



HAL
open science

Le naphta en Europe 1975-1980

Jean-Paul Jacamon, Charles Prévôt

► **To cite this version:**

Jean-Paul Jacamon, Charles Prévôt. Le naphta en Europe 1975-1980. Sciences de l'ingénieur [physics]. 1972. hal-01910004

HAL Id: hal-01910004

<https://minesparis-psl.hal.science/hal-01910004>

Submitted on 31 Oct 2018

HAL is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.

MINISTÈRE DU DÉVELOPPEMENT INDUSTRIEL ET SCIENTIFIQUE
DIRECTION DES CARBURANTS

Consultation
sur place

LE NAPHTA EN EUROPE

[29] 1975 - 1980



Dossier long Ing^r Elève de 3^e année - Promo X-1966

JUIN 1972

LE NAPHTA EN EUROPE

1975 - 1980



J.P. JACAMON
Ch. PREVOT

promo X - 66

Table des Matières

I. Introduction	p. 1
II. Prévision de la demande de naphta en 1975-1980	p. 2
III. Le modèle de raffinage	p. 3
IV. Etude des résultats obtenus à l'aide du modèle de raffinage	p. 5
IV. A - Différents passages effectués	p. 5
IV. B - Etude des résultats de 1975	p. 5
IV. C - Etude des résultats de 1980	p. 8
V. Conclusion et limites du modèle	p. 10
Courbes significatives	p. 12
 <u>Annexes :</u>	
• Annexe 1 : Statistiques et prévisions de consommation de certains produits pétrochimiques et de naphta	p. 23
• Annexe 2 : Présentation du modèle de raffinage	p. 40
I. Les variables	p. 41
II. Le mode d'emploi des bruts	p. 44
III. Le schéma des différents appareils	p. 45
IV. Les produits	p. 48
V. La fonction coût	p. 51
• Annexe 3 : Données utilisées pour les différents passages sur ordinateur	p. 54
• Annexe 4 : Etude particulière du problème des aromatiques	p. 57
• Annexe 5 : Etude de la sensibilité du modèle aux erreurs de prévision	p. 62
• Annexe 6 : Etude de deux passages-type ; Europe 1970 et France 1970	p. 65
• Annexe 7 : Résultats numériques complets des passages	p. 69



Table des courbes, tableaux et schéma

Courbes caractéristiques :

- quantité de naphta disponible	P. 12
- coût marginal de l'éthylène	P. 13
- coût marginal du supercarburant	P. 14
- coût marginal du carburant	P. 15
- charge du reforming	p. 16
- température de coupe entre coupes légères et moyennes	p. 17
- coût marginal BTX	p. 18
- coût marginal fuel domestique	p. 19
- coût marginal fuel lourd	p. 20
- coût total	p. 21

Tableaux :

- Résultats des tests de sensibilité	P. 63
- Résultats Europe 1970	P. 67
- Résultats France 1970	p. 68
- Résultats Europe 1975	p. 70
- Résultats Europe 1980	P. 81

Schéma des unités du programme linéaire de raffinage.	p. 90
---	-------

I - Introduction

Le naphta est, au même titre que les carburants automobile, issu des coupes légères du pétrole brut. A la différence du supercarburant et de l'essence ordinaire, cependant, il n'a pas de caractéristiques de qualité bien déterminées telles que l'indice d'octane, la densité ou la tension de vapeur. Il tire son importance de son rôle de produit de base de la pétrochimie et en particulier de matière première pour le steam-cracking.

Différents éléments peuvent avoir une influence importante sur le prix du naphta au cours des prochaines années. Tout d'abord le secteur pétrochimique va croître plus vite que l'ensemble du secteur pétrolier. Le taux de croissance de la demande de naphta sera donc plus fort que celui de la demande des autres produits pétroliers. Ensuite les Etats-Unis, manquant de gaz, ont l'intention d'importer des quantités importantes de naphta, qui serait surtout utilisé pour satisfaire les pointes de la consommation, et dont le prix pourrait, par conséquent, être assez élevé. Enfin les problèmes posés par la pollution des automobiles, risquent de conduire à une réduction progressive de la teneur en plomb des essences. On a cherché à évaluer l'influence d'une telle réduction sur la quantité de naphta disponible.

Cette étude se propose donc d'abord de prévoir la demande de naphta en 1975 et 1980 en Europe Occidentale, sans tenir compte d'une éventuelle importation américaine. Puis à l'aide d'un modèle de raffinage, on a recherché les conséquences d'une évolution du prix du naphta sur la quantité disponible à la sortie de la raffinerie et plus généralement sur la structure du raffinage. Un résultat important est l'influence du prix du naphta sur le prix de l'éthylène élément de base de la pétrochimie. Ce modèle a permis de mener l'étude en retenant différentes hypothèses de teneur en plomb des essences.

La partie principale de ce rapport s'attache surtout à commenter les résultats obtenus avec le modèle de raffinage. Un certain nombre de points sont étudiés plus en détails en annexes :

- 1) statistiques et prévisions de consommation de certains produits pétrochimiques et de naphta
- 2) présentation du modèle de raffinage
- 3) données utilisées pour les différents passages sur ordinateur
- 4) étude particulière du problème des aromatiques
- 5) étude de la sensibilité du modèle aux erreurs de prévision

.../...

6) étude d'un passage type : Europe 1970

7) résultats numériques complets des passages.

II - Prévision de la demande de naphta en 1975-et 1980.

Le détail de la démarche permettant d'établir ces prévisions se trouve avec tous les chiffres à l'annexe 1.

Pour la partie de la consommation à usages pétrochimiques, ces prévisions ont été établies en remontant la filière de production en partant des produits finis que sont les matières plastiques pour arriver, en passant par l'éthylène, au naphta. Ces chiffres ont été ensuite complétés par les prévisions de consommation de naphta pour les autres usages qui sont d'importance très secondaire.

On arrive ainsi à une demande de naphta net en Europe Occidentale de 46 millions de tonnes en 1975 et 737 en 1980. La demande pour les usages autres que la production d'éthylène quant à elle de 4,3 millions de tonnes en 1975 et 5,2 en 1980. Rappelons enfin que tous ces chiffres se limitent à la demande intérieure à l'Europe Occidentale et ne tiennent pas compte d'une éventuelle demande américaine. Le taux moyen annuel de croissance de la demande de naphta net serait ainsi de 9 % pour la période 1970-75 et de presque 10 % pour 1975-1980.

III) Le modèle de raffinage

Le modèle est décrit en détail dans l'annexe II. On y explique qu'une raffinerie est un système dans laquelle rentrent les bruts et duquel sortent des produits.

Les produits doivent répondre à certaines caractéristiques. De plus ils sont liés aux bruts par l'intermédiaire des différentes unités qui constituent la raffinerie. On peut alors simuler la marche de la raffinerie par un modèle de programmation linéaire. Celui-ci est constitué par des variables qui représentent tous les flux internes à la raffinerie et les qualités des produits, par des équations qui traduisent la marche de chacune des unités constituant la raffinerie par des inéquations portant soit sur les flux soit sur des qualités et finalement par une fonction coût.

Il y a en tout 785 variables dont 257 sont contraintes par des inéquations. Il y a 528 équations et la matrice de ce système comporte 2 974 éléments non nuls.

Le programme linéaire d'optimisation cherche alors les valeurs de toutes ces variables qui satisfassent toutes les équations et inéquations et assurent à la fonction coût la valeur minimum. Le programme calcule aussi le coût marginal de toutes les variables butant sur une contrainte c'est-à-dire la variation de la fonction coût pour un déplacement d'une unité de la contrainte toutes les autres équations et inéquations étant respectées.

.../...

On trouve en fin de rapport un schéma des unités du modèle de raffinage.

