₄)	27.2
- CO	(X ₁)	58.1
- CH ₄	(X ₅)	6.8
- C ₂ H ₆	(X ₇)	0.5
- C ₂ H ₄	(X ₆)	0.2
- N ₂	(X ₃)	3.9
- CO ₂	(X ₂)	2.9
Rendement thermique du gazogène (en %).		82.1

Tableau III.1 : Performances du gazogène (BGL).

Finalement, notre installation se présente comme sur le schéma de la figure III.1 ci-dessous.

On voit sur cette figure que la vapeur nécessaire à la gazéification est produite par la chaleur des gaz de gazogène eux-mêmes, il en est de même de l'énergie nécessaire à la production d'oxygène, en fait la chaleur des gaz pourrait même participer à la production de la vapeur du cycle à vapeur, et si nous n'avons pas considéré que c'est le cas ici, c'est uniquement par souci de simplifier le processus de production de vapeur et pour pouvoir utiliser le rendement de gazéification donné au tableau III.1, qui ne tient compte que de la production d'oxygène et de la vapeur pour la gazéification.

Dans ce qui suit, nous allons présenter le problème d'optimisation du cycle combiné, ensuite nous procéderons à l'analyse d'un cycle à un seul niveau de pression puis à celle d'un cycle à deux niveaux de pression en vue de dégager dans chacun de ces deux cas les paramètres qui maximisent le rendement du cycle combiné et d'établir ses performances.

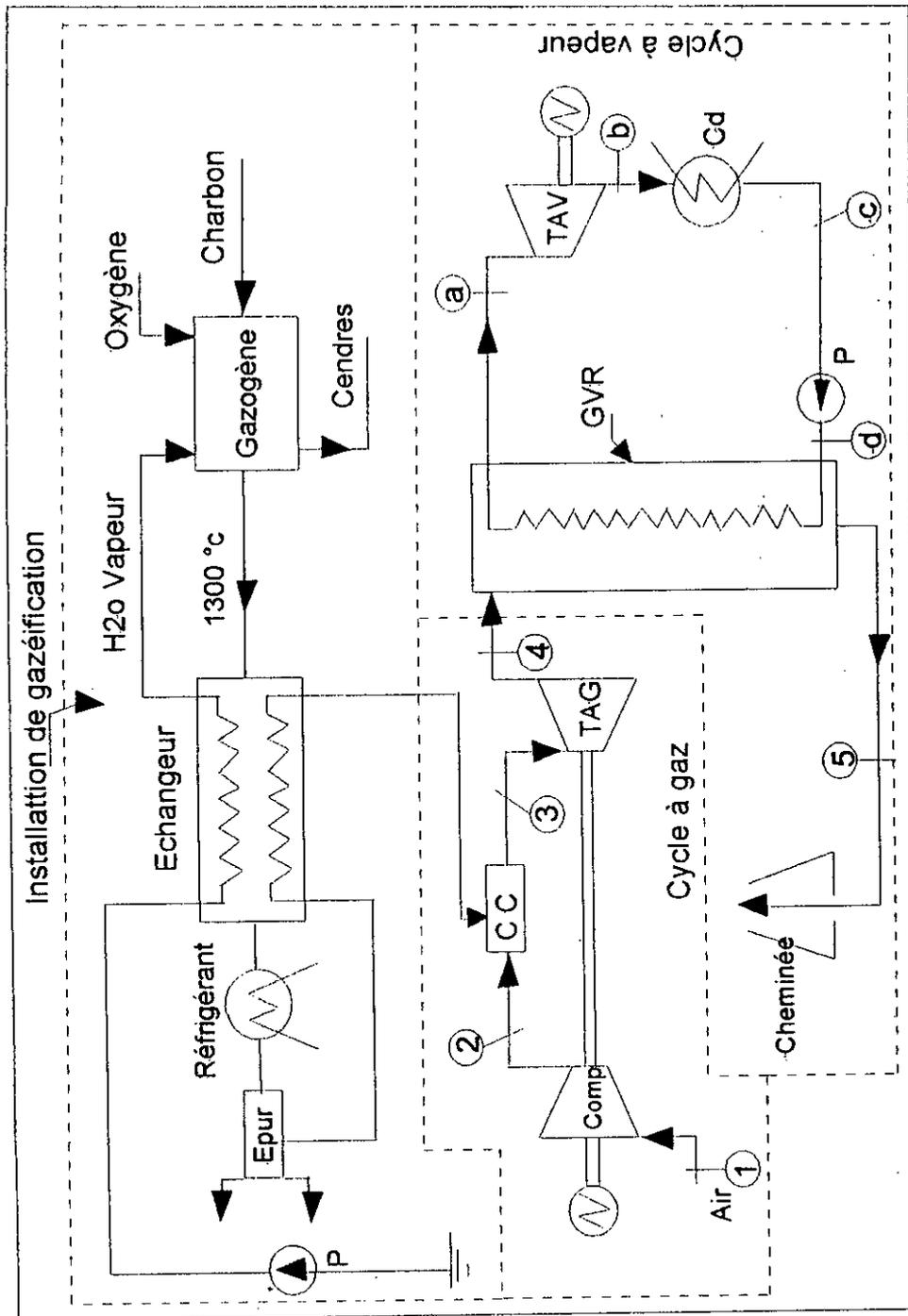


Fig. III.1 : Schéma d'un cycle combiné intégrant une installation de gazéification.

III.1 PRESENTATION DU PROBLEME.

Soit le schéma de la figure ci-après, représentant les échanges d'énergie au sein d'un cycle combiné.

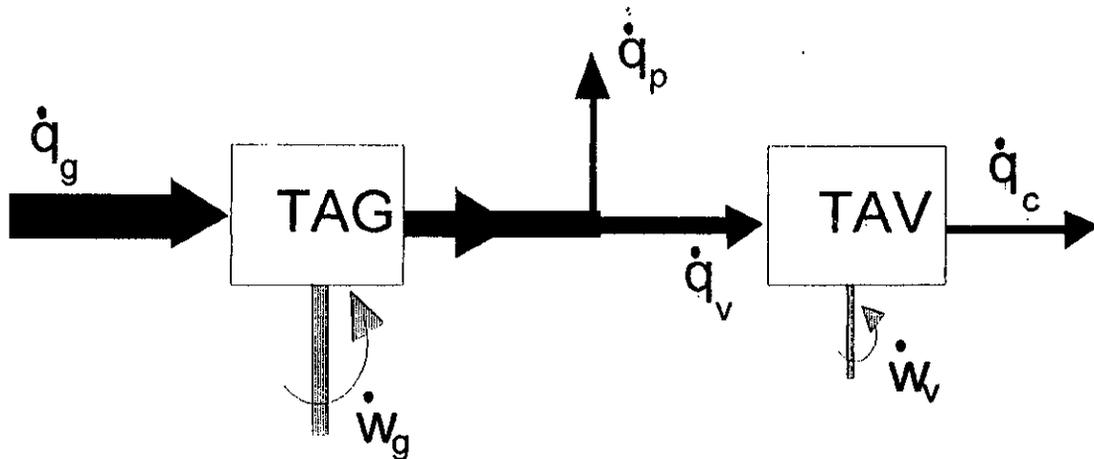


Fig. III.2 : Échange d'énergie dans un cycle combiné

La turbine à gaz reçoit une puissance calorifique \dot{q}_g de la part du combustible, dont il sort d'une part une puissance utile \dot{w}_g et d'autre part une puissance thermique ($\dot{q}_v + \dot{q}_p$); le premier terme correspond à la puissance calorifique fournie au cycle à vapeur, le second à des pertes (essentiellement à la cheminée). Le cycle à vapeur produit une puissance utile \dot{w}_v et rejette au condenseur une puissance calorifique \dot{q}_c .

Pour que la récupération soit efficace, il est nécessaire que la température des gaz à la cheminée, dite température de rejet T_{rej} , soit la plus basse possible. Cependant, $T_{rej} > T_0$, température ambiante. Par ailleurs, T_{rej} ne doit pas être inférieure à une température limite, $T_{rejl\lim}$ (température de rejet limite), liée à la condensation possible des gaz (SO_2 , NO_x) susceptible de conduire à la formation d'acides. Cette limite qui dépend du combustible utilisé, peut être relativement élevée (180 à 200 °C pour le fuel lourd, 130°C pour le fuel domestique), ou basse (70 °C pour le gaz naturel) [7].

On définit, pour caractériser, la performance du générateur de vapeur récupérateur (GVR):

- d'une part, l'efficacité relative au gaz qui ne dépend que de sa nature :

$$\varepsilon_g = \frac{T_{\max} - T_{rejl\lim}}{T_{\max} - T_c} \quad (\text{III.1})$$

où T_{\max} est la température du gaz à l'entrée du GVR;

- et d'autre part, une efficacité relative du GVR :

$$\varepsilon_{gv} = \frac{T_{\max} - T_{rej}}{T_{\max} - T_{rejl\dot{m}}} \quad (\text{III.2})$$

L'efficacité du générateur est enfin donnée par :

$$\varepsilon = \frac{\dot{q}_v}{\dot{q}_p + \dot{q}_v} = \frac{T_{\max} - T_{rej}}{T_{\max} - T_c} = \varepsilon_g \varepsilon_{gv} \quad (\text{III.3})$$

Soit à présent, η_g le rendement thermodynamique du cycle à gaz, η_v celui du cycle à vapeur et η_{cc} celui du cycle combiné.

Par définition, l'efficacité du récupérateur est donnée par :

$$\varepsilon = \frac{\dot{q}_v}{\dot{q}_p + \dot{q}_v} = \frac{\dot{q}_g}{\dot{q}_p + \dot{q}_v} \cdot \frac{\dot{q}_v}{\dot{q}_g} = \frac{1}{\frac{\dot{q}_p + \dot{q}_v}{\dot{q}_g}} \cdot \frac{\dot{q}_v}{\dot{q}_g}$$

$$\varepsilon = \frac{1}{1 - \frac{\dot{w}_g}{\dot{q}_g}} \cdot \frac{\dot{q}_v}{\dot{q}_g} = \frac{1}{1 - \eta_g} \cdot \frac{\dot{q}_v}{\dot{q}_g}$$

soit :

$$\varepsilon = \varepsilon_g \varepsilon_{gv} = \frac{1}{1 - \eta_g} \cdot \frac{\dot{q}_v}{\dot{q}_g} \quad (\text{III.4})$$

Le rendement du cycle combiné est défini par :

$$\eta_{cc} = \frac{\dot{W}_v + \dot{W}_g}{\dot{Q}_g} = \frac{\dot{W}_g}{\dot{Q}_g} + \frac{\dot{W}_v}{\dot{Q}_v} \cdot \frac{\dot{Q}_v}{\dot{Q}_g} = \eta_g + \eta_v \cdot \frac{\dot{Q}_v}{\dot{Q}_g}$$

soit en remplaçant $\frac{\dot{Q}_v}{\dot{Q}_g}$ par $\varepsilon(1 - \eta_g)$ à partir de l'équation (III.4):

$$\eta_{cc} = \eta_g + \varepsilon \eta_v (1 - \eta_g) \quad (\text{III.5})$$

Donc, d'après cette équation, pour un rendement de la turbine à gaz donné, c'est le produit ($\varepsilon \eta_v$), rendement du cycle de récupération, qui doit être maximisé, et non l'un ou l'autre de ces deux facteurs isolément.

Cependant, cette équation montre bien que l'amélioration du rendement du cycle combiné η_{cc} passe en premier lieu par celle du rendement de la turbine à gaz, qui est fortement influencé par la température moyenne d'apport de chaleur à la turbine à gaz, et celle du rendement du cycle de récupération.

On peut agir sur la température moyenne d'apport de chaleur de trois manières différentes :

- *En augmentant la température des gaz à l'admission de la turbine* : cette approche a été et est encore largement exploitée en partie grâce à l'utilisation des techniques de refroidissement avancées des aubes, développées dans le domaine de l'aéronautique. Actuellement, des températures dépassant les 1200 °C sont courantes.

- *En utilisant un feu additionnel pour réchauffer les gaz après détente complète dans la turbine.*

- *En utilisant la technique de réchauffage intermédiaire après détente partielle dans une turbine multiétagée.*

Ces deux dernières approches sont actuellement très peu courantes, car avec les progrès considérables réalisés dans le domaine des matériaux de la turbine et dans celui des techniques de refroidissement, la température à l'entrée de la turbine est devenue si élevée qu'il n'est nullement besoin de réchauffer pour obtenir des températures d'échappement suffisamment importantes pour permettre le recours à l'utilisation de cycles à vapeur sophistiqués à hautes caractéristiques de vapeur.

Les autres voies d'amélioration du rendement du cycle combiné, concernent l'efficacité de la récupération qui doit être optimisée :

- En minimisant l'irréversibilité dans le générateur de vapeur récupérateur. Ceci s'obtient en ayant recours à des cycles à deux ou trois niveaux de pression. Toutefois, le gain thermodynamique réalisé par le cycle à trois niveaux de pression ne semble pas en mesure de compenser les frais d'investissement supplémentaires dus à l'installation du troisième niveau.

- En réduisant les pertes de chaleur (\dot{q}_p) du générateur de vapeur récupérateur, et ce, principalement par l'utilisation de combustibles propres, tel que le gaz naturel, qui permet d'obtenir des températures de rejet très basses sans courir le risque de condensations acides sur les tubes d'eau; une telle mesure nous permettrait d'éviter le recours à l'utilisation de réchauffeurs dans le cycle à vapeur, les gaz étant dans ce cas en mesure d'accomplir eux-mêmes le réchauffage de l'eau d'alimentation.

III.2 ANALYSE DU CYCLE A GAZ

Soit le schéma de la fig. III. 3 représentant le cycle de la turbine à gaz.

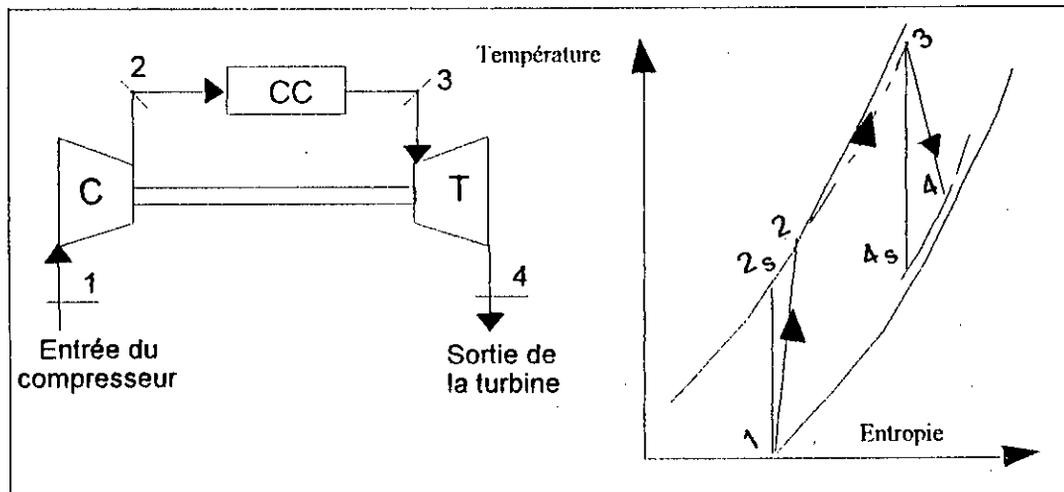


Fig. III. 3 : Schéma et diagramme du cycle à gaz

a. Données :

Température ambiante	$T_1 = 293 \text{ K}$
Température des gaz à l'entrée de la chambre de combustion	$T_g = 753 \text{ K}$
Température des gaz à l'entrée de la turbine à gaz	$T_3 = 1473 \text{ K}$

Rendement isentropique du compresseur	$\eta_{ic} = 0.86$
Rendement isentropique de la turbine à gaz	$\eta_{it} = 0.92$

b. Calcul des conditions à la sortie du compresseur.

On choisit un rapport de compression

$$\tau = P_2 / P_1,$$

P_1 et T_1 étant données, on calcule la température T_{2s} à la sortie du compresseur en supposant que la compression est isentropique :

$$T_{2s} = T_1 \tau^{(R/Cp)_a}$$

en prenant pour Cp_a une valeur initiale de 29.3 KJ / Kmole .K [9].

Avec le rendement isentropique de la compression η_{ic} , on calcule la température en fin de compression réelle :

$$T_2 = T_1 + \frac{(T_{2s} - T_1)}{\eta_{ic}}$$

$$T_2 = T_1 \left\{ 1 + \frac{1}{\eta_{ic}} (\tau^{(R/Cp)_a} - 1) \right\} \quad \text{(III. 6)}$$

A présent, on utilise les fonctions des tables données en annexe II, on calcule la chaleur spécifique moyenne de l'air entre T_1 et T_2 après avoir calculé celles du O_2 et du N_2 entre ces mêmes températures :

$$\overline{Cp_{O_2}}_{T_1}^{T_2} = \frac{1}{T_2 - T_1} \int_{T_1}^{T_2} Cp_{O_2}(t) dt$$

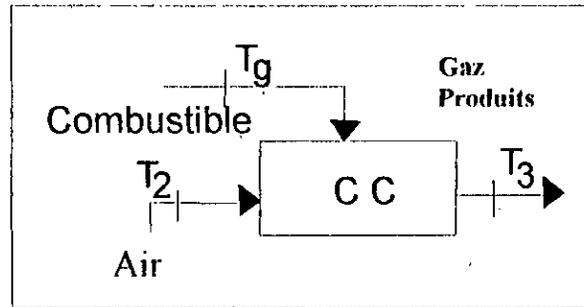
$$\overline{Cp_{N_2}}_{T_1}^{T_2} = \frac{1}{T_2 - T_1} \int_{T_1}^{T_2} Cp_{N_2}(t) dt$$

$$\overline{Cp_a}_{T_1}^{T_2} = 0.21 \overline{Cp_{O_2}}_{T_1}^{T_2} + 0.79 \overline{Cp_{N_2}}_{T_1}^{T_2} \quad \text{(III. 7)}$$

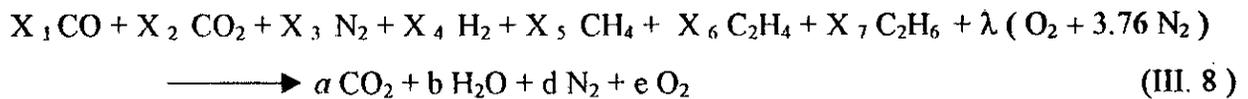
On calcule ensuite T_2 en remplaçant dans l'équation (III, 6) Cp_a par $\overline{Cp_a}_{T_1}^{T_2}$ calculée ci dessus.