Ce modèle permet de simuler le traitement de cinq bruts différents dans une raffinerie type comprenant une colonne à distiller, des unités de traitement des coupes lourdes (hydrodésulfuration des gas-oils, distillation sous vide, vis-breaking, cracking catalytique, hydrocracking), des unités de traitement des coupes légères (steam cracking, reforming, splitter de reformat, isomerisation) et des unités de traitement de gaz (désulfuration et séparation des gas). Alors que la plupart des produits sortant de ces unités sont recyclés vers d'autres unités, certains sont dirigés vers les pools des produits finals qui sont l'éthane, l'éthylène, le propane, le propylène, le butane, le butadiène, le carburant auto, le super, le naphta, le kérosène, le fuel domestique, le fuel normal, le fuel spécial, le soufre et le pool combustible utilisé pour les besoins propres du raffinage. Chacun des produits finals est donc caractérisé par l'origine de ses constituants mais ce n'est pas suffisant et on est amené à ajouter des contraintes de qualité. Ainsi le carburant auto et le super doivent avoir un nombre d'octane minimum, une tension de vapeur maximum, le pourcentage de butane est limité et le pourcentage d'essence légère et d'essence lourde ne peut varier qu'entre deux valeurs extrêmes. De même le fuel domestique doit satisfaire à des conditions de densité, de viscosité, de point de congélation et de pourcentage en soufre. Cette dernière condition est aussi imposée à des taux différents aux fuels lourds, normal ou spécial.

Tout ce qui précède est la description physique du raffinage (flux et qualités) et par conséquent est indépendant de l'utilisation que l'on veut faire du modèle. Il en est différemment de la description économique par la fonction coût et des contraintes de quantité imposées sur les bruts et les produits.

Comme on l'a vu dans l'introduction, le but de l'étude est de déterminer l'influence du prix du naphta sur les quantités de naphta disponible et sur les coûts marginaux des produits finals et ceci dans différents cas d'éthylation.

On est donc amené à fixer les quantités de produits à fournir et à ne pas valoriser ces produits de façon à ce que les variables de demande de produit butent sur leurs contraintes. Alors le programme calcule les coûts marginaux.

Pour le naphta par contre on est amené à fixer un prix et à laisser libre la demande et le programme calcule alors la quantité correspondant au minimum de la fonction coût.

.../...

Pour les bruts on utilise une solution intermédiaire. Les quantités de chacun des bruts sont limitées inférieurement et supérieurement par des valeurs raisonnables tenant compte de l'expérience des années précédentes et de l'évolution probable et à l'intérieur de ces limites le choix se fait d'après les prix intervenant dans la fonction coût. Si un brut est vraiment trop cher (cas de l'Algérie) il butera sur sa contrainte inférieure et le coût marginal calculé alors permettra d'évaluer de combien il est trop cher par rapport aux autres bruts.

Outre les bruts et les produits la fonction coût fait intervenir la capacité des appareils de raffinage. Et là aussi les coefficients diffèrent suivant l'utilisation du modèle. Dans tous les passages sauf celui de la France 1970 on a utilisé des coûts en développement. La signification et le mode de calcul en sont expliqués en annexe II. On peut dire que c'est une façon de faire intervenir à côté des frais fixes et des frais variables, le coût des investissements.

Cette optique permet alors de calculer la capacité optimum de chaque type d'appareil et donc les investissements supplémentaires à réaliser pour 75 ou 80. Par contre pour le passage France 70 où on voulait déterminer la meilleure façon d'utiliser un matériel existant, la fonction coût ne fait intervenir que les frais variables.

IV - Etude des résultats obtenus à l'aide du modèle de raffinage

A) Différents passages effectués

On a tout d'abord considéré que toutes les raffineries européennes étaient regroupées en une seule grande raffinerie dont la capacité serait la somme des capacités de chacune d'entre elles. On n'a donc tenu compte d'aucun coût de transport.

L'un des principaux objet de l'étude était la relation entre le prix du naphta et la quantité disponible à la sortie de la raffinerie. On a donc effectué quatre passages avec les données de 1975 et une hypothèse de 0,4 gramme de plomb par litre d'essence, en fixant successivement le prix du naphta à 100, 125, 140 et 150 francs par tonne. Puis on a répété cette série de passages en réduisant la teneur en plomb des essences à 0,15 puis 0 gramme par litre. Les mêmes variations de paramètres ayant été choisie pour 1980, ce sont donc au total 24 passage du modèle de raffinage qui ont été effectués. Il faut y ajouter un passage un peu particulier avec les données de 1970, un prix de naphta de 100 francs par tonne et un degré d'éthylation de 0,6 gramme de plomb par litre. Ce dernier passage, qui permet d'évaluer la valeur des résultats de 1975 et 1980 puisque la situation de 1970 est connue, est étudié séparément dans l'annexe 6.

A la fin de la partie principale de ce rapport, avant les annexes, sont regroupées un certain nombre de courbes qui traduisent l'évolution en fonction du prix du naphta des grandeurs les plus intéressantes. On trouvera une courbe par année et par hypothèse d'éthylation. Enfin l'annexe 7 contient les résultats numériques détaillés de chaque passage. Le modèle contenant plus de 500 variables différentes il est matériellement impossible et de toute façon inutile de donner tous les résultats numériques. Seuls ont été retenus, la quantité et le coût marginal de chaque brut, la quantité et le coût marginal de chaque produit sortant de la raffinerie et la charge de chaque appareil.

B) Etude des résultats de 1975

1) Le naphta

L'examen des courbes représentant la quantité de naphta à la sortie de la raffinerie en fonction de son prix montre le peu de sensibilité de cette grandeur à une réduction de la teneur en plomb des essences. En particulier le coût marginal du naphta pour une exportation nulle varie très peu entre les trois hypothèses d'éthylation retenues : de 123 à 126 francs par tonne. Il semble donc que l'on puisse admettre à partir de ces résultats que la quantité de naphta disponible à la sortie des raffineries dépende linéairement de son prix et soit à peu près indépendante de la teneur en plomb des essences. La droite donnant la quantité en fonction du prix serait approximativement caractérisée par les deux points suivants : un point de départ sur l'axe des prix aux environs de 125 francs par tonne et une quantité de l'ordre de 65 millions de tonnes pour un prix de 150 francs par tonne.

.../...

Ce premier résultat (coût marginal de naphta à 125 F/T) est particulièrement intéressant car il détermine le prix du naphta à partir duquel il est intéressant d'en produire. La pente de la courbe indique ensuite la sensibilité de la production de naphta au prix. Les autres courbes et tableaux vont permettre de déterminer la sensibilité des produits au prix du naphta et les changements à apporter au schéma de raffinage pour assurer la production de naphta ainsi mise en évidence.

Il faut rappeler que le modèle inclut les besoins de naphta pour steam cracking (flux NA 1 SC + NA 2 SC dans les tableaux de l'annexe VII) et utilise du naphta comme combustible interne toutes les fois que cela est économiquement avantageux. Ainsi dans le cas FRANCE 70 (voir annexe VI) sur 3,6 millions de tonnes utilisés en combustible, il y a 1,7 millions de naphta, l'appoint étant fait en éthane, propane et hydrogène. Dans le cas EUROPE 70 ce sont 12 millions de tonnes de naphta qui sont utilisés sur les 22,3 millions de tonnes de combustible. En 75 cette utilisation de naphta diminue. En effet la tension sur le fuel normal baisse. Du fuel est alors utilisé avec le naphta comme combustible dans des quantités telles que le rapport des coûts marginaux soit égal au rapport des capacités calorifiques. Cette utilisation du naphta en combustible disparaît évidemment lorsqu'on valorise le naphta et aussi en 1980 année où la tension sur le fuel baisse encore.

La quantité de naphta disponible à la sortie des raffineries doit d'abord satisfaire la demande intérieure européenne qui est assez faible (4 millions de tonnes) puisqu'elle n'inclut pas le naphta pour steam-cracking. L'excédent correspondra à d'éventuelles exportations vers les Etats-Unis. La courbe mise en évidence dans cette étude peut donc permettre, si l'on a une idée de la quantité de naphta que les Américains ont l'intention d'importer, de déterminer grossièrement le prix du naphta.

2) l'éthylène

Le coût marginal de l'éthylène croît de 400 francs par tonne environ pour des prix de naphta compris entre 100 et 125 francs par tonne, jusqu'à 470 francs pour un prix de naphta de 150 francs par tonne. Rappelons que pour obtenir ce coût marginal, les prix du propylène et du butadiène ont été fixés respectivement à 250 et 900 francs par tonne.

Il faut aussi remarquer que les rendements du steam-cracking dans le modèle correspondent à une très grande sévérité. Il est en effet de 31,5 % de la charge (rendement en poids) pour le steam de naphta léger et de 29,5 % pour le steam de naphta médium. Ces rendements légèrement trop élevés expliquent un coût marginal légèrement trop faible.

Le coût marginal de l'éthylène obtenu dépend un peu du degré d'éthylation des essences. Cette dépendance diminue lors que le prix du naphta augmente. Elle est due au fait que le steam-cracking n'est pas seulement relié à la raffinerie par son entrée (naphta) mais aussi par sa sortie. Les essences de steam-cracking retournent en effet en raffinerie et leur valorisation dépend du degré d'éthylation des essences.

3) Le carburant ordinaire et le supercarburant

Le coût marginal du carburant croît avec le prix du naphta. Cette croissance est d'environ 20 francs lorsque celle du prix du naphta est de 25 francs. Cette évolution se comprend aisément puisque le naphta fait partie comme le carburant ordinaire de la coupe légère.

Le coût marginal du carburant ordinaire croît aussi lorsque l'on réduit la teneur en plomb maximale dans les essences. cela est logique : plus la teneur en plomb est basse plus il est difficile de réaliser l'indice d'octane imposé. La sensibilité n'est cependant pas très grande puisque lorsque l'on passe de 0,4 à 0 gramme de plomb par litre, le coût marginal du carburant ordinaire n'augmente que de 10 francs par tonne soit un peu plus de 6 %.

Quant au supercarburant, il faut rappeler que dans le modèle il a été regroupé avec les BTX (benzène, toluène, xylène) comme l'indique l'annexe 4. Sous la rubrique "coût marginal du super", les tableaux de l'annexe 7 donnent en fait celui du mélange supercarburant - BTX, alors que les courbes situées avant les annexes donnent les coûts marginaux du supercarburant des des BTX après leur séparation (voir annexe 4).

Le coût du supercarburant croît avec celui du naphta dans des proportions à peu près identiques à celles du carburant ordinaire (20 francs par tonne pour une variation du prix du naphta de 25 francs par tonne). Par contre il est beaucoup plus sensible à la teneur en plomb des essences, puisque l'on observe une augmentation de 30 francs par tonne lors de la réduction de 0,4 à 0 gramme par litre. Cela s'explique par l'indice d'octane plus élevé donc plus difficile à atteindre du supercarburant (ici 99).

On peut faire à peu près les mêmes remarques sur le coût marginal des BTX qui varie entre 200 et 300 francs par tonne selon les cas. Il semble que la dépendance du coût marginal des BTX à l'égard du prix du naphta diminue lorsque l'on réduit la teneur en plomb des essences.

Il est intéressant d'étudier la fonction coût total. Sa valeur absolue n'a aucune signification car la plupart des produits sortant de la raffinerie ont une valorisation nulle. Par contre, on peut s'intéresser aux variations de cette fonction entre les différentes hypothèses d'éthylation. Ces variations sont à peu près indépendantes du prix du naphta. Elles représentent le coût supplémentaire entraîné par une réduction de la teneur en plomb des essences. Le coût est à peu près le même que l'on passe de 0,4 à 0,15 ou de 0,15 à 0 gramme par litre.

Si on rapporte ce coût au litre de super on obtient 0,012 francs par litre soit 14,3 F/T dans le premier cas et 0,010 francs par litre soit 11,9 F/T dans le second.

.../...

Deux courbes caractérisent assez bien la structure de raffinage et permettent de déterminer les tensions. Ce sont d'une part la courbe représentant la température de coupe E2/PE d'autre part les courbes représentant la charge et la sévérité moyenne de reforming.

La température de coupe E2/PE peut évoluer entre deux valeurs (145° et 185°) caractérisant les marches gas-oil maxi et essence maxi du topping appelées ailleurs marche hiver et marche été. Il apparaît sur la courbe que quelque soit le degré d'éthylation du super il existe, tant que le prix du naphta est inférieur à 130 F/T une forte tension sur la coupe moyenne, alors que pour un prix de naphta de 150 F/T la tension est sur la coupe légère.

Les courbes d'utilisation du reforming montre une augmentation de la sévérité et une diminution de la charge avec l'augmentation du prix du naphta. Ce phénomène est légèrement plus accusé pour les faibles éthylations.

4) Les fuels

Pour le fuel lourd comme pour le fuel domestique l'influence du degré d'éthylation du super est quasiment nulle.

Par contre une augmentation du prix du naphta en faisant baisser la tension sur la coupe moyenne comme nous venons de le voir fait baisser le cout du fuel domestique de 117,5 F/T en moyenne pour un naphta à 125 F/T à 113,5 F/T pour un naphta à 150 F/T. Pour le fuel lourd la baisse est du même ordre de grandeur (environ 6 F/T) et le cout marginal qui était de 107,5 F/T tombe à 101,5 F/T pour un naphta à 150 F/T.

On peut remarquer qu'il y a toujours en 1975 une tension sur le fuel domestique mais qu'elle est inférieure à celle de l'année 1970 telle qu'elle est calculée en Annexe 6 et très nettement inférieure à la tension que l'on trouve en France en 1970 où le rapport demande de fuel domestique sur demande de fuel lourd est très supérieur au rapport européen.

C - Etude des résultats de 1980

Il y a de grandes analogies entre les résultats des passages 1975 et des passages 1980.

La différence la plus importante est la diminution de la tension sur la coupe moyenne. Cet allègement de la tension apparaît de nombreuses façons :

1/ Le prix du naphta à partir duquel il est intéressant d'en vendre passe de 125 F/T en 75 à 130 F/T en 80 ce qui est logique puisque la tension ayant augmenté sur les coupes légères il est plus intéressant de produire des essences. On peut remarquer ainsi que la pente de la droite moyenne est plus grande en 80 qu'en 75 ce qui traduit une plus grande sensibilité de la quantité de naphta disponible au prix du naphta.

2/ Le cout marginal de l'éthylène augmente de 400 à 425 F/T entre 1975 et 1980 pour un prix du naphta de 100 F/T. Il est intéressant de remarquer sur cette courbe que quelle que soit l'année et quel que soit le degré d'éthylation pour un naphta à 150 F/T le cout marginal de l'éthylène est de 470 F/T ce qui est normal car à 150 F/T l'influence du prix du naphta est prépondérante.

3/ Le cout marginal des essences (super, BTX, carburant auto) augmente notablement de 1975 à 1980 et l'influence du prix du naphtha se fait moins sentir en 1980 qu'en 1975. Ceci s'explique aisément par le fait qu'en 1980 il y a déjà une légère tension sur la coupe légère pour un naphta à 100 F/T et qu'une augmentation du prix du naphta se fera donc moins sentir qu'en 1975 et ceci est d'autant plus vrai que l'éthylation est plus faible car la tension sur les essences est alors plus grande.