On compare ensuite la nouvelle valeur de T_2 avec la précédente et on répète la procédure jusqu'à ce que la différence entre deux valeurs successives de T_2 devienne inférieure à 0.01, on retient alors les dernières valeurs de T_2 et de $\overline{Cp}_a)_{T_1}^{T_2}$.

C. Calcul de la combustion



Compte tenu de la composition du gaz, donnée dans le tableau III.1 la réaction de combustion s'écrit :



En exprimant la conservation des espèces chimiques on aura le système d'équations suivant :

$$\text{C} : a = X_1 + X_2 + X_5 + 2 X_6 + 2 X_7 \quad (\text{III.9})$$

$$\text{H}_2 : b = X_4 + 2 X_5 + 2 X_6 + 3 X_7 \quad (\text{III.10})$$

$$\text{N}_2 : d = X_3 + 3.76 \lambda \quad (\text{III.11})$$

$$\text{O}_2 : a + b/2 + e = X_1 / 2 + X_2 + \lambda \quad (\text{III.12})$$

A ces quatre équations s'ajoute l'équation du bilan thermique de la chambre de combustion considérée comme un volume de contrôle où les échanges de chaleurs avec l'extérieur sont négligeables ainsi que les variations d'énergie cinétique et d'énergie potentielle. Ceci nous permet d'écrire :

$$\underbrace{\bar{H}_2 + \bar{H}_g}_{\text{Enthalpie des réactifs}} = \underbrace{\bar{H}_3}_{\text{Enthalpie des produits}} \quad (\text{III.13})$$

avec $H_3 = H_p$.

Connaissant les température des réactifs et des produits on aura :

$$\bar{H}_2 = \lambda \left\{ \left(\bar{h}^0_{T_2} - \bar{h}^0_{298} \right)_{O_2} + 3.76 \left(\bar{h}^0_{T_2} - \bar{h}^0_{298} \right)_{N_2} \right\} \quad (\text{III.14})$$

$$\bar{H}_g = \sum_{i=1}^7 X_i \left\{ \left(\bar{h}^0_f \right)_{298} + \left(\bar{h}^0_{T_p} - \bar{h}^0_{298} \right) \right\}_i \quad (\text{III.15})$$

où les X_i sont les fractions molaires de chaque constituant (i) du combustible.

$$\begin{aligned} \bar{H}_p = & a \left\{ \left(\bar{h}^0_f \right)_{298} + \left(\bar{h}^0_{T_3} - \bar{h}^0_{298} \right) \right\}_{CO_2} + b \left\{ \left(\bar{h}^0_f \right)_{298} + \left(\bar{h}^0_{T_3} - \bar{h}^0_{298} \right) \right\}_{H_2O} \\ & + d \left(\bar{h}^0_{T_3} - \bar{h}^0_{298} \right)_{N_2} + e \left(\bar{h}^0_{T_3} - \bar{h}^0_{298} \right)_{O_2} \end{aligned} \quad (\text{III.16})$$

Les enthalpies de formations et la variation de l'enthalpie en fonction de la température sont donnée dans la référence [18].

A présent, en portant les expression (III.14), (III.15) et (III.6) dans l'équation (III.13) du bilan thermique, on obtient avec les équations de (III.9) à (III.12) un système d'équations à cinq inconnues qu'on peut résoudre facilement pour trouver la valeur du coefficient d'excès d'air (λ) et la composition des produits (a, b, d, e).

On calcule ensuite la chaleur spécifique moyenne équivalente, pour le processus de combustion, en considérant que la chambre de combustion est tout simplement traversée par les produits de combustion qui reçoivent la chaleur du combustible entre une température d'entrée équivalente définie par :

$$T_e = \frac{4.76 \lambda T_2 + T_g}{(1 + 4.76 \lambda)} \quad (III.17)$$

et la température de sortie T_3 . Soit,

$$\overline{Cp_g})_{T_e}^{T_3} = \frac{a \overline{Cp_{CO_2}}_{T_e}^{T_3} + b \overline{Cp_{H_2O}}_{T_e}^{T_3} + d \overline{Cp_{N_2}}_{T_e}^{T_3} + e \overline{Cp_{O_2}}_{T_e}^{T_3}}{a + b + d + e} \quad (III.18)$$

d. Calcul des conditions à la sortie de la turbine à gaz

On calcule d'abord la température à la sortie de la turbine à gaz en supposant que la détente est isentropique:

$$T_{4s} = T_3 (0.95 \tau)^{-\frac{(R/Cp)_g}{g}}$$

où le facteur 0.95 tient compte des pertes de pression dans la chambre de combustion et dans le générateur de vapeur récupérateur.

On prend pour valeur initiale la chaleur spécifique à 300 K des produits calculée pour la processus de combustion.

En faisant appel au rendement isentropique de détente, on calcule la température T_4 réelle à la sortie de la turbine, soit :

$$T_4 = T_3 \left\{ 1 - \eta_{it} \left[1 - (0.95 \tau)^{-\frac{(R/Cp)_g}{g}} \right] \right\} \quad (III.19)$$

Par la suite on calcule la chaleur spécifique moyenne des gaz entre T_4 et T_3 et on recalcule T_4 avec la nouvelle valeur de $\overline{Cp_g}$ et ainsi jusqu'à ce que la différence entre deux valeurs successives de T_4 devienne inférieure à 0.01 °C. On retient alors les dernières valeurs de T_4 et de : $\overline{Cp_g})_{T_4}^{T_3}$.

Avant de procéder au calcul des grandeurs énergétiques du cycle de la turbine à gaz, calculons la masse molaire apparente des gaz de combustion, soit :

$$\mu_g = \frac{a \mu_{\text{CO}_2} + b \mu_{\text{H}_2\text{O}} + d \mu_{\text{N}_2} + e \mu_{\text{O}_2}}{a + b + d + e} \quad (\text{III.20})$$

♦ Travail du compresseur

$$W_c = \bar{C}p_a)_{T_1}^{T_2} (T_2 - T_1) \quad (\text{KJ/Kmole d'air})$$

$$W_c = \frac{4.76 \lambda}{(a + b + d + e)} \bar{C}p_a)_{T_1}^{T_2} (T_2 - T_1) \quad (\text{KJ/Kmole de gaz produits})$$

$$W_c = \frac{4.76 \lambda}{(a + b + d + e) \mu_g} \bar{C}p_a)_{T_1}^{T_2} (T_2 - T_1) \quad (\text{KJ/Kg de gaz produits}) \quad (\text{III.21})$$

♦ Travail de détente

$$W_{Tg} = \bar{C}p_g)_{T_4}^{T_3} (T_3 - T_4) \quad (\text{KJ/Kmole de gaz produits})$$

$$W_{Tg} = \frac{1}{\mu_g} \bar{C}p_g)_{T_4}^{T_3} (T_3 - T_4) \quad (\text{KJ/Kg de gaz produits}) \quad (\text{III.22})$$

♦ Chaleur reçue par les gaz dans la chambre de combustion

$$q_g = \bar{C}p_g)_{T_e}^{T_3} (T_3 - T_e) \quad (\text{KJ/Kmole de gaz produits})$$

$$q_g = \frac{1}{\mu_g} \bar{C}p_g)_{T_e}^{T_3} (T_3 - T_e) \quad (\text{KJ/Kg de gaz produits}) \quad (\text{III.23})$$

♦ Travail spécifique net du cycle à gaz en KJ par Kg de gaz produit

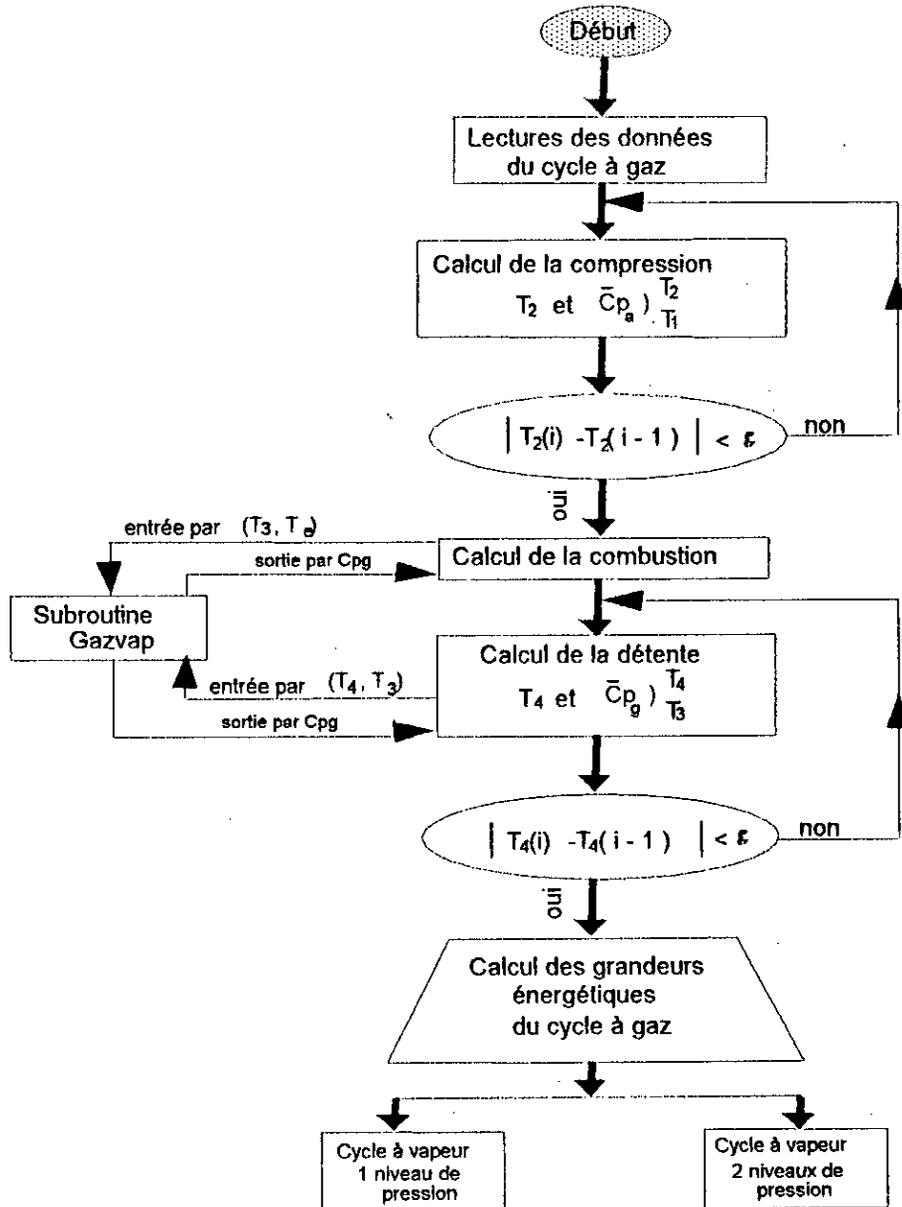
$$W_g = W_{Tg} - W_c$$

$$W_g = \frac{1}{\mu_g} \left\{ \bar{C}p_g)_{T_4}^{T_3} (T_3 - T_4) - \left(\frac{4.76 \lambda}{(a + b + d + e)} \right) \bar{C}p_a)_{T_1}^{T_2} (T_2 - T_1) \right\} \quad (\text{III.24})$$

♦ Rendement thermique de la turbine à gaz

$$\eta_g = \frac{W_g}{q_g} \quad (\text{III.25})$$

ORGANIGRAMME DE CALCUL DU CYCLE A GAZ



Définissons d'abord ce qui est convenu d'appeler le sous refroidissement d'approche (SRA), ΔT_{ap} , qui est la différence entre la température des gaz d'échappement à l'entrée du (GVR) et celle de la vapeur surchauffée à cet endroit, soit, en se référant à la figure III. 5 :

$$\Delta T_{ap} = T_4 - T_a \quad (\text{III.26})$$

On définit ensuite le pincement, comme étant l'écart de température ΔT_p entre le liquide saturé à la sortie de l'économiseur et les gaz à cet endroit, soit en se référant sur la fig.III. 5 :

$$\Delta T_p = T_* - T_{sat} \quad (\text{III.27})$$

Du point de vu thermodynamique, pour minimiser les irréversibilités associées au transfert de chaleur entre le gaz et la vapeur d'eau dans le GVR, ces deux paramètres doivent être les plus petits possibles. Toutefois l'expérience a montré qu'au-delà de certaines limites, les surfaces d'échange deviennent très importantes et les gains thermodynamiques n'arrivent plus à compenser l'investissement en surface d'échange supplémentaire.

Actuellement, les limites acceptables se situent aux environs de 15 °C pour le pincement et 40 °C pour le sous refroidissement d'approche [7, 2].

a. Données

Voici un tableau des données nécessaires à l'analyse des cycles à vapeur à un et deux niveaux de pression .

Sous refroidissement d'approche minimum	$\Delta T_{ap} = 40 \text{ }^\circ\text{C}$
Pincement minimale	$\Delta T_p = 15 \text{ }^\circ\text{C}$
Température de rejet limite	$T_{rejl\text{im}} = 343 \text{ k}$
Température maximale admissible à l'entrée de la turbine	$T_{a\text{lim}} = 867 \text{ k}$
Rendement isentropique de détente dans la turbine	$\eta_{it} = 0.92$

Température de condensation de la vapeur	$T_c = 30\text{ °C}$
Les caractéristiques de la vapeur d'eau à la température de condensation sont :	
- Enthalpie et entropie du liquide saturé	$h_{f c} = 125.77 \text{ (KJ/Kg)}, s_{f c} = 0.437 \text{ (KJ/Kg/K)}$
- Enthalpie et entropie de la vapeur saturé	$h_{g c} = 25556.3 \text{ (KJ/Kg)}, s_{g c} = 8.45 \text{ (KJ/Kg/K)}$

On calcule d'abord :

- La chaleur spécifique moyenne du gaz entre les températures T_4 (entrée du GVR) et T_{rejlim}

(sortie du GVR) : $\overline{Cp}_g^{T_4}_{T_{rejlim}}$,

- L'efficacité relative au gaz définie par l'équation (III.1), soit :

$$\mathcal{E}_g = \frac{T_{max} - T_{rejlim}}{T_{max} - T_c}$$

- La température de la vapeur à l'entrée de la turbine à vapeur :

$$T_a = T_4 - \Delta T_{ap}$$

On choisit une valeur pour la pression de la vapeur, puis on effectue successivement les opérations suivantes:

- Lecture des caractéristiques de la vapeur à partir des données thermodynamiques de celle-ci :
 - Température de la vapeur saturée dans l'évaporateur $T_{sat} = T_p$.
 - Enthalpie du liquide saturé dans l'évaporateur.
 - Enthalpie (h_a) et entropie (s_a) de la vapeur surchauffée à l'entrée de la turbine.
 - Calcul de la température des gaz au point de pincement :

$$T_* = T_{sat} + \Delta T_p$$

- Calcul de la masse de la vapeur (m) correspondant à un Kg de gaz en faisant le bilan thermique de la partie du (GVR) comprenant l'évaporateur et le surchauffeur (en négligeant les pertes par transfert thermique envers le milieu ambiant :

$$m (h_a - h_p) = \overline{Cp}_g^{T_4}_{T_{rejlim}} (T_4 - T_*)$$

$$\Rightarrow m = \overline{Cp}_g^{T_4}_{T_{rejlim}} (T_4 - T_*) / (h_a - h_p) \quad (\text{III.28})$$

- Calcul de la température de rejet effective en faisant le bilan thermique du GVR (dans ce calcul on considère qu'à la sortie du condenseur l'eau est à l'état liquide saturé et on néglige le travail de la pompe.

$$\overline{Cp}_g^{T_4}_{T_{rejlim}} (T_4 - T_{rej}) = m (h_a - h_d)$$

$$T_{rej} = T_4 - \frac{m (h_a - h_d)}{\overline{Cp}_g^{T_4}_{T_{rejlim}}} \quad (\text{III.29})$$

- Calcul de l'efficacité du (GVR) :

$$\mathcal{E}_{gv} = \frac{T_{max} - T_{rej}}{T_{max} - T_{rejlim}}$$

puis

$$\mathcal{E} = \mathcal{E}_g \cdot \mathcal{E}_{gv}$$

- Calcul de l'enthalpie de la vapeur à la sortie de la turbine en supposant une détente isentropique:

Pour ce faire on calcule d'abord le titre x_{bs} :

$$x_{bs} = (s_a - s_{fc}) / (s_{gc} - s_{fc})$$

Puis on a :

$$h_{bs} = h_{fc} + x_{bs} (h_{gc} - h_{fc})$$

- Calcul de l'enthalpie de la vapeur à la sortie de la turbine après une détente non isentropique :

$$W_{Tv} = (h_a - h_{bs}) \eta_{it} \quad (\text{III.30})$$

$$h_b = h_a - W_{Tv} \quad (\text{III.31})$$

- Calcul du travail du cycle à vapeur par Kg de gaz :

$$W_v = m W_{Tv} \quad (\text{III.32})$$

- Calcul du rendement du cycle à vapeur:

$$\eta_v = \frac{W_{Tv}}{h_a - h_d} \quad (\text{III.33})$$

- Calcul du titre de la vapeur à la sortie de la turbine :

$$x_b = (h_a - h_{fc}) / (h_{gc} - h_{fc}) \quad (\text{III.34})$$

- Calcul du rendement de récupération :

$$\eta_r = \varepsilon \cdot \eta_v \quad (\text{III.35})$$

On répète le processus de calcul ci-dessus à partir du choix de la pression de vapeur, en faisant varier celle-ci avec un pas de 0.1 Mpa sur un intervalle allant de 0.1 Mpa jusqu'à 5 Mpa. A chaque étape, on compare la valeur du rendement de récupération (η_r) obtenue avec la plus grande valeur obtenue au cours des étapes précédentes. A la fin du processus d'itération, on retient la valeur maximale du rendement de récupération et les performances correspondantes du cycle à vapeur.

Pour plus de précision voir l'organigramme de calcul du cycle à vapeur à un seul niveau de pression dans la page 62.