Ainsi pour une éthylation à 0,4 et pour un prix de naphta de 100 F/T, le cout marginal du BTX passe entre 1975 et 1980 de 209 F/T à 239 F/T, celui du super de 166 F/T à 179 F/T, celui du carburant auto de 139 F/T à 150 F/T. Les variations entre ces différences montrent qu'il y a en fait une grande tension sur le nombre d'octane et ceci est encore plus sensible pour une éthylation nulle où toujours pour un prix du naphta à 100 F/T le cout marginal en BTX passe de 260 F/T à 310 F/T, celui du super de 193 à 210 F/T, celui du carburant de 150 F/T à 158 F/T.

Si l'on étudie en 1980, le cout pour le raffinage d'une diminution du degré d'éthylation des essences et si l'on rapporte ce cout au litre de super on s'aperçoit qu'il a très peu varié de 1975 à 1980. Il est de 16,3 F par tonne de super pour une diminution d'éthylation de 0,4 à 0,15 grammes par litre (14,3 F/T en 75) et de 12,9 F par tonne de super pour une éthylation passant de 0,15 g/l à 0,0 g/l (11,9 F/T en 75).

4/ La diminution de tension sur la coupe moyenne n'apparaît pas sur le fuel domestique qui reste toujours très demandé en 1980 et son cout marginal reste en 1980 comme en 1975 au niveau moyen de 117,5 F/T.

Par contre entre 1975 et 1980 le cout marginal du fuel lourd baisse de 108 F/T à 106 F/T. Bien sur cette baisse très légère est sans mesure par rapport aux hausse de coupes légères (20 F/T pour le super ou 50 F/T pour le BTX dans le cas de l'éthylation nulle). Ceci s'explique par le volume important des fuels (631 MT) par rapport à celui des essences (111 MT) dont le cout marginal est donc beaucoup plus sensible.

5/ La courbe de température de coupe entre les coupes E2 et PE indique très nettement cette diminution de tension sur la coupe moyenne ainsi que la courbe de sévérité du reforming qui fonctionne presque à sévérité maximale.

Une autre différence entre les passages 75 et 80 est dans le cas d'une éthylation nulle et pour un prix de naphta de 150 F/T une augmentation sensible du prix du fuel domestique et une diminution du prix du fuel normal. Ceci est dû au fait que pour la première fois le fuel spécial (ou fuel lourd basse teneur en soufre) bute sur la contrainte de soufre. Alors il entre en concurrence avec le fuel domestique pour s'approvisionner en produits peu sulfurés ce qui augmente le coût du fuel domestique et laisse disponible un certain nombre de produits qui peuvent être versés au pool fuel normal ce qui en diminue le coût. Ce phénomène apparaît pour un prix élevé du naphta car à ce prix là il est intéressant de produire le maximum de coupe légère non sulfureux soit en baissant les températures de coupe du topping, soit en utilisant les possibilités de cracking et les fuels sont alors constitués de coupes plus lourdes et plus sulfureuses.

On voit donc que, mises à part les quelques différences précédentes, la réponse du raffinage à une augmentation du prix du naphta et à une diminution de l'éthylation est la même en 75 et en 80. Seule la sensibilité de la réponse est légèrement plus faible en 80 sauf pour la quantité de naphta disponible.

V - Conclusion et limites du modèle

Cette étude permet donc de prévoir l'influence sur le schéma de raffinage européen de deux paramètres aux variations inconnues, le prix du naphta et le degré d'éthylation du super.

Ainsi il est possible de déterminer le coût d'une diminution du degré d'éthylation d'environ 14,3 Francs par tonne de super pour un passage de 0,4 g/l à 0,15 g/l. Ce chiffre peut être utile pour calculer le coût de la dépollution des gaz d'échappement.

L'utilisation du paramètre prix du naphta peut se faire de la façon suivante : connaissant le besoin en énergie des U.S.A. on peut déterminer la quantité de naphta qu'ils voudront acheter sur le marché européen, ou en déduit le prix d'équilibre du marché. En reportant ce prix sur les autres courbes on trouve les coûts marginaux de différents produits qui permettent d'évaluer la rentabilité de certains projets comme par exemple une extension de la capacité de steam cracking. On voit d'ailleurs que le prix du naphta est un paramètre important par la grande sensibilité des réponses des coûts marginaux de tous les produits légers à ses variations au dessus du coût marginal de 125 F/T.

Le modèle mathématique est constitué par une description physique, une description économique par la fonction coût, et des contraintes de produits. La description physique correspond aux rendements moyens des divers appareils de raffinage et est donc peu sujette à caution. La sensibilité des résultats à la fonction coût n'est pas très grande comme on peut le voir en étudiant le passage France 70 (annexe VI) où la fonction coût ne fait intervenir que les coûts variables c'est-à-dire environ le tiers des coûts en développement utilisés pour les autres passages. La sensibilité aux contraintes de demande de produits est étudiée en annexe 5. Elle est négligeable

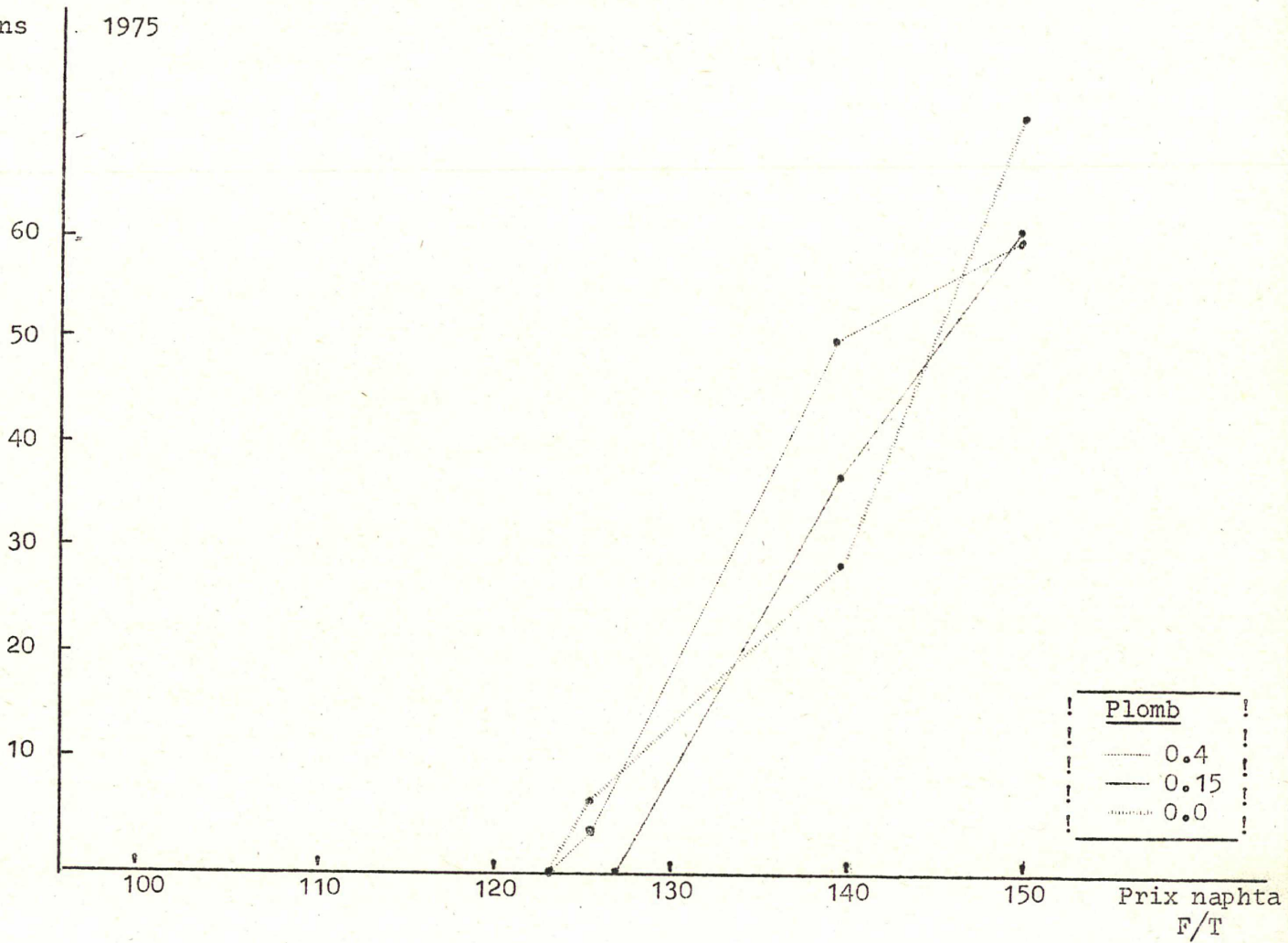
pour les coupes lourdes et à peu près égale à 1 pour les coupes légères : une variation de 5 % sur les quantités de super n'entraînant qu'une variation équivalente du prix des produits légers.

Ainsi le modèle paraît fiable. La source d'erreur la plus importante est sûrement l'application de ce modèle à tout le raffinage européen. En effet cela suppose que chaque usine soit approvisionnée des mêmes bruts en même quantité et satisfassent la même demande. Il n'en est évidemment pas ainsi et l'optimum économique déterminé par le modèle est sûrement déplacé par les coûts des transports destinés à ajuster offre et demande. L'ajustement se fait aussi en utilisant les possibilités de visbreaking et de cracking. L'annexe VII qui présente les résultats numériques de tous les passages montrent que ces possibilités ne sont pas utilisées par le modèle sauf dans des cas d'extrême tension sur la coupe légère (naphta à 150 F/T et éthylation à 0,15 et 0,0 g/l) où le modèle utilise le cracking catalytique.

Le modèle garde cependant toute sa valeur pour comparer deux états et si le coût marginal du naphta à 125 F/T dépend peut-être aussi de l'implantation géographique de l'usine, cette étude donne une bonne idée de la sensibilité du raffinage européen au prix du naphta et au degré d'éthylation des essences.

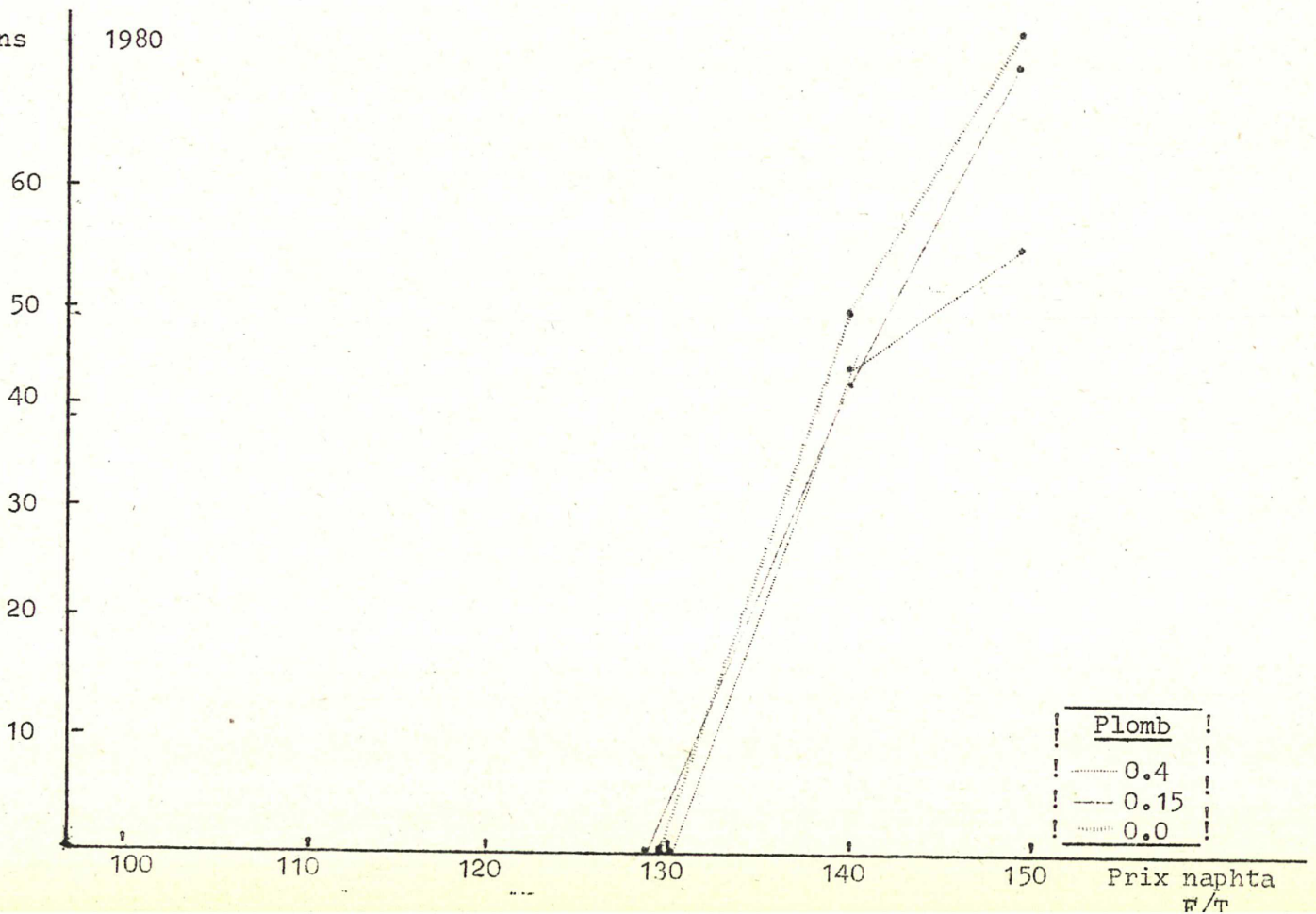
millions
de t

1975



millions
de t

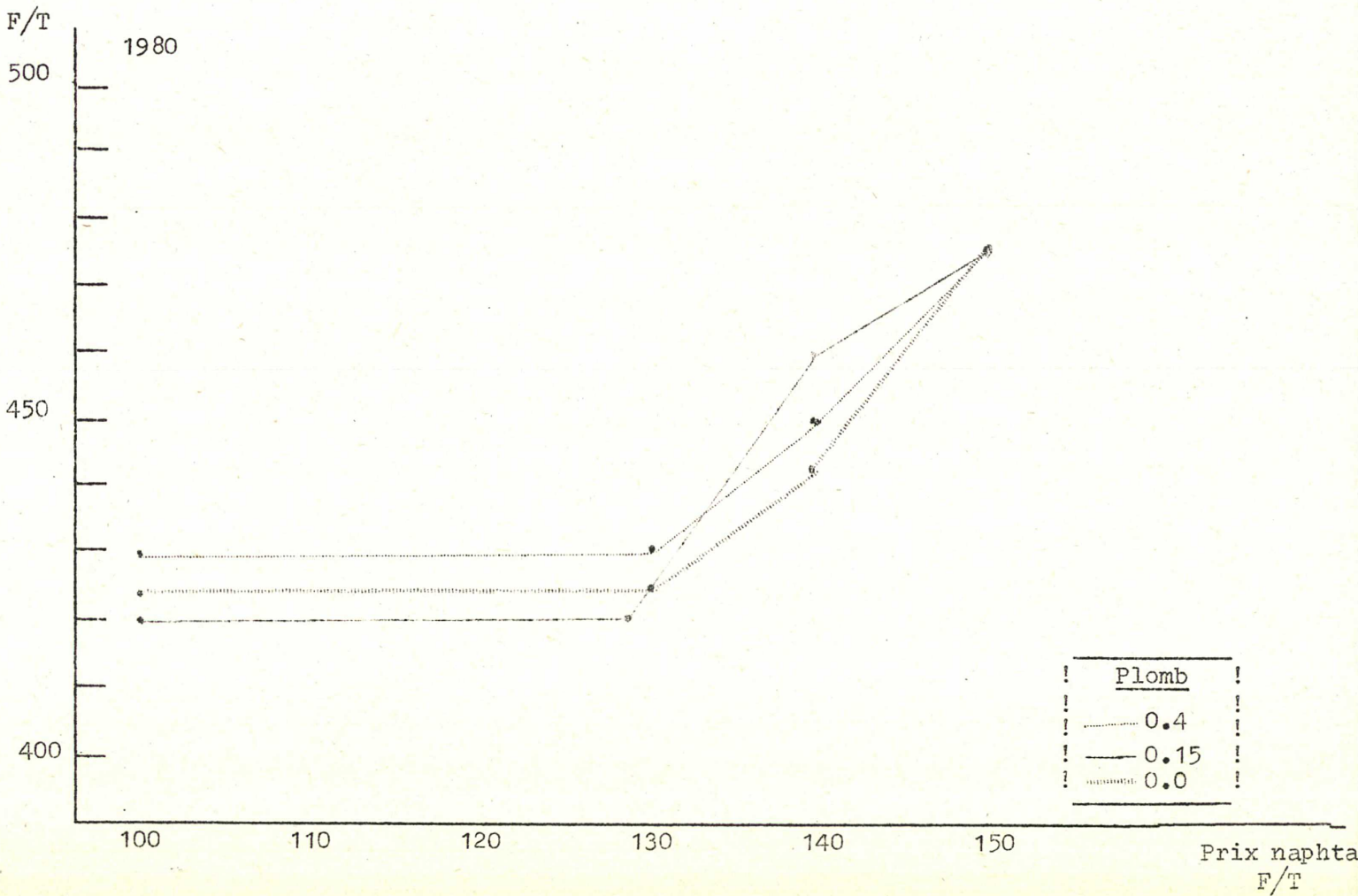
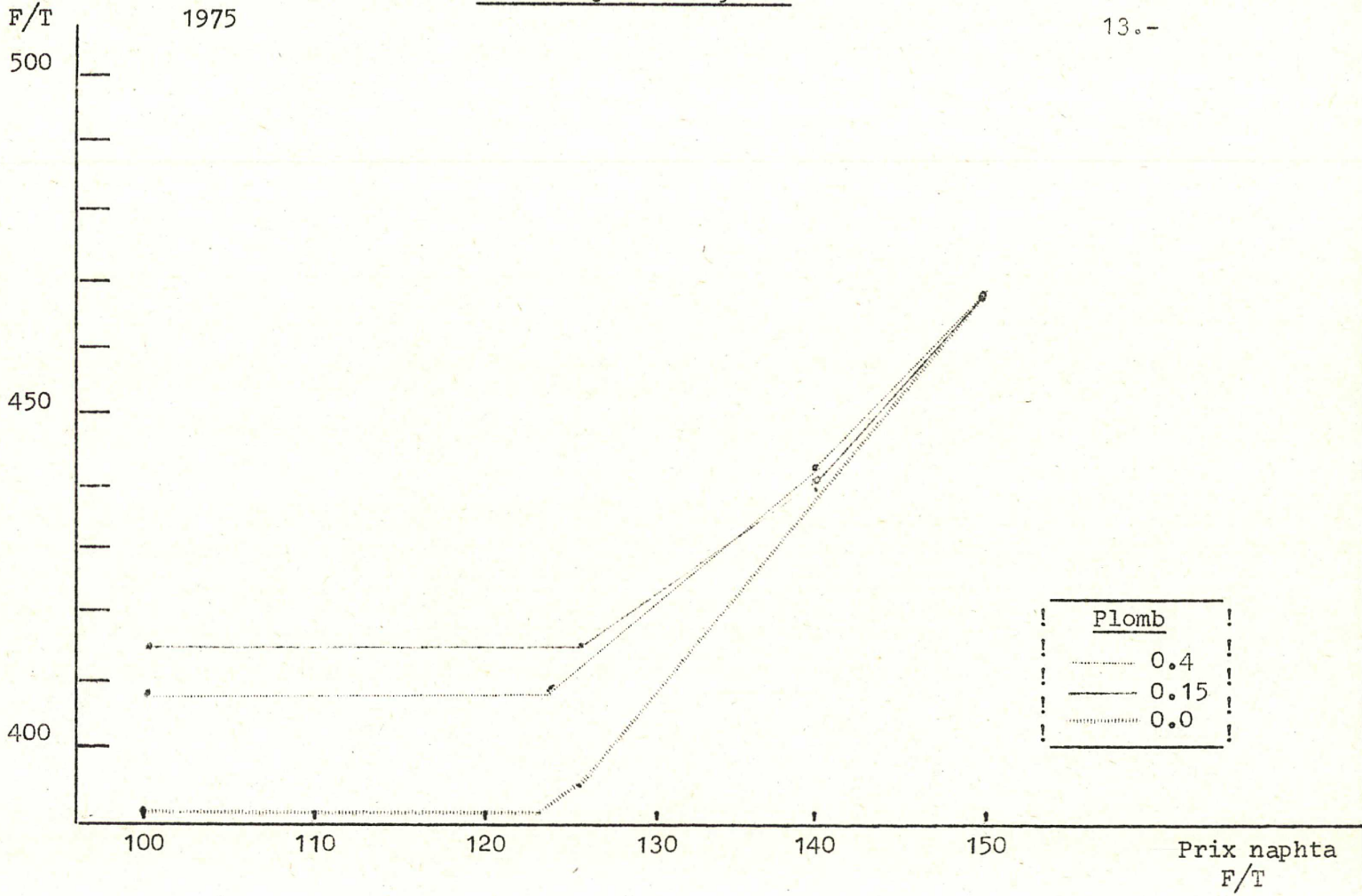
1980