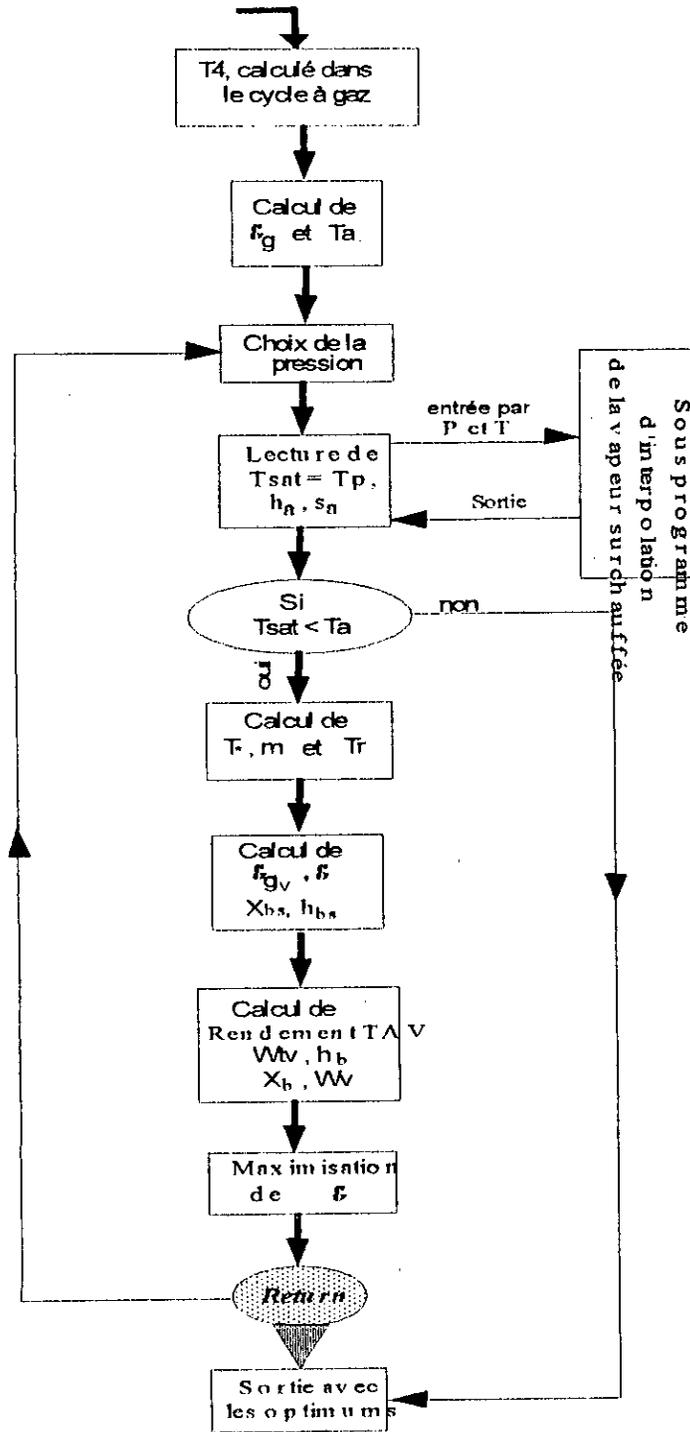
III.4 ANALYSE DU CYCLE A DEUX NIVEAUX DE PRESSION

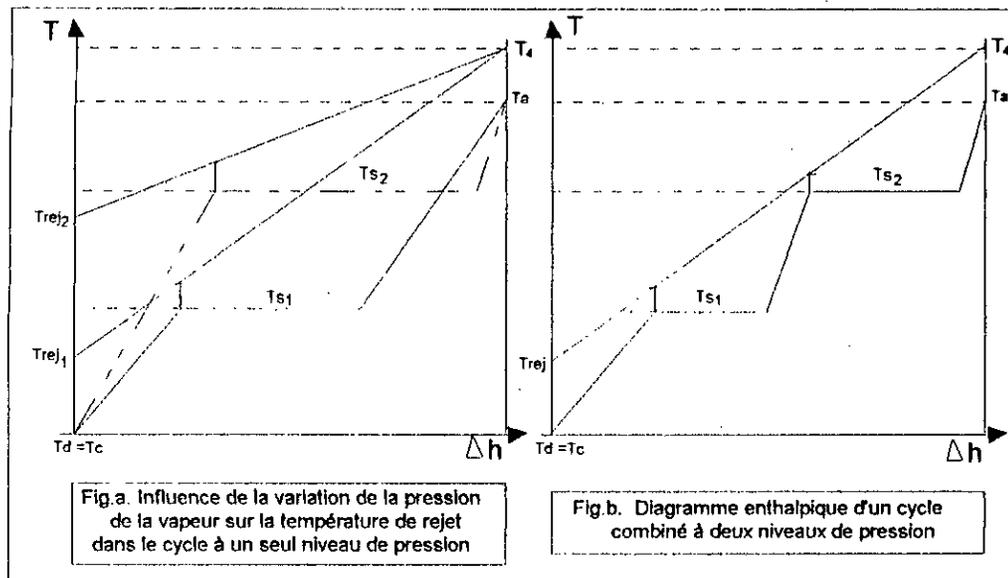
L'optimisation du cycle à vapeur à un niveau de pression conduit à choisir une pression de vapeur élevée, mais à cause de la contrainte introduite par le pincement dans le cas de températures de gaz peu élevées à l'entrée du GVR, la température de rejet augmente avec la pression de vapeur comme le montre le schéma de la figure a page 63, ce qui conduit à la chute de l'efficacité du GVR.

Le cycle à deux niveaux de pression permet de résoudre partiellement ce problème. En effet, en choisissant correctement les niveaux de pression et les débits on arrive à puiser dans l'enthalpie résiduelle des gaz d'échappement de la turbine à gaz.

Ainsi, si l'on choisit par exemple les mêmes pressions P_1 et P_2 de la figure a, le cycle à deux niveaux de pression se présentera comme sur la figure b page 63.

ORGANIGRAMME DE CALCUL DU CYCLE A VAPEUR UN SEUL NIVEAU DE PRESSION





Ceci montre que dans ce cas on peut améliorer le rendement du cycle à vapeur tout en maintenant à un bon niveau l'efficacité du GVR, ce qui en définitive conduit à l'amélioration du rendement du cycle combiné.

On peut supposer que le cycle à deux niveaux de pression est en fait constitué de deux cycles à vapeur l'un à haute pression (HP), et l'autre à basse pression (BP) avec une turbine et un GVR, séparés pour chacun d'eux et un condenseur commun aux deux cycles comme montré sur la figure ci-après.

Dans une telle configuration, tous les échangeurs sont disposés en série. En pratique, un tel schéma se révèle thermodynamiquement peu performant, car il s'éloigne fortement de l'échange de chaleur optimal en écoulement à contre-courant.

Ainsi; par exemple on constate d'après la figure III.6 que l'économiseur HP, qui se trouve à un niveau de température plus bas que le surchauffeur BP, est traversé par les gaz avant ce dernier, ce qui produit des différences de température d'échange assez irrégulières.

Il est préférable de disposer les différents éléments des GVR BP et HP dans des configurations en série ou en parallèle en fonction des niveaux de température auxquels ils travaillent.

Ces considérations, nous conduisent vers le choix de la configuration du cycle à deux niveaux de pression représenté sur la figure III. 7.

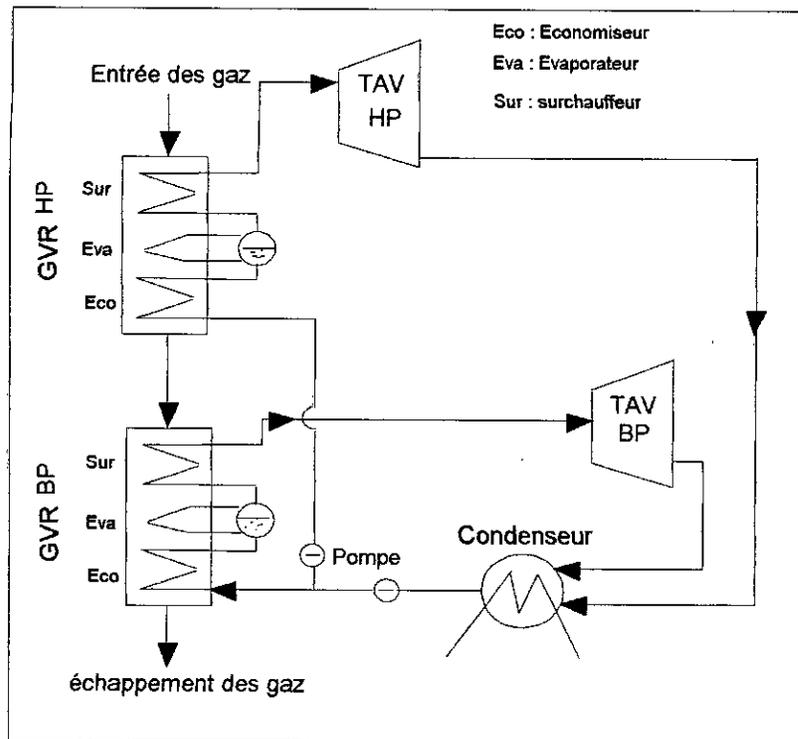


Fig. III.6 : Schéma d'un cycle à vapeur à deux niveaux de pression (GVR disposés en série)

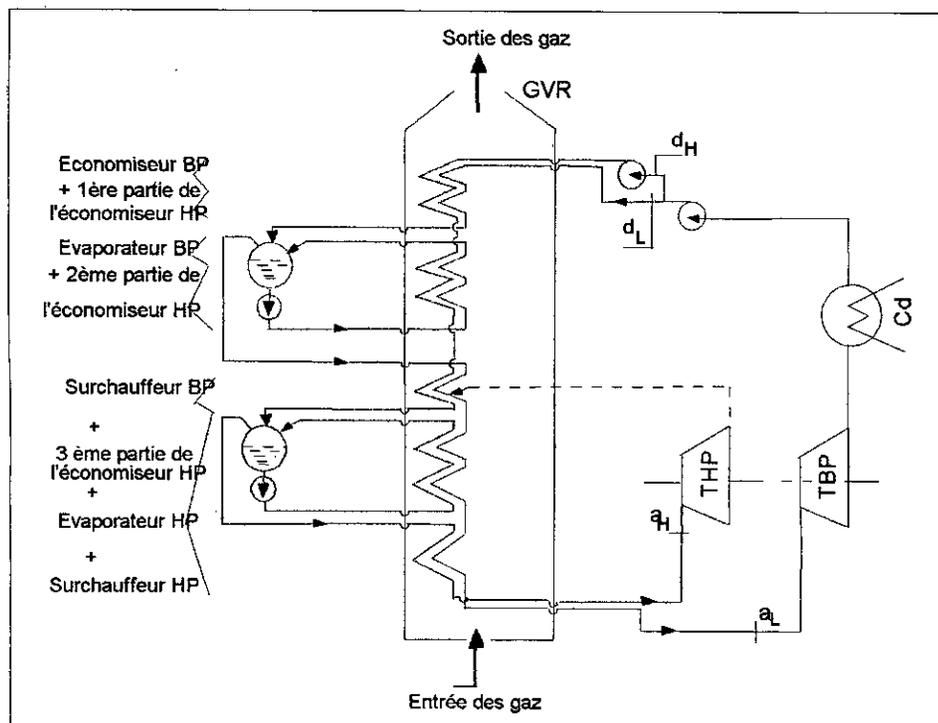


Fig. III.7 : Schéma du cycle à vapeur à deux niveaux de pression (GVR disposés en parallèle)

a. Description du cycle

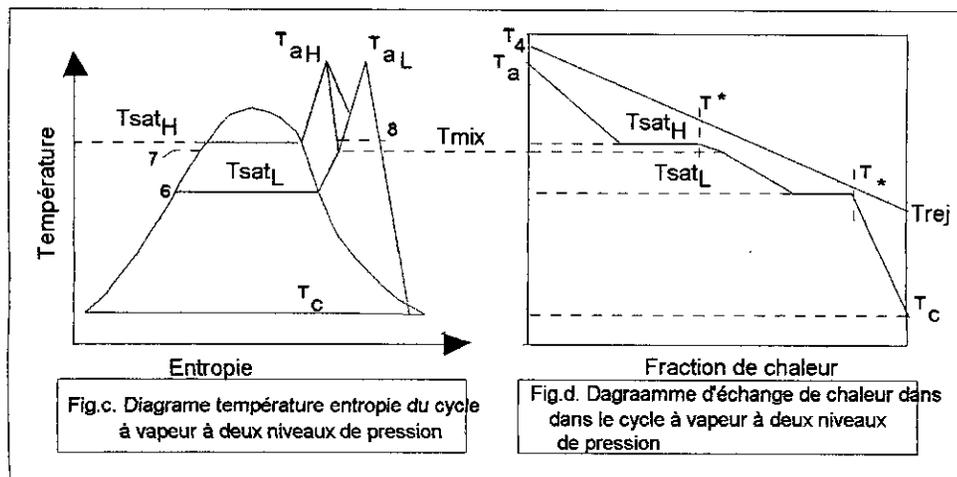
Pour un Kg d'eau quittant le condenseur en (c), une fraction (m_L) sera comprimée jusqu'à la pression (P_L), du niveau BP (point d_L) et une fraction (m_H) sera comprimée jusqu'à la pression (P_H) du niveau HP (point d_H), avec $m_L + m_H = 1$.

Ensuite, les débits (m_L) et (m_H) vont circuler parallèlement en traversant chacun, l'économiseur puis l'évaporateur et enfin le surchauffeur correspondant à son niveau de pression. Après détente dans la turbine HP, le débit (m_H) vient rejoindre celui (m_L) du niveau BP en cours de surchauffe à une température (T_{mix}) qui peut être supérieure ou inférieure à la température d'évaporation du niveau HP. On y voit en particulier que l'économiseur HP est divisé en trois parties, la première étant en parallèle avec l'économiseur BP, la seconde avec l'évaporateur BP et la dernière avec une partie du surchauffeur BP, qui à son tour est constitué, en plus de la partie en parallèle avec la troisième partie de l'économiseur HP citée ci-dessus, de deux autres parties placées chacune en parallèle avec l'évaporateur HP et le surchauffeur HP respectivement.

b. Calcul du cycle à deux niveaux de pression

Les données de départ sont les mêmes que celles du cycle à un niveau de pression déjà analysé dans le paragraphe précédent.

Pour les différents points pertinents du cycle, on se réfère aux digrammes ci-dessous.



c. Procédure de calcul

Comme dans le cas du cycle à un niveau de pression, on calcule d'abord la chaleur spécifique moyenne des gaz entre T_4 et $T_{rejl\dot{m}}$ soit :

$$\overline{Cp_g})_{T_{rejl\dot{m}}}^{T_4},$$

l'efficacité relative au gaz :

$$\varepsilon_g = \frac{T_{\max} - T_{rejl\dot{m}}}{T_{\max} - T_c},$$

et la température :

$$T_{aH} = T_4 + \Delta T_{ap}$$

- Choix de la pression (P_H).

On a vu qu'il est avantageux de choisir pour cette pression la valeur la plus élevée possible. Cependant, la technologie du GVR, conçu pour la récupération pure de la chaleur des gaz d'échappement, ne permet pas de produire de la vapeur avec des température très élevées, d'une part, d'autre part, une étude effectuée par H. H. Finckh [5] montre qu'à partir d'une pression de 16 Mpa on n'enregistre pratiquement aucune amélioration du rendement du cycle combiné. Voir figure III.8.

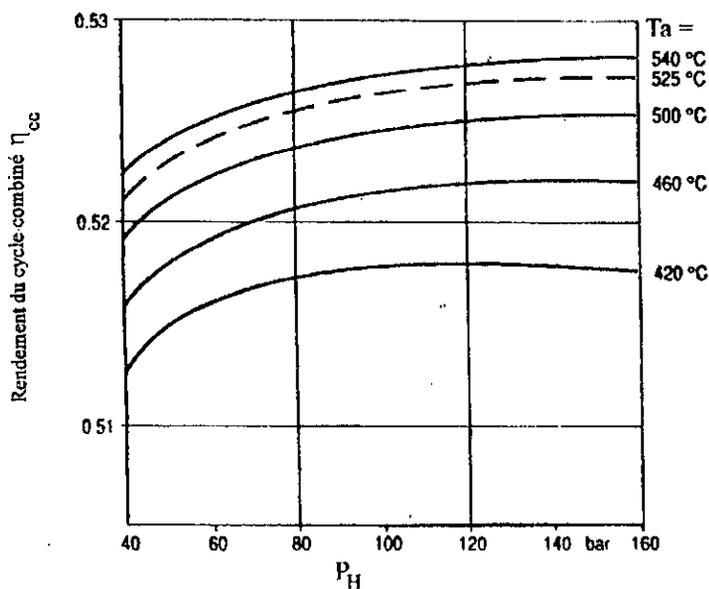


Fig. III. 8: Influence de la pression P_H sur η_{cc}

On choisit donc d'adopter pour cette pression une valeur limite supérieure voisine de 16 MP_a , puis de la diminuer à mesure que la température des gaz à l'entrée du GVR décroît de telle sorte à éviter de tomber dans le cas indésirable où la température d'admission à la turbine (T_{aH}) sera inférieure à la température de saturation du niveau HP.

- lecture de la température de saturation ($T_{sat H}$) correspondant à (P_H), des caractéristiques de la vapeur surchauffée à l'entrée de la turbine HP, c'est-à-dire: h_{aH} et s_{aH} , et enfin de l'enthalpie du liquide saturé HP, soit h_{fH} .

- Choix de la pression (P_L) du niveau basse pression

La même étude effectuée par Finckh [5] et citée ci-dessus pour le choix de P_H révèle qu'il est inutile du point de vu rendement thermique du cycle combiné d'utiliser des pressions supérieures à 1 MP_a pour le niveau basse pression voir figure III.9.

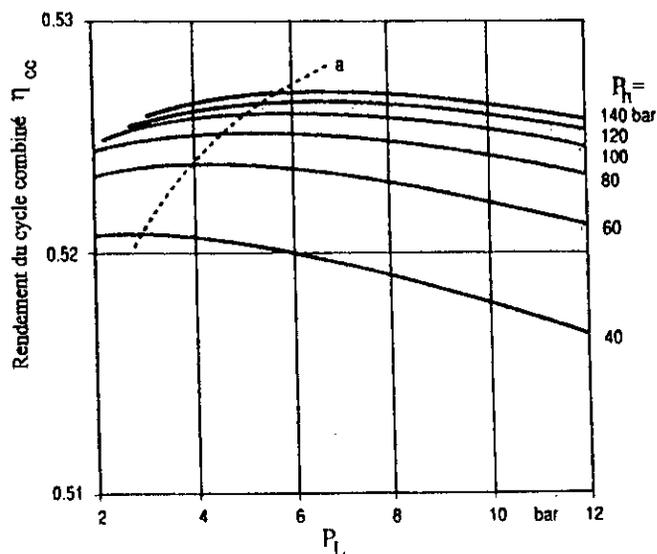


Fig. III. 9: Influence de la pression P_L sur η_{cc}
pour différentes valeurs de P_H

On procédera donc pour cette pression à des itérations démarrant à 0.15 MP_a et allant jusqu'à 1.2 MP_a par intervalle de 0.05 MP_a .

Une valeur étant retenue pour la pression P_1 , on peut effectuer les lectures suivantes à partir des tables thermodynamiques de la vapeur d'eau:

- la température de saturation ($T_{\text{sat L}}$) correspondant à (P_1),
- l'enthalpie et l'entropie du liquide saturé BP, h_{fL} et s_{fL} ,
- l'enthalpie et l'entropie de la vapeur saturée BP, h_{gL} et s_{gL} ,
- on suppose que la détente dans la turbine HP est isentropique et on calcule le titre à sa sortie :

$$x_{\text{mix s}} = \frac{s_{aH} - s_{fL}}{s_{gL} - s_{fL}}$$

test : si $x_{\text{mix s}} < 1$,

alors :

$$T_{\text{mix s}} = T_{\text{sat L}}$$

On a :

$$h_{\text{mix s}} = h_{fL} + x_{\text{mix s}} (h_{gL} - h_{fL})$$

sinon :

lecture de $h_{\text{mix s}}$ et de $T_{\text{mix s}}$ à partir des données de la vapeur surchauffée.

- On procède ensuite au calcul de h_{mix} en considérant le rendement isentropique de la turbine

$$h_{\text{mix}} = h_{aH} - \eta_{iT} (h_{aH} - h_{\text{mix s}}) \quad (\text{III, 36})$$

test : si $h_{\text{mix}} < h_{gL}$,

alors :

$$T_{\text{mix}} = T_{\text{sat L}}$$

et

$$x_{\text{mix}} = \frac{h_{\text{mix}} - h_{fL}}{h_{gL} - h_{fL}} \quad (\text{III.37})$$

sinon :

lecture de T_{mix} à partir des données de la vapeur surchauffée.

- Calcul des conditions à la sortie de la turbine BP.

$$x_{hs} = \frac{s_{al} - s_{fc}}{s_{gc} - s_{fc}}$$

test : si $x_{hs} > 0.92$

alors :

$x_{hs} = 0.92$ et on corrige s_{al} , soit,

$$s_{al} = s_{fc} + 0.92 (s_{gc} - s_{fc})$$

et

on lit les nouvelles valeurs de T_{al} et h_{al} à partir des données de la vapeur surchauffée en utilisant les paramètres d'entrée (P_L et s_{al} , corrigée), ensuite, on calcule :

$$h_{bs} = h_{fc} + x_{hs} (h_{gc} - h_{fc})$$

puis,

$$h_b = h_{al} - \eta_{iT} (h_{al} - h_{bs}) \quad (\text{III.38})$$

et

$$x_b = \frac{h_b - h_{fc}}{h_{gc} - h_{fc}} \quad (\text{III.39})$$

- lecture des caractéristiques du point (8) défini par ($T_8 = T_{sat_H}$ et $P_8 = P_L$) à partir des données de la vapeur surchauffée.

- on calcule la température des gaz au point de pincement BP en choisissant la valeur minimale pour le pincement :

$$T_* = T_{sat_L} + \Delta T_p + 273 \quad \text{en (K)}.$$

- Maintenant on fait varier (m_L) avec un pas de 0.001 le long d'un intervalle allant de 0 à 1.

- Calculons à présent la quantité de chaleur que reçoit le cycle à vapeur par Kg de vapeur subissant la détente dans la turbine BP :

$$Q_v = m_L (h_{mix} - h_c) + m_L (h_{aH} - h_c) + (h_{al} - h_{mix}) \quad (\text{III.40})$$

Dans cette expression et dans les calculs qui vont suivre, on néglige le travail des pompes et on considère:

$$h_{dH} = h_{dII} = h_c = h_{fc}$$

- Calculons ensuite la fraction d'énergie utilisée pour réchauffer la vapeur à des températures égales et supérieures à $T_{sat L}$:

$$A = \frac{q_v - (h_{rl} - h_c)}{q_v} \quad (\text{III.41})$$

et la fraction d'énergie B utilisée pour réchauffer la vapeur à des températures égales ou supérieures à $T_{sat H}$:

$$B = \frac{m_H (h_{aH} - h_{fH}) + (h_{aL} - h_8)}{q_v} \quad (\text{III.42})$$

lorsque $T_{mix} < T_{sat H}$;

$$B = \frac{m_H (h_{aH} - h_{fH}) + m_L (h_{mix} - h_8) + (h_{aL} - h_{mix})}{q_v} \quad (\text{III.43})$$

Lorsque $T_{mix} \geq T_{sat H}$.

- D'un autre coté on remarque que, d'une part :

$$A = \frac{h_4 - h^*}{h_4 - h_5} = \frac{T_4 - T^*}{T_4 - T_5} \quad (\text{III.44})$$

en considérant la même valeur pour la chaleur spécifique moyenne des gaz tout le long du GVR.

- Cette dernière expression nous permet de calculer la température de rejet effective des gaz, soit :

$$T_{rej} = T_5 = T_4 - (T_4 - T^*) / A \quad \text{en (K)} \quad (\text{III.45})$$

et d'autre part,

$$B = \frac{h_4 - h^*}{h_4 - h_5} = \frac{T_4 - T^*}{T_4 - T_5} \quad (\text{III.46})$$

d'où la température des gaz au point de pincement HP :

$$T^* = T_4 - B (T_4 - T_5) \quad \text{en (K)} \quad (\text{III.47})$$

- Ceci, nous permet de calculer le pincement HP :

$$\Delta T_{pH} = T^* - T_{sat H} \quad (\text{III.48})$$

- Ensuite, on reprend les calculs en faisant varier (m_L) jusqu'à ce que ΔT_{PH} devienne égale à la valeur du pincement minimal (qui est égale à 15 K)

- On obtient alors les caractéristiques du cycle à vapeur correspondant ($m_L, m_H, P_H, P_L, \dots$) et on calcule ses performances, c'est-à-dire :

- ♦ Travail du cycle à vapeur par Kg de vapeur :

$$W_{Tv} = m_H (h_{aH} - h_{mix}) + (h_{aL} - h_b) \quad (III.49)$$

- ♦ Masse de vapeur produite par Kg de gaz :

$$M = \frac{m_v}{m_g} = \frac{h_4 - h_5}{q_v} = \frac{\overline{Cp}_{T_{rej}}^{T_4} (T_4 - T_{rej})}{q_v} \quad (III.50)$$

- ♦ Travail spécifique du cycle à vapeur par Kg de gaz :

$$W_v = M W_{Tv} \quad (III.51)$$

- ♦ Rendement thermique du cycle à vapeur :

$$\eta_v = \frac{W_{Tv}}{q_v} \quad (III.52)$$

- ♦ Efficacité du GVR :

$$\varepsilon_{gv} = \frac{T_{max} - T_{rej}}{T_{max} - T_{rejlim}} \quad (III.53)$$

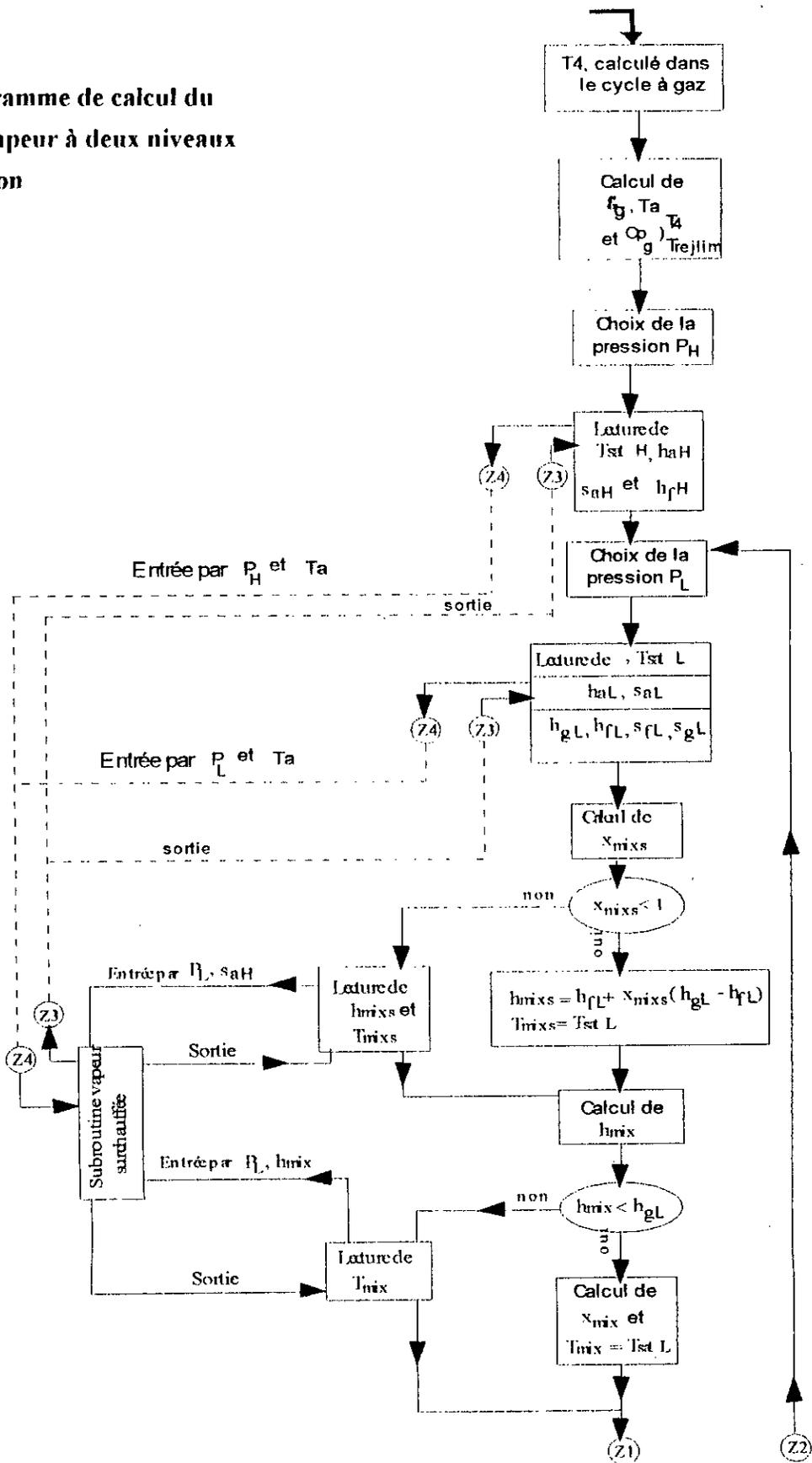
$$\varepsilon = \varepsilon_g \cdot \varepsilon_{gv} \quad (III.54)$$

- ♦ Rendement de la récupération

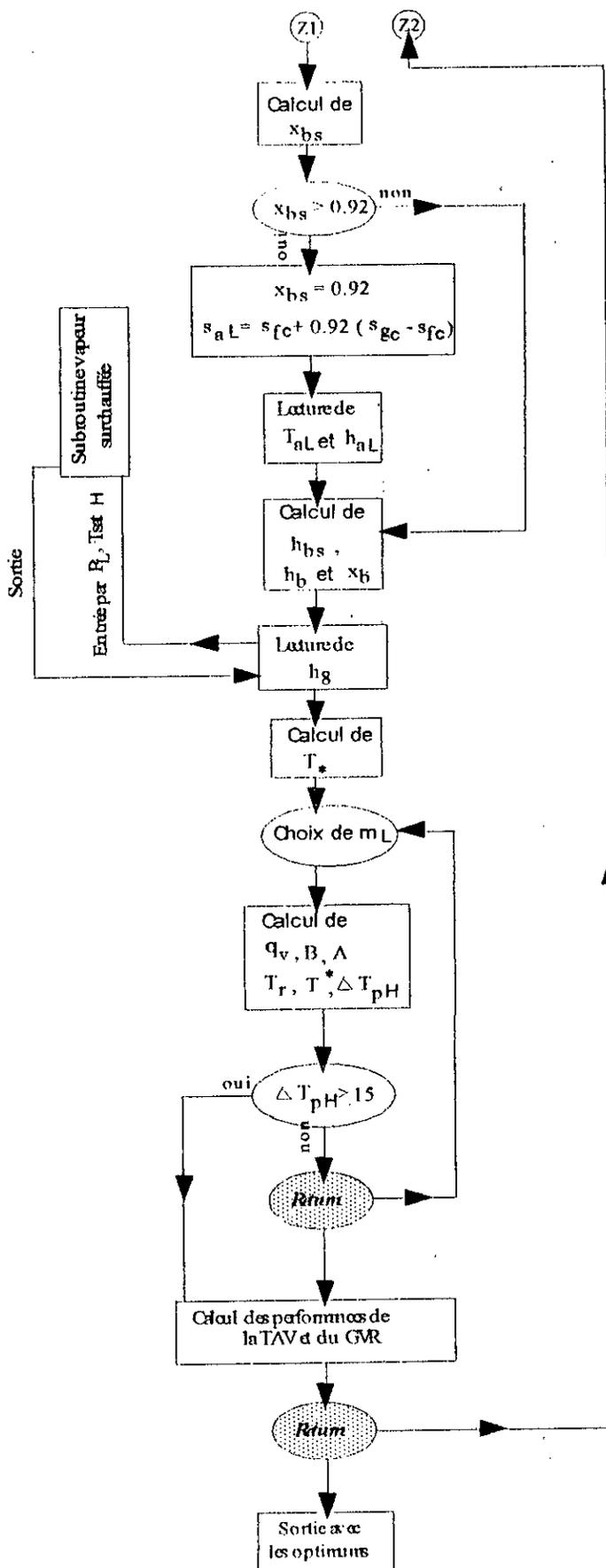
$$\eta_r = \varepsilon \cdot \eta_v \quad (III.55)$$

A ce stade des calculs, on reprend à partir du choix de (P_L) et on refait les mêmes calculs pour toutes les valeurs de (P_L) déjà définies en retenant après chaque étape la valeur maximale du rendement de récupération parmi toutes celles obtenues jusque-là. Finalement, on retient la valeur maximale de (η_r) et toutes les caractéristiques et les performances du cycle à vapeur correspondant.

Organigramme de calcul du cycle à vapeur à deux niveaux de pression



Suite de l'organigramme de la page précédente



III. 5 DETERMINATION DES PERFORMANCES DU CYCLES COMBINE

Pour chaque valeur du rapport de compression (τ) appartenant à l'intervalle choisi au préalable pour ce paramètre, le programme élaboré, calcule successivement le cycle de la turbine à gaz en exécutant la procédure explicitée en détail dans le paragraphe III.2 du présent chapitre, puis après avoir choisi l'une des deux options : " cycle à vapeur à un niveau de pression " ou " cycle à vapeur à deux niveaux de pression ", la procédure explicitée au paragraphe III.3 ou le paragraphe III.4 (selon l'option choisie) sera exécutée.

Finalement, pour l'une ou l'autre des deux options on calcule les performances du cycle combiné pour chaque valeur de (τ) :

♦ **Travail spécifique du cycle combiné par Kg de gaz**

$$W_{cc} = W_g + W_v \quad (III.56)$$

où

W_g est le travail spécifique du cycle à gaz, donné par la relation (III.24)

et

W_v , le travail spécifique du cycle à vapeur par Kg de gaz, donné par la relation (III.32) dans le cas d'un cycle de récupération à un niveau de pression et par la relation (III.51) dans le cas d'un cycle de récupération à deux niveaux de pression.