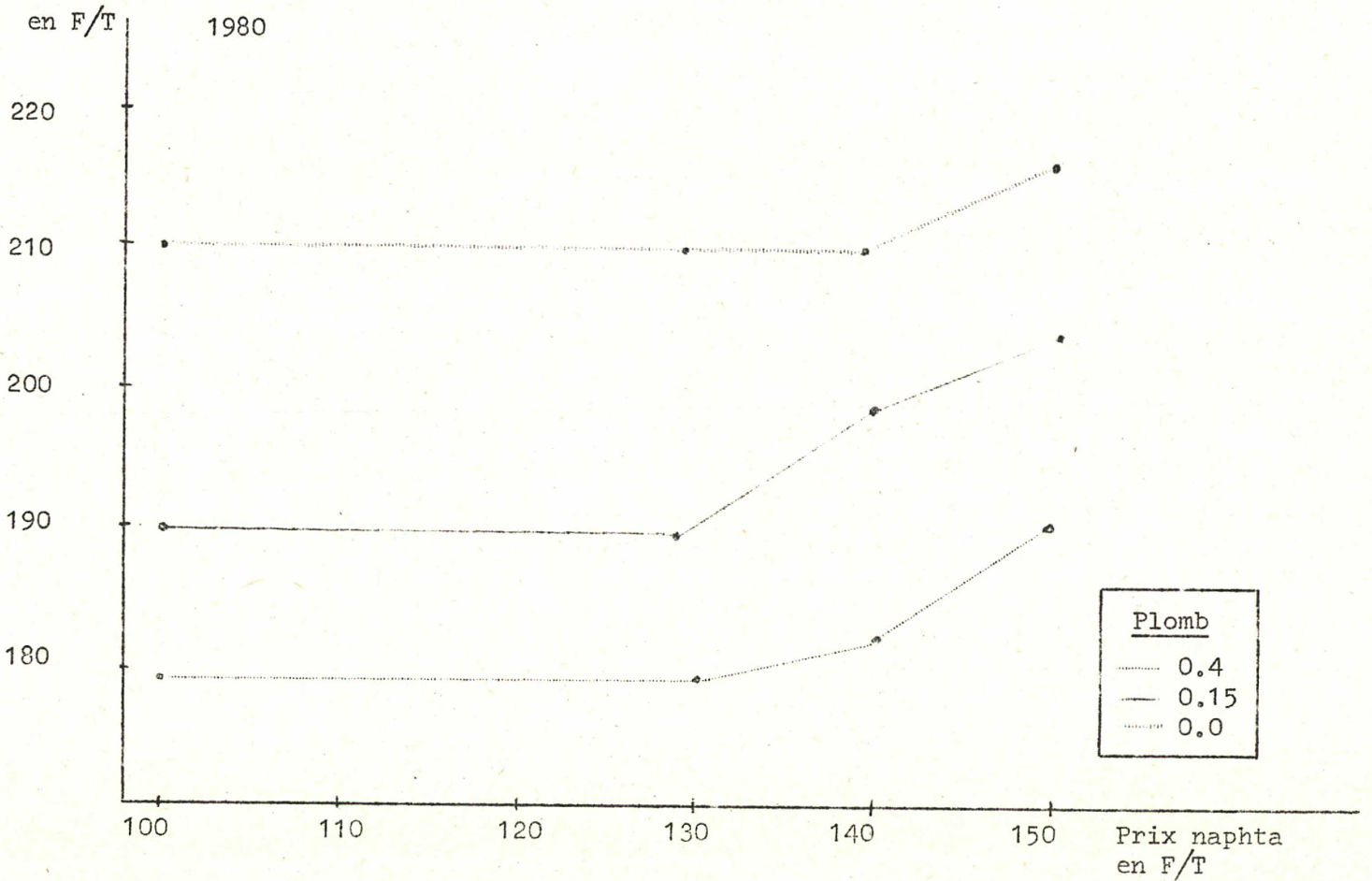
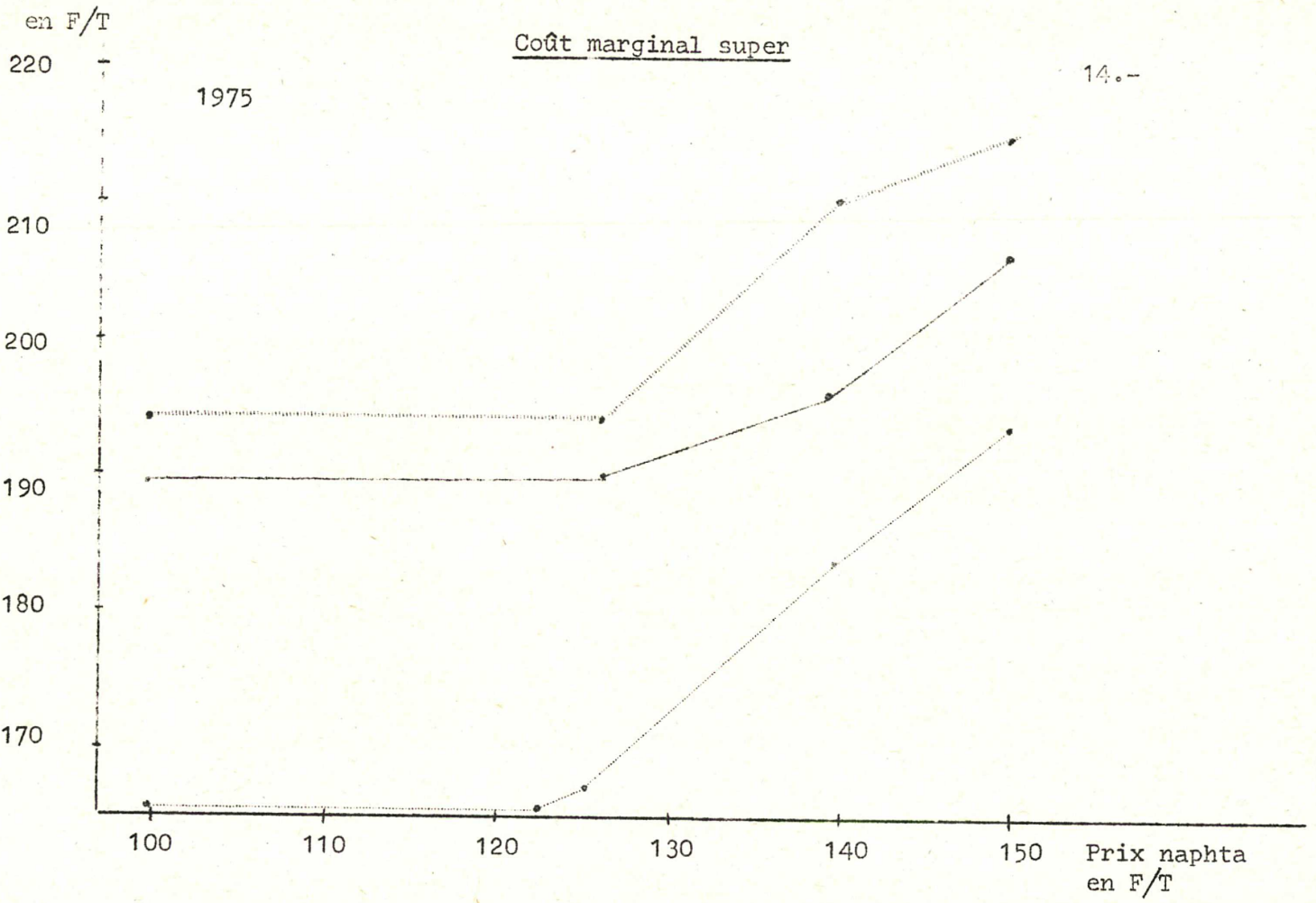