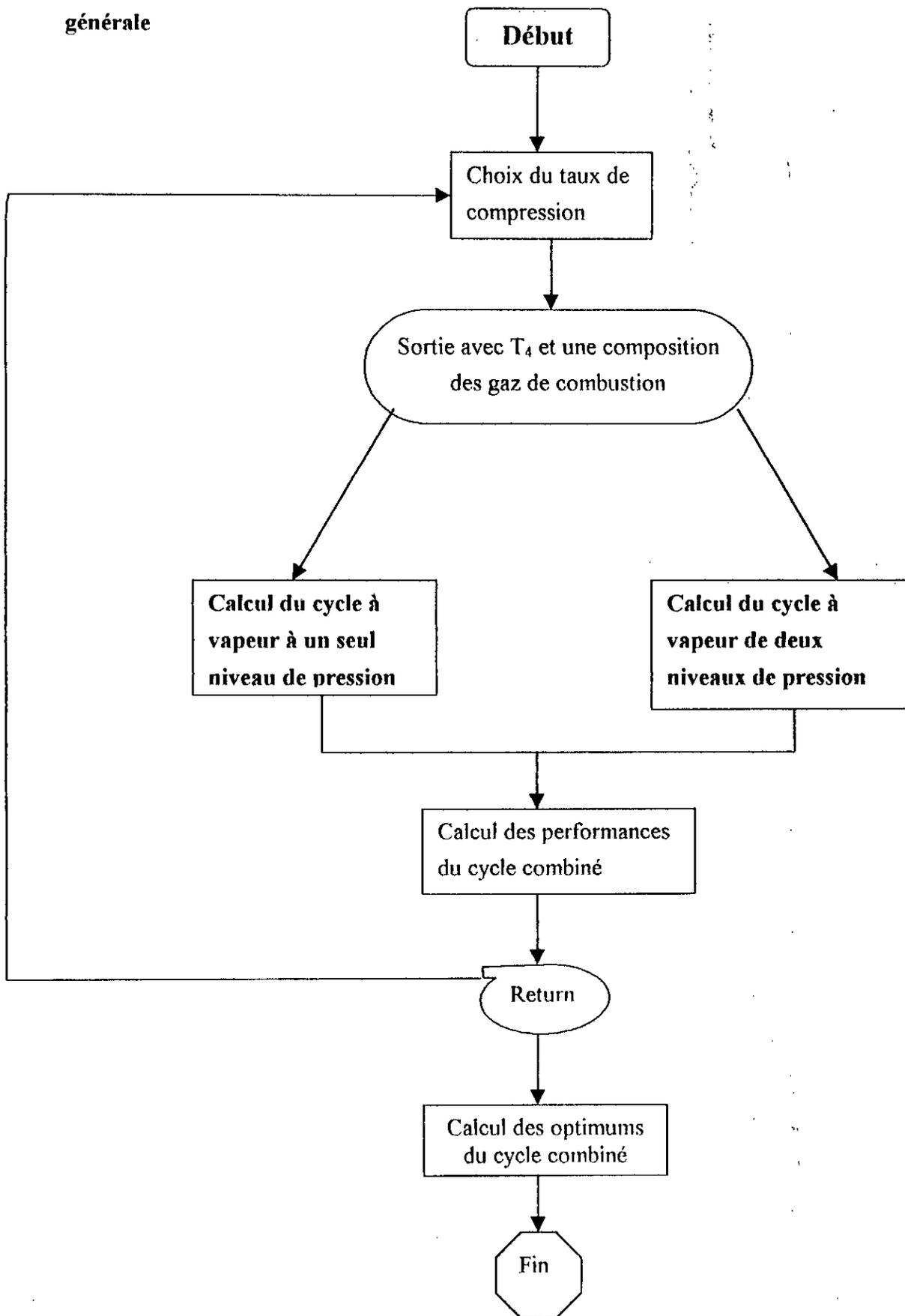
♦ **Rendement thermique du cycle combiné**

Il s'obtient par application directe de la relation (III.5) :

$$\eta_{cc} = \eta_g + \eta_r (1 - \eta_g) \quad (III.57)$$

Enfin, nous allons présenter l'organigramme de calcul général dans la page suivante.

Organigramme de calcul générale



Chapitre IV

Résultats et Interprétations

Dans ce chapitre, nous allons présenter les résultats de l'analyse de la gazéification dans des conditions d'équilibre chimique, qui a fait l'objet du chapitre II, ainsi que ceux correspondant à l'analyse et à l'optimisation du cycle combiné avec les deux options considérées, à savoir, à un seul et à deux niveaux de pression, qui ont fait l'objet du chapitre III. Nous commenterons ces résultats et les comparerons avec ceux qu'on trouve dans la littérature.

IV. 1 RESULTATS DU CALCUL DE LA COMPOSITION DU GAZ DE GAZOGENE A L'EQUILIBRE

Sur les figures IV.1(f, i, j, k, m, n, t, v) (voir pages suivantes) nous avons représenté la composition du gaz obtenue par gazéification sous des conditions d'équilibre en fonction du rapport molaire (air / vapeur d'eau) caractérisant l'agent de gazéification, pour différentes valeurs de la température et pour deux valeurs de la pression.

On notera d'abord que lorsque le rapport (air / vapeur d'eau) croît, le gaz s'enrichit en azote (N_2), ceci étant dû à l'augmentation du débit d'air soufflé (très riche en gaz) au détriment du débit de vapeur (qui est à l'origine de la formation du H_2), la teneur du gaz en CO_2 croît légèrement. Ensuite, on remarquera que d'une façon générale le gaz s'enrichit en CO et N_2 au détriment des teneurs en CO_2 et H_2O lorsque la température croît et s'appauvrit en CO et H_2 au profit des teneurs en CO_2 et H_2O lorsque la pression croît.

En résumé, la composition du gaz est très sensible aux variations de pression lorsque la température est modérée (700 à 900 K); un accroissement de pression diminue fortement les teneurs en (CO) et (H_2) au profit des teneurs en CO_2 et H_2O . Aux températures élevées ($\sim 1500K$) l'effet de la pression sur la composition du gaz produit est beaucoup moins sensible et la teneur en CO_2 demeure négligeable.

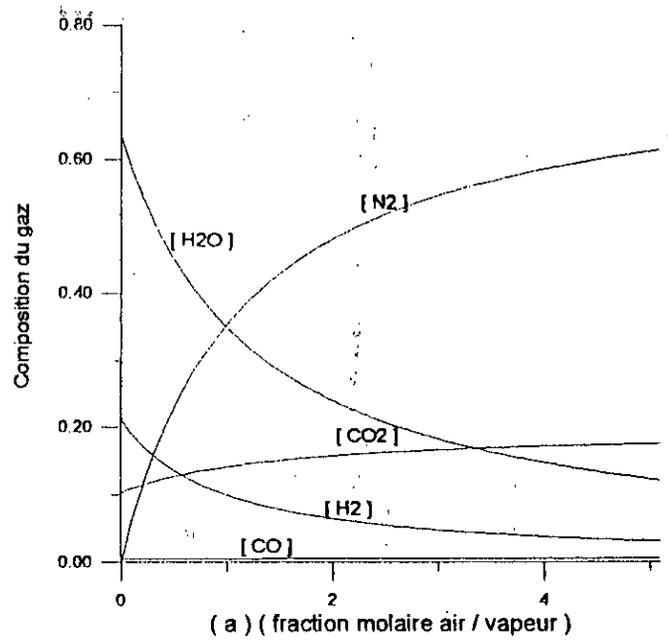


Fig. IV.1. f

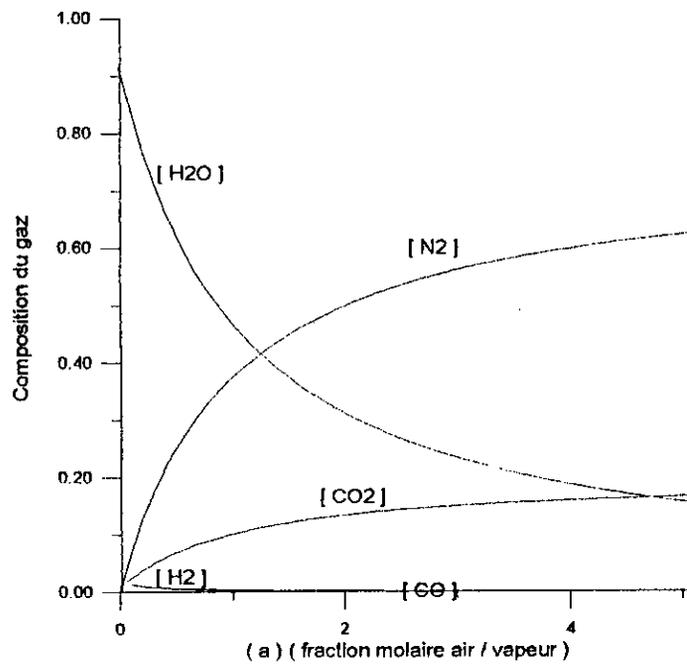


Fig. IV.1. i

Figure IV. 1 (f , i) : Variation de la composition des gaz produits de la gazéification en fonction de (a) pour une température égale à 700 K et deux valeurs de la pression :

P = 1 bar (f)

P = 40 bar (i)

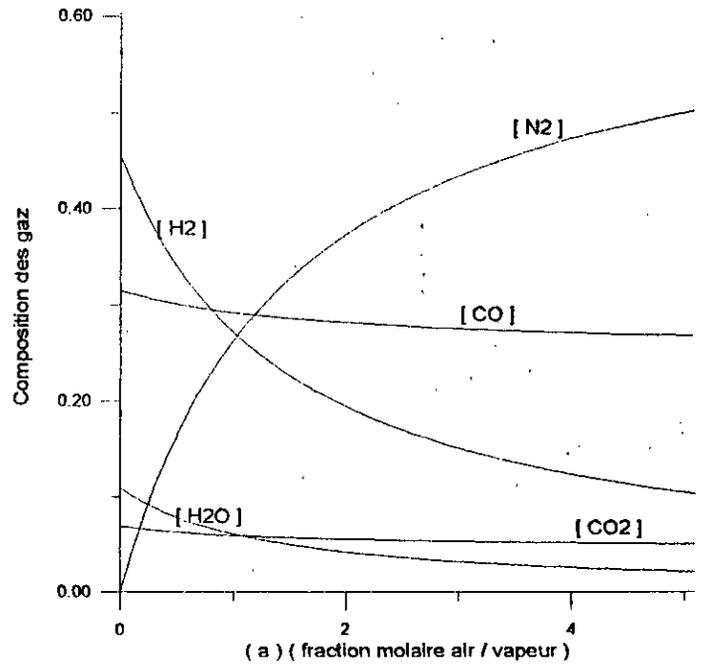


Fig. IV.1. j

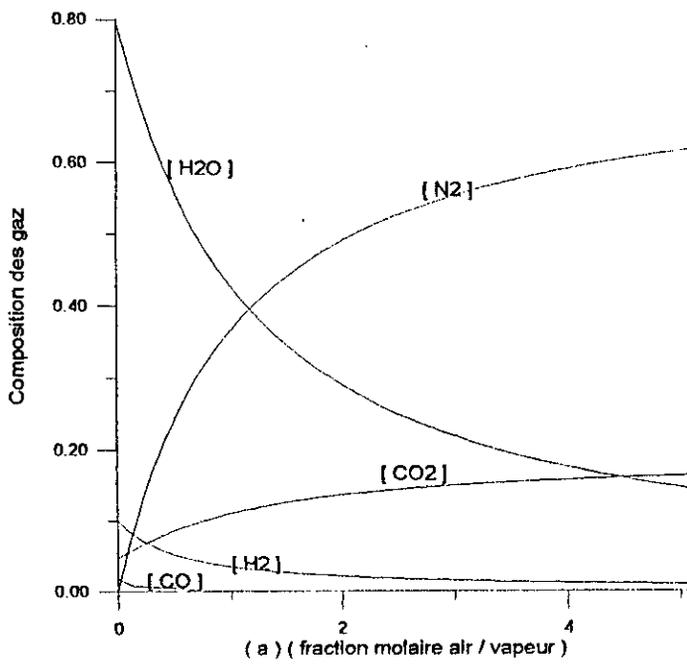


Fig. IV.1. k

Figure IV. 1 (j , k) : Variation de la composition des gaz produits de la gazéification en fonction de (a) pour une température égale à 1000 k et deux valeurs de la pression :

P = 1 bar (j)

P = 40 bar (k)

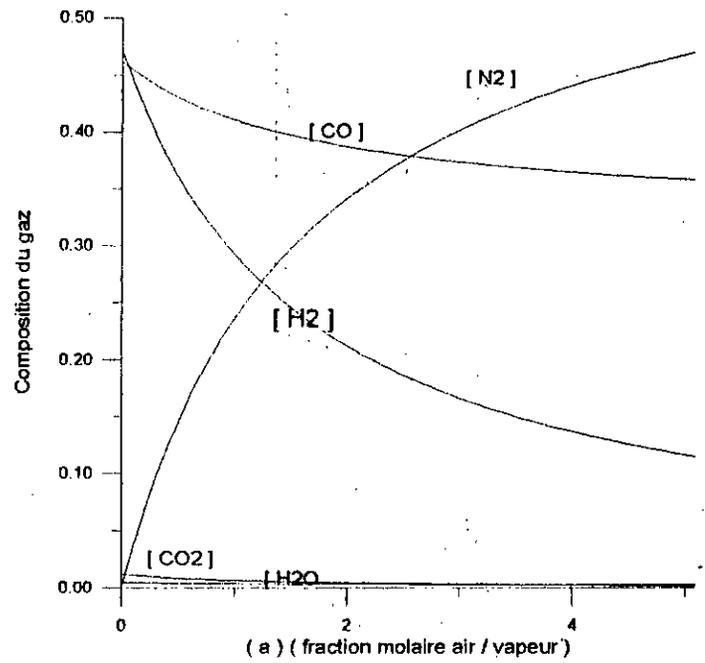


Fig. IV.1. m

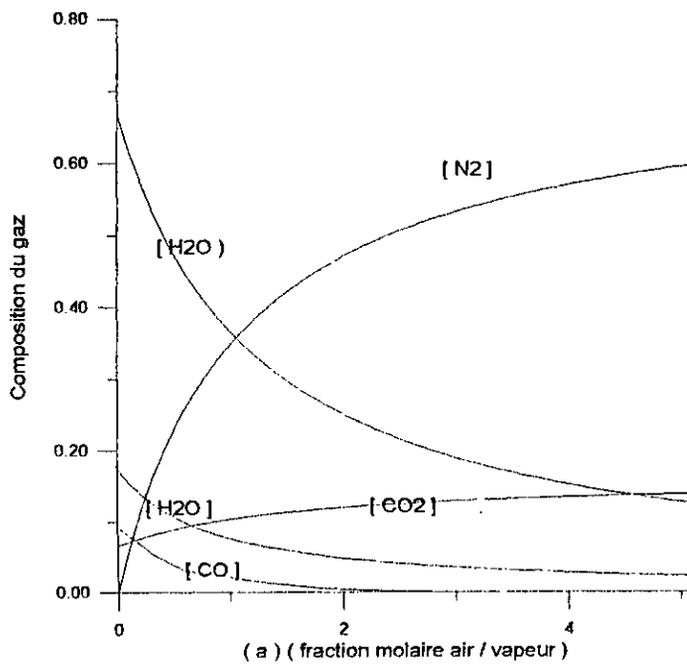


Fig. IV.1. n

Figure IV. 1 (m , n) : Variation de la composition des gaz produits de la gazéification en fonction de (a) pour une température égale à 1200 K et deux valeurs de la pression:

$P = 1 \text{ bar (m)}$

$P = 40 \text{ bar (n)}$

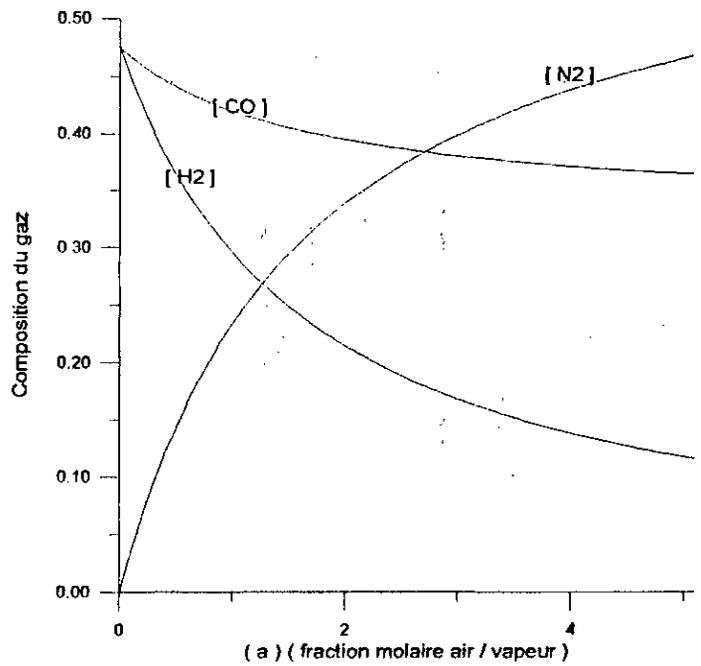


Fig. IV.1. t

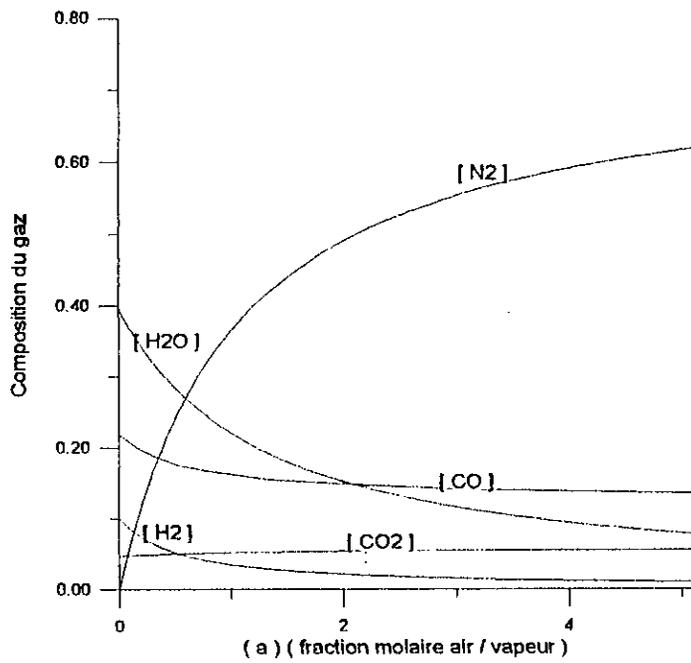


Fig. IV.1. v

Figure IV. 1 (t , v) : Variation de la composition des gaz produits de la gazéification en fonction de (a) pour une température égale à 1500 K et deux valeurs de la pression :

P = 1 bar (t)

P = 40 bar (v)

IV. 2 RESULTATS DE L'ANALYSE ET DE L'OPTIMISATION DU CYCLE COMBINE

De l'analyse du cycle à vapeur à un seul niveau de pression on a pu construire les courbes des figures IV.2, IV.3 et IV.4 qui représentent respectivement le rendement du cycle à vapeur, l'efficacité du GVR et le rendement de récupération en fonction de la pression de vapeur pour différentes valeurs de la température des gaz d'échappement. On voit d'après ces figures que :

- Le rendement de la turbine à vapeur croît avec la température et la pression, d'abord d'une façon très sensible dans le domaine des basses pressions puis de moins en moins à mesure que la pression augmente.

- L'efficacité du GVR, qui croît avec la température, est d'abord pratiquement insensible aux variations de pression pour des températures élevées, puis décroît de plus en plus rapidement lorsque la pression augmente à mesure que la température baisse.

- Le rendement de la récupération, qui aux températures élevées croît toujours avec la pression, présente une courbe avec un maximum à partir d'une certaine température (autour de 550°C) en fonction de la pression. Ceci est particulièrement intéressant dans notre cas où les taux de compression optimums conduisent à des températures des gaz d'échappement voisines de cette valeur. Il est important de rappeler ici que ce maximum a constitué la condition qui nous a permis de sélectionner le cycle à vapeur optimisé pour chaque taux de compression.

L'influence de la température d'admission à la turbine à gaz sur les performances du cycle combiné est bien connue, et la figure IV.5 ne fait que confirmer l'importance de ce paramètre dont la croissance produit une augmentation très sensible du rendement et du travail spécifique du cycle combiné. Une fois que cette température est choisie (en principe aussi élevée que le permet la technologie de la turbine à gaz), le taux de compression à un degré inférieur, joue un rôle important lui aussi dans l'optimisation du cycle combiné.

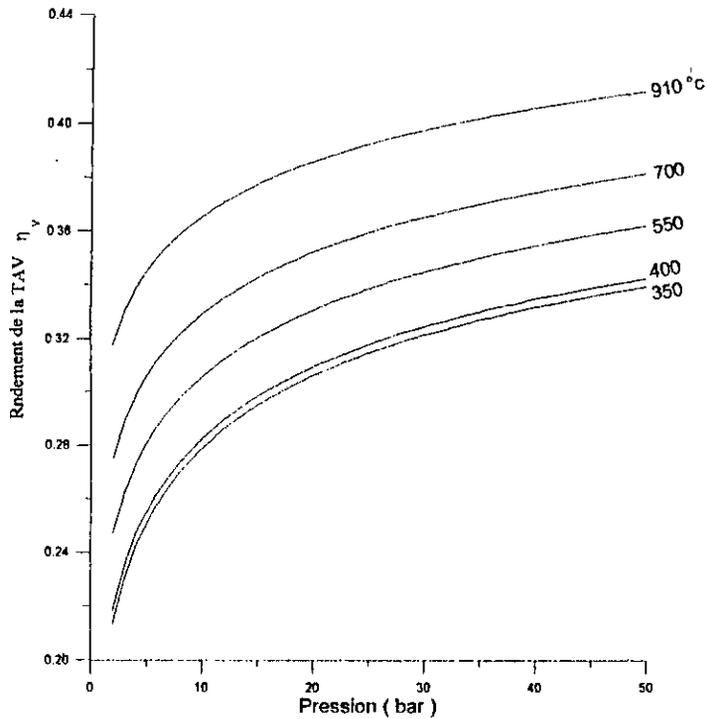


Fig. IV. 2 : Rendement du cycle à vapeur en fonction de la pression pour différentes valeurs de la température des gaz d'échappement.

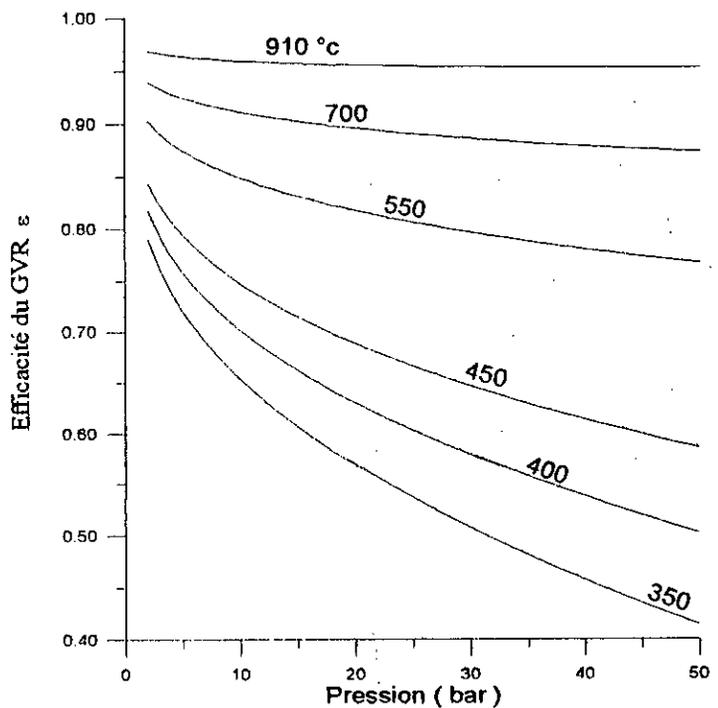


Fig. IV. 3 : Efficacité du générateur de vapeur récupérateur en fonction de la pression pour différentes valeurs de la température des gaz d'échappement.

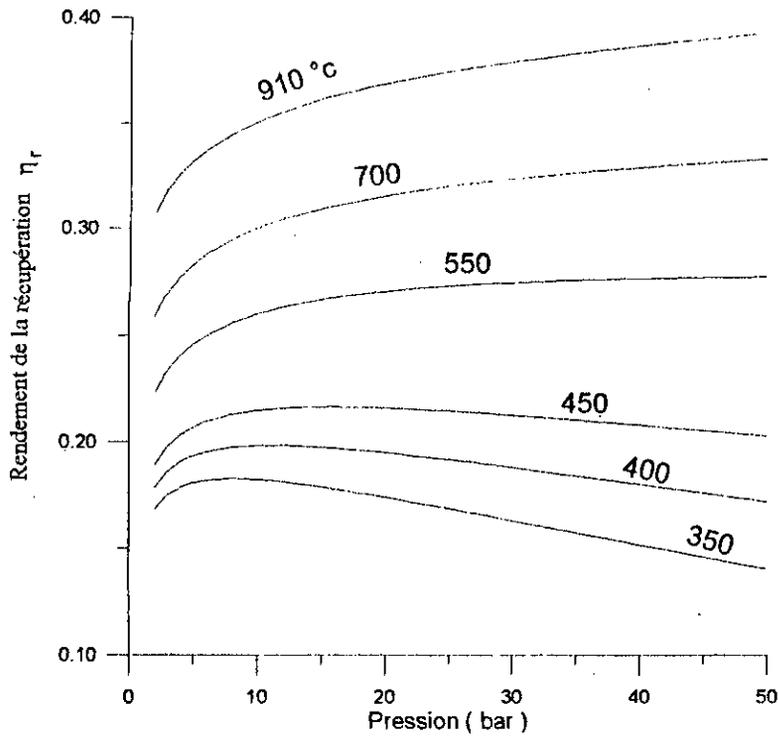


Fig. IV. 4 : Rendement de la récupération en fonction de la pression pour différentes valeurs de la température des gaz d'échappement.

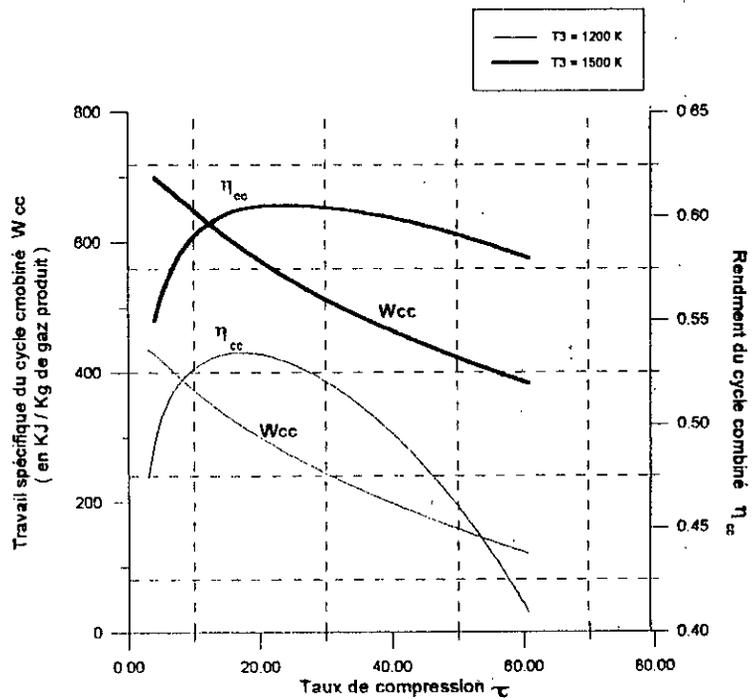


Fig. IV. 5 : Influence de la température d'admission à la turbine à gaz (T_3) et du taux de compression sur les performances du cycle combiné.

Sur les figures IV.6 et IV.7 sont représentées les performances du cycle combiné à un seul niveau de pression et à deux niveaux de pression respectivement en fonction du taux de compression. On y a représenté aussi à titre comparatif les performances correspondantes de la turbine à gaz. Le fait le plus saillant qu'on peut tirer des ces résultats est l'existence d'une valeur optimale du taux de compression qui maximise le rendement du cycle combiné qui se situe autour de 60% pour le cycle à un seul niveau de pression et autour de 65% pour le cycle à deux niveaux de pression. La valeur du taux de compression optimum se situe aux environs de 23 pour le cycle à un seul niveau de pression et de 30 pour le cycle à deux niveaux de pression, alors que le taux de compression qui maximise le rendement de la turbine à gaz est d'environ 45 et celui qui maximise son travail spécifique n'est que de 16.

Ces résultats montrent que le taux de compression optimum du cycle combiné à un seul niveau de pression est beaucoup plus proche de la valeur qui maximise le travail spécifique de la turbine à gaz que celle qui maximise son rendement, alors que celui du cycle combiné à deux niveaux de pression est situé au milieu de l'intervalle séparent ces deux valeurs.

Holrlock [8] en faisant la même comparaison, mais avec des cycle combinés déjà en opération, il est arrivé à la conclusion que le taux de compression du cycle combiné est toujours choisi plus proche de celui qui maximise le travail spécifique de la turbine à gaz que de celui qui maximise son rendement. Ceci est tout à fait en accord avec nos conclusions ci-dessus, d'autant plus que Horlock ne dit pas si les centrales combinées dont il a présenté les résultats sont à un seul niveau ou à deux niveaux de pression, on ose même espérer que ces centrales sont à un seul niveau de pression étant donné qu'elles sont probablement parmi les premières installations à cycles combinés.

De plus, les courbes de rendement sont aplaties pratiquement à partir de $\tau = 30$ pour la turbine à gaz, $\tau = 17$ pour le cycle combiné à un seul niveau de pression et $\tau = 25$ pour le cycle combiné à deux niveaux de pression, de sorte que dans un cas pratique on puisse toujours choisir une valeur du taux de compression voisine de ces limites inférieures sans pénalité significative sur le rendement.

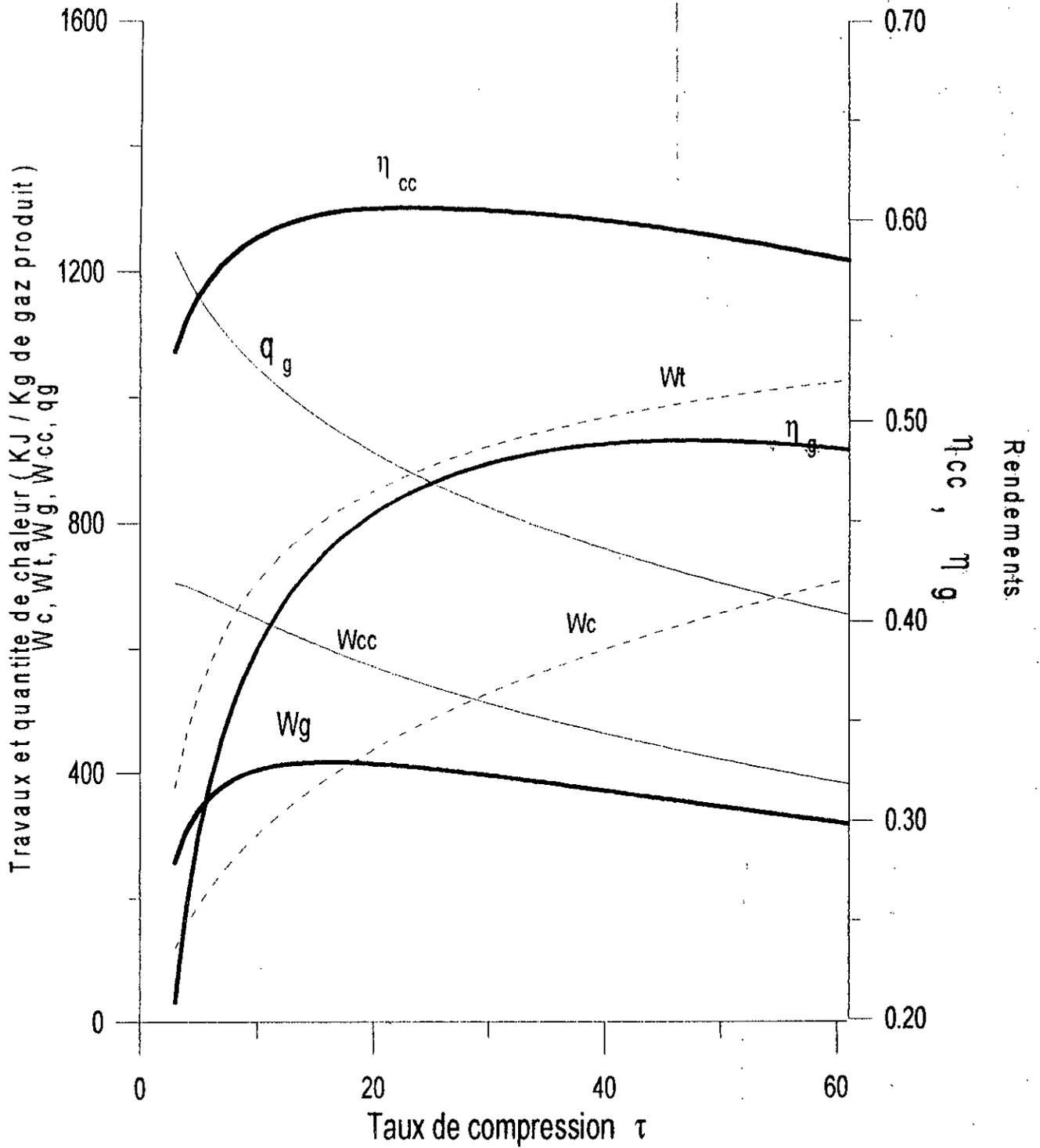


Fig. IV. 6 : Evolution des performances de la turbine à gaz et du cycle combiné à un seul niveau de pression, en fonction du taux de compression.

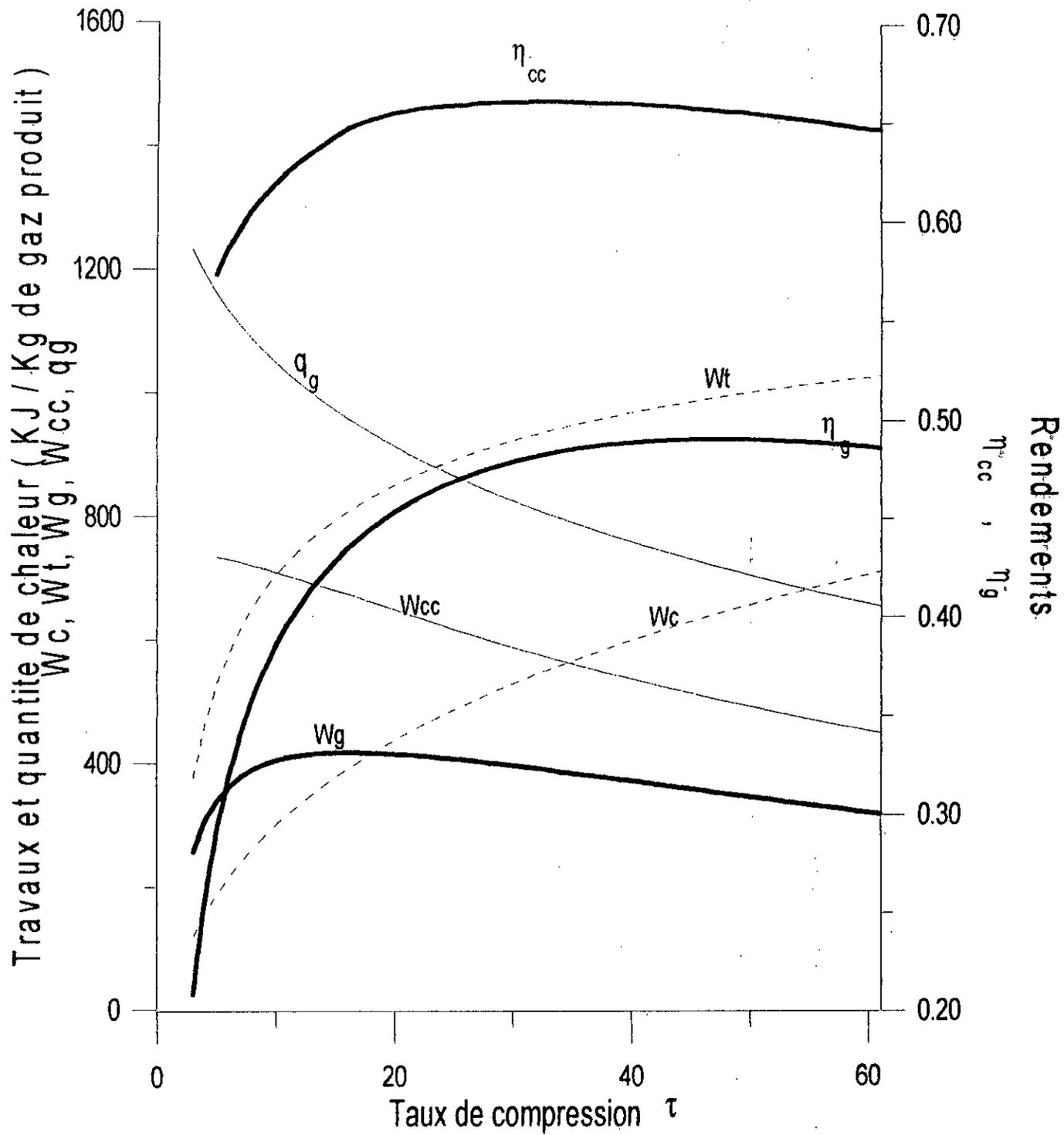


Fig. IV. 7 : Evolution des performances de la turbine à gaz et du cycle combiné à deux niveaux de pression, en fonction du taux de compression.

Enfin la figure IV.8 qui compare les performances d'un cycle combiné à un niveau de pression avec celles d'un cycle à deux niveaux de pression montre que la comparaison est à

l'avantage de ce dernier dont le rendement global et le rendement de récupération sont toujours au dessus de ceux qui correspondent au premier pour toute valeur du taux de compression.

Les caractéristiques du cycle optimisé à un niveau et à deux niveaux de pression sont présentées dans le tableau IV.1 page 91.

On y relève notamment que les pincements sont tous égaux à la valeur limite qui leur a été fixée au départ et que la température de rejet est plus basse dans le cas d'un cycle à deux niveaux de pression, qui est conçu justement pour mieux refroidir le gaz.

Les rendements obtenus sont en fait très optimistes. En effet, nous n'avons pas tenu compte des pertes dans le cycle à gaz et dans le cycle à vapeur, hormis celles associées à la compression et aux détenteurs dans les deux turbines. Par conséquent, on pourrait corriger les valeurs obtenues en introduisant des facteurs qui tiendraient compte des différentes pertes négligées dans l'analyse.

Ainsi, dans le cycle à gaz on introduit les pertes mécaniques dans la turbine et dans le compresseur en considérant que ces machines ont un rendement mécanique de 0.99 chacune, et les pertes calorifiques de la chambre de combustion en utilisant un rendement de 0.98. Ces valeurs ainsi que celles qui vont être introduites pour le cycle à vapeur sont courantes dans les installations pratiques. [9]

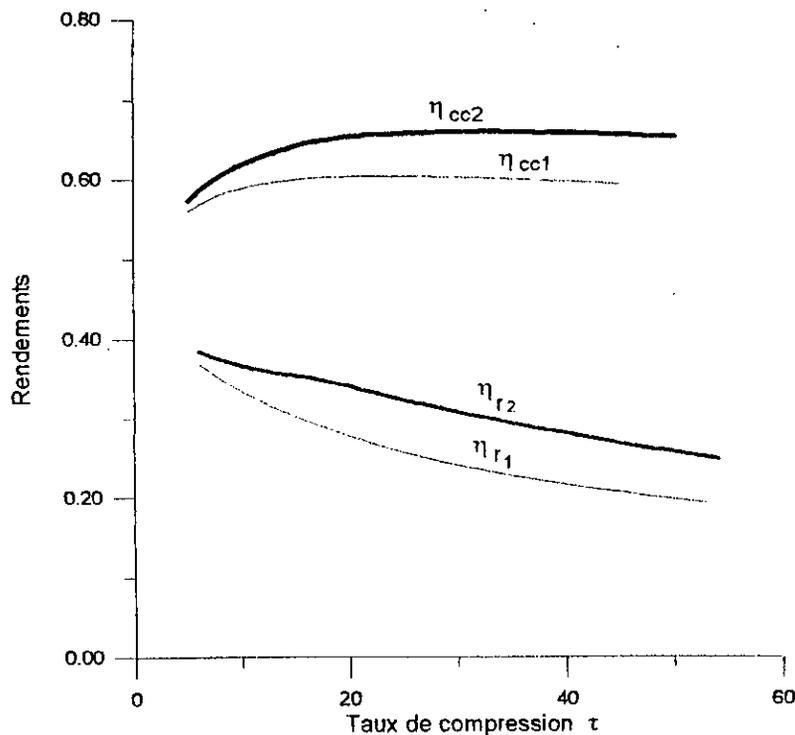


Fig. IV. 8 : Rendements de récupération et rendements des cycles combinés à 1 et 2 niveaux de pression

• A présent, on peut corriger le rendement de la turbine à gaz en le recalculant de la manière suivante :

- Turbine à gaz :

$$W_{Tg\text{ eff}} = 0.99 W_{Tg}$$

soit :

$$W_{Tg\text{ eff}1} = 0.99 \times 877.15 = 868.4 \quad \text{KJ / Kg de gaz (pour un niveau)}$$

et

$$W_{Tg\text{ eff}2} = 0.99 \times 937.7 = 928.3 \quad \text{KJ / Kg de gaz (pour deux niveaux)}$$

- Compresseur :

$$W_{c\text{ eff}} = W_c / 0.99$$

soit :

$$W_{c\text{ eff}1} = 467.35 / 0.99 = 472 \quad \text{KJ / Kg de gaz (pour un niveau)}$$

et

$$W_{c\text{ eff}2} = 513.7 / 0.99 = 518.9 \quad \text{KJ / Kg de gaz (pour deux niveaux)}$$

Ce qui donne pour le travail effectif net du cycle à gaz :

$$W_{g\text{ eff}} = W_{Tg\text{ eff}} - W_{c\text{ eff}}$$

soit:

$$W_{g\text{ eff}1} = 396.3 \quad \text{KJ / Kg de gaz (pour un niveau)}$$

et

$$W_{g\text{ eff}2} = 409.4 \quad \text{KJ / Kg de gaz (pour deux niveaux)}$$

Par conséquent, le rendement de la turbine à gaz s'obtient comme suit :

$$\eta_{g\text{ eff}} = W_{\text{ eff}} / (q_g / \eta_{\text{comb}})$$

soit

$$\eta_{g\text{ eff}1} = (396.3 \times 0.98) / 884.86 = 0.439 \quad \text{(pour un niveau de pression)}$$

et

$$\eta_{g\text{ eff}2} = (409.4 \times 0.98) / 831.6 = 0.482 \quad \text{(pour deux niveaux de pression)}$$

En fait, pour la valeur de la température d'admission à la turbine utilisée ici, la nécessité de refroidir les trois premiers étages de la turbine introduit d'autres pertes dont l'incidence sur le rendement est très faible.

- Les pertes dans le cycle à vapeur sont :
 - des pertes calorifiques et de pression liées au processus de transport de la vapeur ; on estime le rendement de transport de vapeur par ,

$$\eta_{tr} = 0.985$$

- des pertes dans le condenseur ; on estime le rendement de condensation par,

$$\eta_c = 0.985.$$

- Pertes mécanique : rendement mécanique $\eta_m = 0.99$
- Travail consommé par les auxiliaires : rendement des auxiliaires $\eta_{ax} = 0.96$

Le rendement de la récupération devient avec toutes ces pertes :

$$\eta_{r\text{ eff}} = \eta_r \eta_{tr} \eta_c \eta_m \eta_{ax}$$

soit:

$$\eta_{r\text{ eff}1} = 0.2649 \times 0.985 \times 0.985 \times 0.99 \times 0.96 = 0.2443$$

et

$$\eta_{r\text{ eff}2} = 0.230319 \times 0.985 \times 0.985 \times 0.99 \times 0.96 = 0.280$$

Soit enfin, en appliquant la relation (III.5), les rendements des cycles combinés :

$$\eta_{cc} = \eta_{g\text{ eff}} - \eta_{r\text{ eff}} (1 - \eta_{g\text{ eff}})$$

soit :

$$\eta_{cc1} = 0.493 - 0.2443 (1 - 0.439) = 0.576$$

et

$$\eta_{cc2} = 0.483 - 0.28 (1 - 0.482) = 0.627$$

Finalement, en intégrant l'unité de gazéification, le rendement global du cycle combiné intégrant la gazéification s'obtient en multipliant les valeurs ci-dessus par le rendement de la gazéification (tableau III.1), soit par : 0.821 ce qui donne :

$$\eta_{globale1} = 0.576 \times 0.821 = 0.473$$

et

$$\eta_{globale2} = 0.627 \times 0.821 = 0.515$$

Ces résultats montrent que la gazéification du charbon intégrée sur une centrale combinée est une solution très intéressante pour une meilleure exploitation des réserves mondiales en charbon dans le domaine de la production d'énergie.

Caractéristiques	Tableaux des caractéristiques des cycles optimums		
	Cycle à un niveau de pression	Cycle à deux niveaux de pression	
Turbine à gaz (TAG)			
- τ	23	30	
- T_4 (K)	807	789	
- λ	4.01486	4.566276	
- W_c (Kj/ Kg de gaz)	467	514	
- W_t (Kj/ Kg de gaz)	877	943	
- W_g (Kj/ Kg de gaz)	410	429	
- q_g (Kj/ Kg de gaz)	885	842	
- η_g	0.463	0.51	
Cycle de récupération		BP	HP
- T_a (K)	767	749	336.45
- Pression (bar)	46	85.81	1.5
		$m = 0.89$	$m = 0.11$
- T_{rej} (K)	431	357	
- M (Kg)	0.1223	0132	
- ε	0.75	0.81	
- x_b	0.978	0.944	
- W_v (Kj/ Kg de gaz)	143	161	
- η_v	0.346	0.37	
- η_r	0.26	0.3031	
ΔT_p (K)	15	15	16.4
Cycle combiné			
W_{cc} (Kj/ Kg de gaz)	542	564	
η_{cc}	0.6153	0.66	

Tableau IV. 1

Conclusion

Il est admis aujourd'hui que là où le gaz naturel ou le fuel sont disponibles, les installations de puissance les plus économiques sont soit des installations de turbines à gaz comme centrales de pointe, soit des installations combinant une turbine à gaz et une turbine à vapeur, comme centrales de base ou de moyenne puissance. En divisant le processus globale en deux intervalles de température de 1200 °C à 550°C dans la turbine à gaz et de 530°C à la température ambiante dans la turbine à vapeur, des rendements dépassant les 50 % sont atteints aujourd'hui sont atteinte aujourd'hui par les cycles combinés [1]. Même avec les configurations les plus complexes, les centrales à cycle à vapeur ne pourraient pas atteindre un tel niveau d'efficacité. Pour toutes ces raisons la turbine à gaz a bénéficié durant ces dernières années de beaucoup d'intérêt et elle continue à faire l'objet d'un tel développement qu'il est devenu à présent possible de l'utilises sans problème avec des combustible de qualité inférieure.

Actuellement, les recherches sur l'utilisation de la technique de combustion en lit fluidisé sous pression et de la gazéification du charbon suivie de la purification des gaz avant combustion, sont menées parallèlement.

En Hollande et en Allemagne, des centrales combinées intégrant une gazéification du charbon atteignant des rendements de 43- 46 % sont déjà opératoires. L'efficacité du système de purification et de désulfurisation des gaz, installés sur les centrales font que leur impact sur l'environnement sera très faible. De la même manière que les cycles combinés sont en train de remplacer progressivement les centrales à vapeur classiques là où le combustible utilisé c'est le gaz naturel ou le fuel, ils vont s'imposer comme la meilleur alternative là ou l'on est obligé d'utiliser le charbon, et ce aussi bien du point de vue thermodynamique que de celui de la protection de l'environnement.

Nous, avons dans notre étude, fait le calcul d'un cycle combiné et nous avons trouvé que pour un rendement du processus de gazéification d'environ 80%, le rendement du cycle à deux niveaux de pression est d'environ 50%. En fait, le rendement de la gazéification utilisé ici, tient compte de la chaleur latente des sous-produits de la gazéification (notamment, le goudron et le naphte), ce qui fait qu'un rendement considérant uniquement la chaleur latente des gaz, sera légèrement inférieure de cette valeur à savoir de 0.5 à 1 %. Mais, déjà vers la fin des années 70 et le début des années 80, les gazogènes avec des rendements de 75% et plus ont été expérimentés [12, 15]. Avec le

développement qu'a connu la gazéification depuis, nous pensons qu'on ne devrait pas être bien loin de la valeur du rendement que nous avons utilisée ici, et que par conséquent, les cycles combinés intégrant la gazéification du charbon pourraient bel et bien atteindre de nos jours des rendements de 50%.

Cependant, d'après G. Iozza [14], des centrales combinées utilisant la technique de combustion en lit fluidisé avec gazéification ^{perthille} parallèle, restent les plus performantes avec des rendements dépassant de 5 à 6 pour cents ceux des cycles combinés intégrant une gazéification totale.

Références

- [1] Becker, B., et Schetter, B., "Gas Turbines Above 150 MW for Integrated Coal Gasification Combined Cycles (IGCC)", Transaction of the ASME, 660/Vol. 114, October 1992.
- [2] Chin, W. W., et El-Masri, M. A., "Exergy Analysis of Combined Cycles : Part 2- Analysis and Optimisation of Two-Pressure Steam Bottoming Cycles", Journal of Engineering for Gas Turbines and Power, April 1987, Vol. 109/237.
- [3] Dumon, Roger, "Le renouveau du Charbon", Edition Le Masson 1981.
- [4] Ferretti, Marc, "La Valorisation du Charbon : Gazéification, liquéfaction, Carbochimie", Technique et Documentation Lavoisier, 1982.
- [5] Finch, H. H., et Pfof, H., "Development Potential of Combined-Cycle (GUD) Power Plants With and Without Supplementary Firing", Journal of Engineering for Gas Turbines and Power, October 1992, Vol. 114/653.
- [6] Gérard, Claude, "Cycles Combinés Gaz-Vapeur", Technique de l'Ingénieur, B 1240.
- [7] Gicquel, R., "Méthode d'optimisation systémique basée sur l'intégration thermique par extension de la méthode du pincement : Application à la cogeneration avec production de vapeur", Revue Générale de Thermique, Tome 374-n°406, Octobre 1995, p. 579-607.
- [8] Horlock, J. H., "Combined Power Plant-Pasts, Present, and Future", Translation of the ASME, Vol. 117, October 1995, p. 608-616.
- [9] Houberechts, André, "La Thermodynamique Technique", 4^{ème} Edition, Editeur Ceutrick, 1976
- [10] Johnson, R. S., Sr., "The Theory and Operation of Evaporative Coolers for industrial Gas Turbine Installations", Journal of Engineering for Gas Turbines and Power, April 1989, Vol. 111/327.
- [11] Le Boley, N., Laguenic, C., et Angelino, H., "Etude de la Gazéification de Coke en lit Fluidisé", Nouvelles Applications de la Méthodologie du Génie des Procédés Coordinateurs : Storck, A., et Grevillot, G., Collection Présents Progrès en Génie des Procédés, Nancy 1987, Vol. 4.
- [12] Loison, Roger, "La Gazéification des Combustibles Solides", Cahier de l'utilisation du charbon, Tome1, Editions Technip, Codelec-Cerchar, 1983.
- [13] Loison, Roger, "Propriétés des Charbons et Combustion en Chaudière", Cahier de l'utilisation du charbon, Tome2, Editions Technip, Codelec-Cerchar, 1983.

- [14] Lozza, G., Chieza, P., et DeVita, L., " Combined-Cycle Power Stations Using Clean-Coal Technologies : Thermodynamic Analysis of Full Gasification Versus Fluidized Bed Combustion With Partial Gasification", Journal of Engineering for Gas Turbines and Power, October 1996, Vol. 118/737.
- [15] Meyers, Robert A., "Handbook of Synfuels Technology", MacGraw-Hill Book Company, 1984.
- [16] Vantiggelen, A., "Oxydations et Combustions", Publications de l'Institut Français du Pétrole, Edition Technip, 1968, Tome1.
- [17] Vantiggelen, A., "Oxydations et Combustions", Publications de l'Institut Français du Pétrole, Edition Technip, 1968, Tome2.
- [18] Vanwylen G.j et Sonntag . R. E "Introduction to thermodynamics" 3^{ème} édition. 1991, John wiley & Sons.S

Annexe I

Résolution d'un Système d'Equations non-linéaire avec la Méthode de Newton

L'objectif de cette étude est de résoudre le système d'équations suivant :

$$\begin{cases} f_1(x_1, \dots, x_n) = 0 \\ f_2(x_1, \dots, x_n) = 0 \\ \dots\dots\dots \\ f_n(x_1, \dots, x_n) = 0 \end{cases} \quad (I)$$

où les f_i sont des fonctions (réelles) non linéaires des variables x_1, x_2, \dots, x_n . Ecrivant maintenant le système I sous la forme matricielle du type :

$$F(X) = 0$$

où :

$$X = (x_1, x_2, \dots, x_n)^t, X \in \mathbb{R}^n \text{ et } 0 \text{ le vecteur nul de } \mathbb{R}^n.$$

F est l'opérateur non linéaire défini par l'ensemble (f_1, f_2, \dots, f_n) .

Cependant, le problème est de trouver un ensemble de n valeurs réelles :

$$X^* = (x_1^*, \dots, x_n^*)^t$$

qui pourrait vérifier simultanément les n équations du système (I).

La résolution d'un tel système n'est guère facile, elle est en générale complexe et rarement possible par les méthode d'élimination, on peut en revanche espérer pouvoir élaborer une méthode itérative de résolution qui est celle de NEWTON. Dans ce qui suit nous allons présenter les étapes de résolution de la méthode.

METHODE DE NEWTON

Principes et conditions d'application :

Etant donné le système I, notons $X^* = (x_1^*, \dots, x_n^*)^t$ le vecteur solution du système non linéaire :

$$F_i(X) = 0 \quad i = 1, 2, \dots, n.$$

Si chaque fonction F_i est continue et continûment différentiable, alors, par développement en série de TAYLOR dans le voisinage d'un estimé $X^{(k)}$ proche le maximum possible de X^* (qui est obtenu à la k -ième itération), on obtient ainsi :

$$F_i(x^*) = F_i(x^{(k)} + (x^* - x^{(k)})) = F_i(x^{(k)}) + \sum_{j=1}^n \left. \frac{\partial F_i(x)}{\partial x_j} \right|_{x=x^{(k)}} (x_j^* - x_j^{(k)}) + \quad (II)$$

$$\frac{1}{2!} \sum_{j=1}^n \sum_{r=1}^n (x_j^* - x_j^{(k)}) (x_r^* - x_r^{(k)}) \left. \frac{\partial^2 F(x)}{\partial x_j \partial x_r} \right|_{x=x^{(k)}} + \dots = 0.$$

Pour $i = 1, \dots, n$.

Si $X^{(k)}$ est un estimé proche de X^* , les éléments $(x_i^* - x_i^{(k)})^2$ sont négligeables, ainsi que les termes de degré supérieur. Dans ces conséquences le système (II) devient

$$\sum_{j=1}^n \left. \frac{\partial F_i(x)}{\partial x_j} \right|_{x=x^{(k)}} (x_j^* - x_j^{(k)}) = -F_i(x^{(k)}) \quad (III)$$

Soit la matrice $E^{(k)}$ des dérivées premières qui est appelé aussi matrice Jacobienne telles que :

$$E_{ij}^{(k)} = \left. \frac{\partial F_i(x)}{\partial x_j} \right|_{x=x^{(k)}} \quad \begin{cases} i = 1, 2, \dots, n \\ j = 1, 2, \dots, n \end{cases} \quad (IV)$$

soit aussi le vecteur d'erreur $\Delta x^{(k)}$:

$$\Delta x^{(k)} = x_j^* - x_j^{(k)}$$

puis le vecteur $F^{(k)}$ par :

$$F^{(k)} = -F_i(x^{(k)})$$

Dans ce cas (III) s'écrit :

$$E^{(k)} \cdot \Delta x^{(k)} = F^{(k)} \quad (V)$$

Dans cette équation, tous les membres sont connus hormis $\Delta x^{(k)}$. Par conséquent la résolution du système (I) revient à la résolution du système linéaire (V).

RESOLUTION DU SYSTEME LINEAIRE

Pour la résolution du système (V), nous allons utilisé la méthode de JODRAN (dite aussi GAUSSE -JORDAN).

Théorème de Jordan

Soit une matrice carrée A quelconque, il existe des matrices S telles que $SA = D$, où D est la matrice diagonale d'ordre n .

Principe :

La méthode de Jordan consiste à transformer le système $A X = b$ en un système $A' X = b'$, où A' est la matrice identité d'ordre n . Cette diagonalisation est opérée en n étapes qui se composent d'une opération de normalisation suivie d'une opération de réduction.

Description de la méthode :

Soit le système :

$$\begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & \dots & a_{1n} \\ a_{21} & a_{22} & \dots & a_{2n} \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ a_{n1} & a_{n2} & \dots & a_{nn} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} X_1 \\ X_2 \\ \dots \\ X_n \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_{1, n+1} \\ a_{2, n+1} \\ \dots \\ a_{n, n+1} \end{bmatrix}$$

♦ *Première étape*

a) *Normalisation*

Cette opération consiste à remplacer a_{11} par 1 en prémultipliant $[A,b]$ par $E_1(1/a_{11})$, la première ligne de $[A,b]$ devient :

$$a_{1j}^{(1)} = a_{1j} / a_{11} \quad j = 1, \dots, n+1.$$

Où (E) sont les opérateurs élémentaires de Perlis, qui sont définis comme suit :

- E_{ij} est la matrice identité dont (I_n) on permute les $i^{\text{ème}}$ et $j^{\text{ème}}$ lignes exemple :

$$E_{13} = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 1 \\ 0 & 1 & 0 \\ 1 & 0 & 0 \end{bmatrix} ;$$

- $E_i(d)$ est la matrice identité (I_n) dont la $i^{\text{ème}}$ ligne est multipliée par un scalaire d exemple :

$$E_2(d) = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & d & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} ;$$

- $E_{ii}(d)$ est une matrice identité (I_n) dont la $i^{\text{ème}}$ ligne est remplacée par $e_{ij} + d e_{ij}$ où les (e) sont les éléments de la matrice identité (I_n) exemple :

$$E_{12}(d) = \begin{bmatrix} 1 & d & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{bmatrix};$$

Ces matrices sont régulières et leurs matrices inverses s'écrivent :

$$\begin{aligned} E_{ij}^{-1} &= E_{ij} \\ E_i^{-1}(d) &= E_i(1/d) \\ E_{ii}^{-1}(d) &= E_{ii}(-d) \end{aligned}$$

b) Réduction :

Les coefficients extradiagonaux de A sont remplacés par :

$$a_{21}^{(1)} = a_{31}^{(1)} = \dots = a_{n1}^{(1)} = 0.$$

ceci s'obtient en multipliant $[A,b]$ par :

$$E_{21}(-a_{21}) \cdot E_{31}(-a_{31}) \dots E_{n1}(-a_{n1})$$

soit sous forme compacte :

$$a_{ij}^{(1)} = a_{ij} - a_{i1} a_{1j}^{(1)} \quad \begin{cases} i = 2, \dots, n \\ j = 1, \dots, n+1 \end{cases}$$

Le système $[A,b]^{(1)}$ s'écrit alors :

$$\begin{bmatrix} 1 & a^{(1)}_{12} & \dots & a_{1n} \\ 0 & a^{(1)}_{22} & \dots & a_{2n} \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & a^{(1)}_{n2} & \dots & a_{nn} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ \dots \\ x_n \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a^{(1)}_{1,n+1} \\ a^{(1)}_{2,n+1} \\ \dots \\ a^{(1)}_{n,n+1} \end{bmatrix}$$

♦ Deuxième étape :

a) Normalisation

Le terme pivot $a_{22}^{(1)}$ est remplacé par 1 par la prémultiplication $E_2(1/a_{22}^{(1)}) \cdot [A,b]^{(1)}$. La seconde ligne de $[A,b]^{(1)}$ devient :

$$a_{2j}^{(2)} = a_{2j}^{(1)} / a_{22}^{(1)} \quad j = 2, \dots, n+1.$$

b) Réduction : Pour annuler les termes extradiagonaux de $[A,b]^{(1)}$, prémultipliant $[A,b]^{(1)}$ par $E_{12}(-a_{12}^{(1)})$, les termes de la 1^{ère} rangée deviennent alors :

$$\begin{cases} a_{12}^{(2)} = a_{12}^{(1)} - a_{12}^{(1)} = 0 \\ a_{13}^{(2)} = a_{13}^{(1)} - a_{12}^{(1)} a_{23}^{(2)} \\ \dots\dots\dots \\ a_{1n+1}^{(2)} = a_{1n+1}^{(1)} - a_{12}^{(1)} a_{2n+1}^{(2)} \end{cases}$$

soit en général :

$$a_{1j}^{(2)} = a_{1j}^{(1)} - a_{12}^{(1)} a_{2j}^{(2)} \quad j = 3, \dots, n+1.$$

De même, en prémultipliant $[A,b]^{(1)}$ par $E_{i2}(-a_{i2}^{(1)})$ les termes de la $i^{\text{ème}}$ rangée deviennent :

$$\begin{cases} a_{i2}^{(2)} = a_{i2}^{(1)} - a_{i2}^{(1)} = 0 \\ a_{i3}^{(2)} = a_{i3}^{(1)} - a_{i2}^{(1)} a_{23}^{(2)} \\ \dots\dots\dots \\ a_{in+1}^{(2)} = a_{in+1}^{(1)} - a_{i2}^{(1)} a_{2n+1}^{(2)} \end{cases}$$

soit :

$$a_{ij}^{(2)} = a_{ij}^{(1)} - a_{i2}^{(1)} a_{2n+1}^{(2)} \quad j = 3, \dots, n+1.$$

Après cette étape, le système de vient :

$$\begin{bmatrix} 1 & 0 & a_{13}^{(2)} & \dots & a_{1n}^{(2)} \\ 0 & 1 & a_{23}^{(2)} & \dots & a_{2n}^{(2)} \\ 0 & 0 & a_{33}^{(2)} & \dots & a_{3n}^{(2)} \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & a_{n3}^{(2)} & \dots & a_{nn}^{(2)} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \\ \dots \\ x_n \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_{1,n+1}^{(2)} \\ a_{2,n+1}^{(2)} \\ a_{3,n+1}^{(2)} \\ \dots \\ a_{n,n+1}^{(2)} \end{bmatrix}$$

♦ K - $i^{\text{ème}}$ étape

a) Normalisation

Le terme pivot $a_{kk}^{(k-1)}$ est remplacé par 1 par prémultiplication de $[A,b]^{(k-1)}$ par :

$$E_k \left(\frac{1}{a_{kk}^{(k-1)}} \right)$$

La k - ème ligne du système $[A,b]^{(k-1)}$ s'écrit alors :

$$a_{kj}^{(k)} = a_{kj}^{(k-1)} / a_{kk}^{(k-1)} \quad j = k, \dots, n+1.$$

b) Réduction :

Les termes extradiagonaux de la k -ième colonne sont annulés par prémultiplication de $[A, b]^{(k-1)}$ par :

$E_{ik}(-a_{ik}^{(k-1)})$, donc la i -ième ligne devient :

$$a_{ij}^{(k)} = a_{ij}^{(k-1)} - a_{ik}^{(k-1)} \cdot a_{kj}^{(k)} \quad \begin{cases} j = k+1, \dots, n+1 \\ i \neq k \\ i = 1, 2, \dots, n \end{cases}$$

Nous développons donc le premier algorithme de Jordan pour un système d'ordre n .

Algorithme de Jordan sans pivotation	
1. Transformation $[A, b] \longrightarrow [I, b']$	
$a_{kj}^{(k)} = a_{kj}^{(k-1)} / a_{kk}^{(k-1)}$	$\} j = k+1, n+1$
$a_{ij}^{(k)} = a_{ij}^{(k-1)} - a_{ik}^{(k-1)} \cdot a_{kj}^{(k)}$	$\} j = k+1, n+1 \} i \neq k$
	$\} k = 1, n$
2. Solution du système résultant :	
$x_i = a_{i, n+1}$	$\} i = 1, 2, \dots, n$

METHODE DE JORDAN AVEC PIVOT TOTALE :

Lors de l'application de la méthode de Jordan, on a constaté l'importance de la valeur des pivots lors de la résolution des systèmes linéaires. Cela dit, il y a intérêt à choisir le pivot le plus grand possible.

Pour mieux comprendre la méthode de Jordan avec pivot total, voici un exemple.

Exemple :

Soit le système :

$$\begin{cases} x_1 + 3x_2 + 3x_3 + 2 = 0 \\ 2x_1 + 2x_2 + 5x_3 - 7 = 0 \\ 3x_1 + 2x_2 + 6x_3 - 12 = 0 \end{cases}$$

Dont la solution est $x = [4 \ -3 \ 1]^t$. La matrice augmentée :

$$[A, b] = \begin{bmatrix} 1 & 3 & 3 & -2 \\ 2 & 2 & 5 & 7 \\ 3 & 2 & 6 & 12 \end{bmatrix}$$

Pour éviter d'interchanger les lignes et les colonnes, nous allons tenir une liste des éléments pivots P_k en les repérant par leur colonne C_k et leur ligne L_k .

♦ *Première étape* : $k=1$

Le terme le plus grand (en valeur absolue) de A est $a_{33}=6$, alors $P_1 = a_{33}$, $C_1 = 3$ et $L_1 = 3$.
après normalisation, $[A,b]$ devient :

$$\begin{bmatrix} 1 & 3 & 3 & -2 \\ 2 & 2 & 5 & 7 \\ \frac{1}{2} & \frac{1}{3} & 1 & 2 \end{bmatrix}$$

réduisant les termes de C_1 :

$$\begin{bmatrix} -\frac{1}{2} & 2 & 0 & -8 \\ -\frac{1}{2} & \frac{1}{3} & 0 & -3 \\ \frac{1}{2} & \frac{1}{3} & 1 & 2 \end{bmatrix}$$

♦ *Deuxième étape* : $k=2$

Dans la matrice A d'où sont éliminées les colonne C_1 et ligne L_1 le terme le plus grand est a_{12} ,
d'où :

$$P_2 = a_{12}, L_2 = 1 \text{ et } C_2 = 2$$

Normalisation de L_2 :

$$\begin{bmatrix} -\frac{1}{2} & 1 & 0 & -4 \\ -\frac{1}{2} & \frac{1}{3} & 0 & -3 \\ \frac{1}{2} & \frac{1}{3} & 1 & 2 \end{bmatrix}$$

Réduction de C_2 :

$$\begin{bmatrix} -\frac{1}{4} & 1 & 0 & -4 \\ -\frac{5}{12} & 0 & 0 & -\frac{5}{3} \\ \frac{7}{12} & 0 & 1 & \frac{10}{3} \end{bmatrix}$$

♦ *Troisième étape* : $k=3$

Dans la nouvelle matrice A où sont éliminés C_1, C_2, L_1, L_2 le seul pivot possible est donc correspondant :

$$P_3 = a_{21}, C_3 = 1, L_3 = 2.$$

Après normalisation et réduction, on obtient :

$$\begin{bmatrix} 0 & 1 & 0 & -3 \\ 1 & 0 & 0 & 4 \\ 0 & 0 & 1 & 1 \end{bmatrix}$$

Il suffit de voir que le C_k - $i^{\text{ème}}$ élément du vecteur solution x apparaît dans la r - $i^{\text{ème}}$ rangée du vecteur b ($n+1$ - $i^{\text{ème}}$ rangée de $[A,b]$), ainsi :

$$x_{C_k} = a_{1k, n+1} \quad \forall k$$

D'où :

$$X = [4 \quad -3 \quad 1]^t.$$

L'algorithme de Jordan avec stratégie du pivot total est donc le suivant (il serait souhaitable d'effectuer les calculs en double précision par exemple en déclarant w et p comme variables double précision).

Algorithme de Jordan avec pivotation total implicite	
<p>1. Choix du pivot $P_k = a_{L_k C_k}$ où $a_{L_k C_k} = \max_{ij} a_{ij}$ $i = 1, 2, \dots, n \quad i \neq L_1, L_2, \dots, L_{k-1}$ $j = 1, 2, \dots, n \quad j \neq C_1, C_2, \dots, C_{k-1}$</p>	
<p>2. Normalisation $a_{L_k j} = a_{L_k j} / P_k \quad j = 1, 2, \dots, n+1$</p>	
<p>3. Réduction $w = a_{i C_k}$ $a_{ij} = a_{ij} - w \cdot a_{L_k j} \quad j = 1, n+1 \quad i = 1, n \text{ avec } i \neq L_k$</p>	
<p>4. Remise en ordre $x_{C_k} = a_{L_k, n+1}$</p>	
	<p>$k = 1, 2, \dots, n$</p>

Annexe II

TABLE A.10E Constant-Pressure Specific Heats of Various Ideal Gases (English Units)

Gas	$C_{p,0} = \text{kJ/kmol K}$	$\theta = T(\text{Kelvin})/100$	Range K	Max. Error %
N ₂	$\bar{C}_{p,0} = 39.060 - 512.79\theta^{-1.5} + 1072.7\theta^{-2} - 820.40\theta^{-3}$		300-3500	0.43
O ₂	$\bar{C}_{p,0} = 37.432 + 0.020102\theta^{1.5} - 178.57\theta^{-1.5} + 236.88\theta^{-2}$		300-3500	0.30
H ₂	$\bar{C}_{p,0} = 56.505 - 702.74\theta^{-0.75} + 1165.0\theta^{-1} - 560.70\theta^{-1.5}$		300-3500	0.60
CO	$\bar{C}_{p,0} = 69.145 - 0.70463\theta^{0.75} - 200.77\theta^{-0.5} + 176.76\theta^{-0.75}$		300-3500	0.42
OH	$\bar{C}_{p,0} = 81.546 - 59.350\theta^{0.25} + 17.329\theta^{0.75} - 4.2660\theta$		300-3500	0.43
NO	$\bar{C}_{p,0} = 59.283 - 1.7096\theta^{0.5} - 70.613\theta^{-0.5} + 74.889\theta^{-1.5}$		300-3500	0.34
H ₂ O	$\bar{C}_{p,0} = 143.05 - 183.54\theta^{0.25} + 82.751\theta^{0.5} - 3.6989\theta$		300-3500	0.43
CO ₂	$\bar{C}_{p,0} = -3.7357 + 30.529\theta^{0.5} - 4.1034\theta + 0.024198\theta^2$		300-3500	0.19
NO ₂	$\bar{C}_{p,0} = 46.045 + 216.10\theta^{-0.5} - 363.66\theta^{-0.75} + 232.550\theta^{-2}$		300-3500	0.26
CH ₄	$\bar{C}_{p,0} = -672.87 + 439.74\theta^{0.25} - 24.875\theta^{0.75} + 323.88\theta^{-0.5}$		300-2000	0.15
C ₂ H ₄	$\bar{C}_{p,0} = -95.395 + 123.15\theta^{0.5} - 35.641\theta^{0.75} + 182.77\theta^{-3}$		300-2000	0.07
C ₂ H ₆	$\bar{C}_{p,0} = 6.895 + 17.26\theta - 0.6402\theta^2 + 0.00728\theta^3$		300-1500	0.83
C ₃ H ₈	$\bar{C}_{p,0} = -4.042 + 30.46\theta - 1.571\theta^2 + 0.03171\theta^3$		300-1500	0.40
C ₄ H ₁₀	$\bar{C}_{p,0} = 3.954 + 37.12\theta - 1.833\theta^2 + 0.03498\theta^3$		300-1500	0.54

Source: From T. C. Scott and R. E. Sonntag, University of Michigan, unpublished 1971, except C₂H₄, C₃H₈, and C₄H₁₀ from K. A. Kobe, *Petroleum Refiner*, 28, No. 2, 113 (1949).

TABLE A.15SI Enthalpy of Formation, Gibbs Function of Formation, and Absolute Entropy of Various Substances at 25°C, 0.1-MPa Pressure

Substance	Formula	M	State	\bar{h}_f°	\bar{g}_f°	\bar{s}°
				kJ/kmol	kJ/kmol	kJ/kmol K
Water	H ₂ O	18.015	gas	-241 826	-228 582	188.834
Water	H ₂ O	18.015	liquid	-285 830	-237 141	69.950
Carbon (graphite)	C	12.011	solid	0	0	5.740
Carbon monoxide	CO	28.011	gas	-110 527	-137 163	197.653
Carbon dioxide	CO ₂	44.010	gas	-393 522	-394 389	213.795
Methane	CH ₄	16.043	gas	-74 873	-50 768	186.251
Acetylene	C ₂ H ₂	26.038	gas	+226 731	+209 200	200.958
Ethene	C ₂ H ₄	28.054	gas	+52 467	+68 421	219.330
Ethane	C ₂ H ₆	30.070	gas	-84 740	-32 885	229.597
Propene	C ₃ H ₆	42.081	gas	+20 430	+62 825	267.066
Propane	C ₃ H ₈	44.094	gas	-103 900	-23 393	269.917
Butane	C ₄ H ₁₀	58.124	gas	-126 200	-15 970	306.647
Pentane	C ₅ H ₁₂	72.151	gas	-146 500	-8 208	348.945
Benzene	C ₆ H ₆	78.114	gas	+82 980	+129 765	269.562
Hexane	C ₆ H ₁₄	86.178	gas	-167 300	+28	387.979
Heptane	C ₇ H ₁₆	100.205	gas	-187 900	+8 227	427.805
Octane	C ₈ H ₁₈	114.232	gas	-208 600	+16 660	466.514
Octane	C ₈ H ₁₈	114.232	liquid	-250 105	+6 741	360.575
Methanol	CH ₃ OH	32.042	gas	-201 300	-162 551	239.709
Ethanol	C ₂ H ₅ OH	46.069	gas	-235 000	-168 319	282.444
Ammonia	NH ₃	17.031	gas	-45 720	-16 128	192.572

Source: Consistent with thermodynamic data in *JANAF Thermochemical Tables*, third edition, Thermal Group, Dow Chemical U.S.A., Midland, MI, 1985.