Coût marginal éthylène

1975

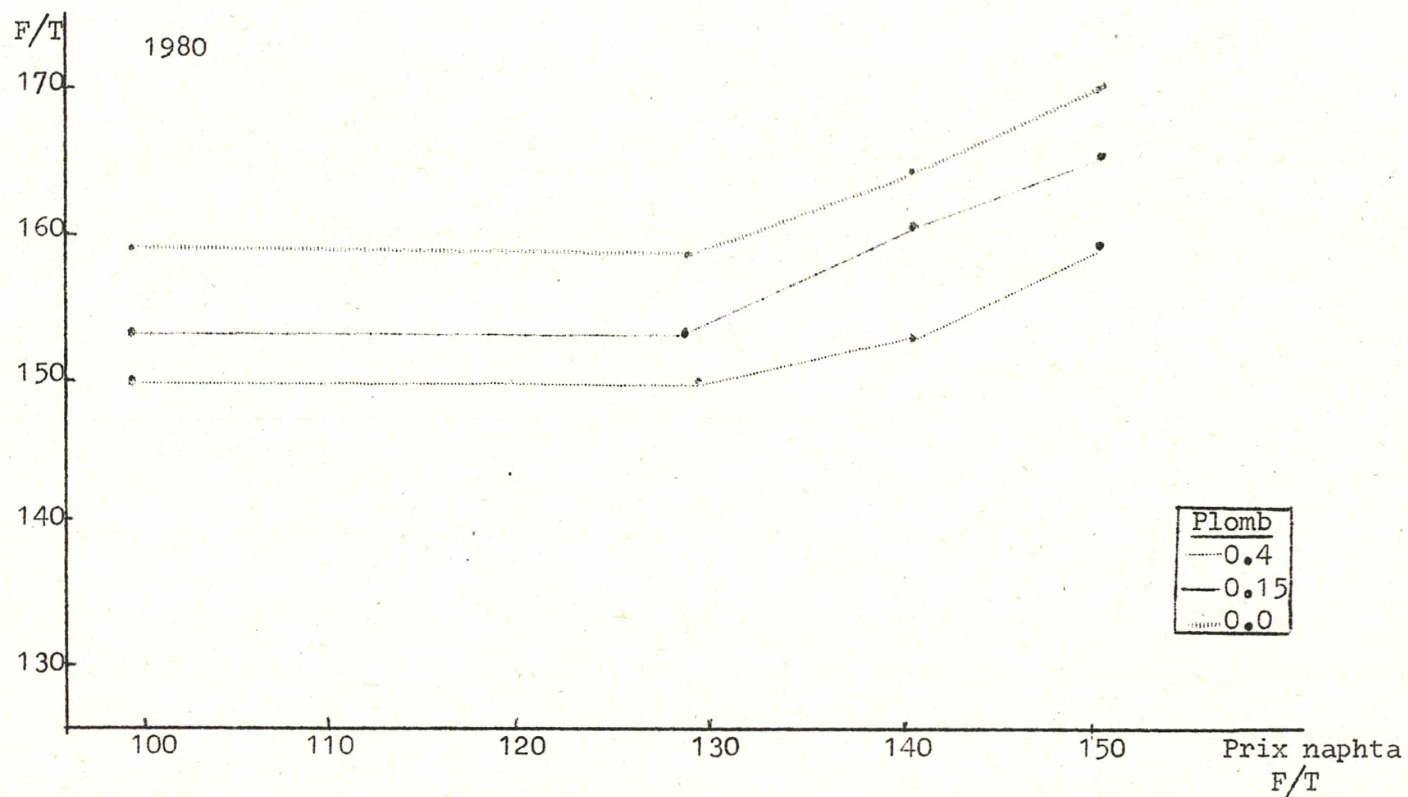
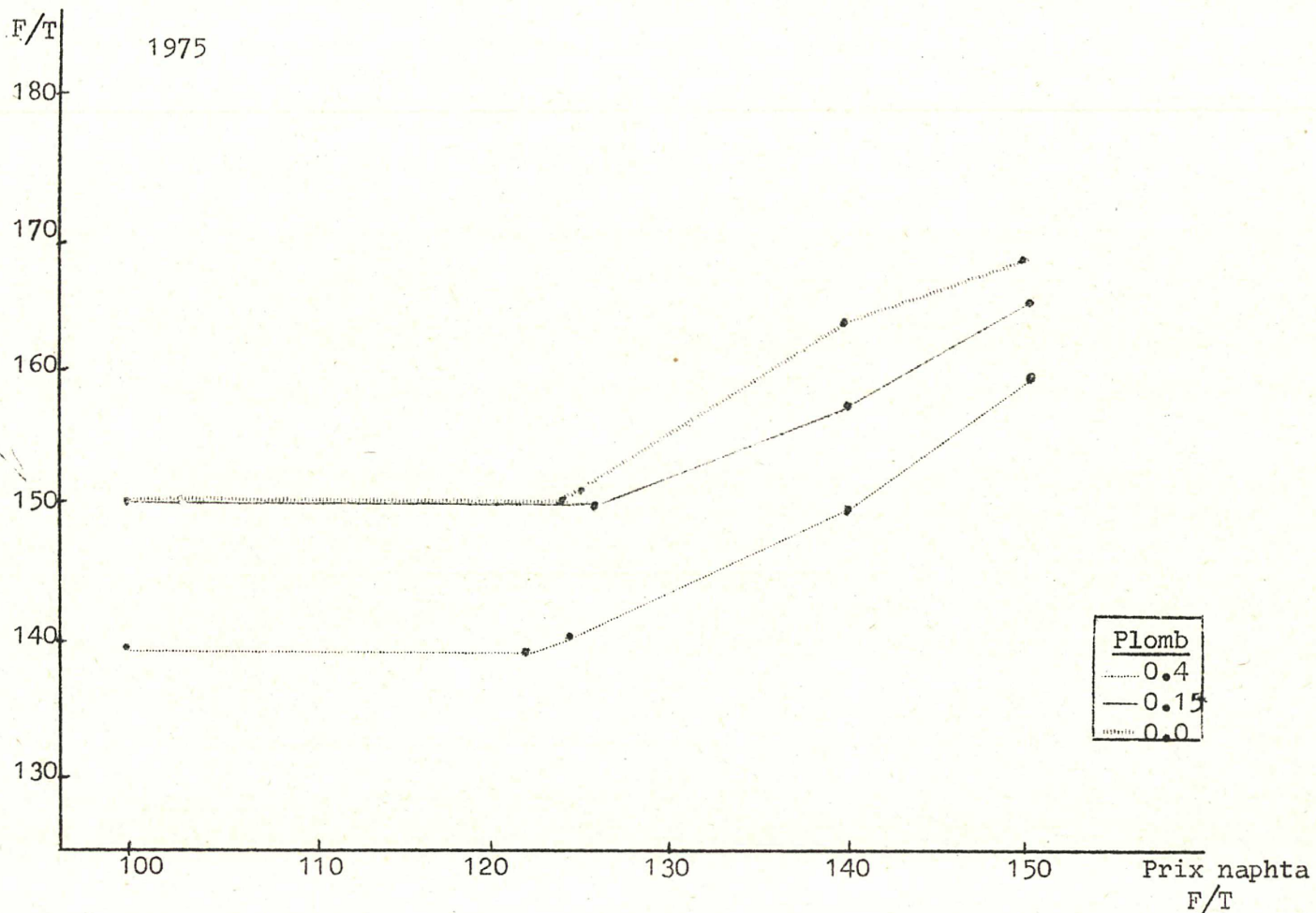
13.-





Coût marginal carburant

15.-



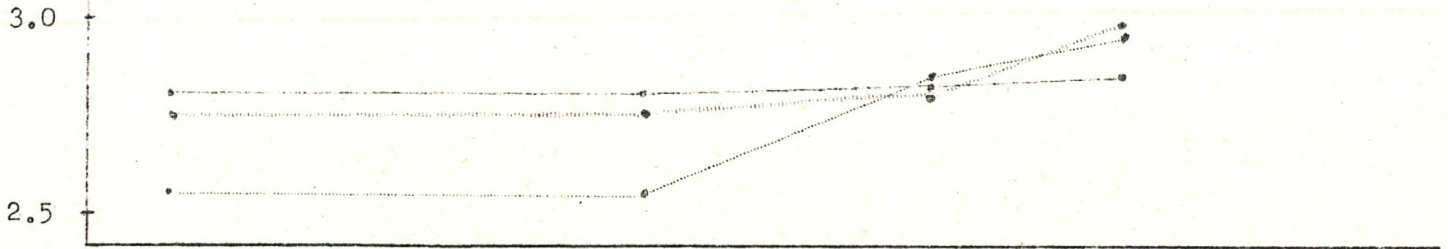
Reforming

(sévérité (moyenne pondérée des 3
sévérités 1,2, 3
(charge

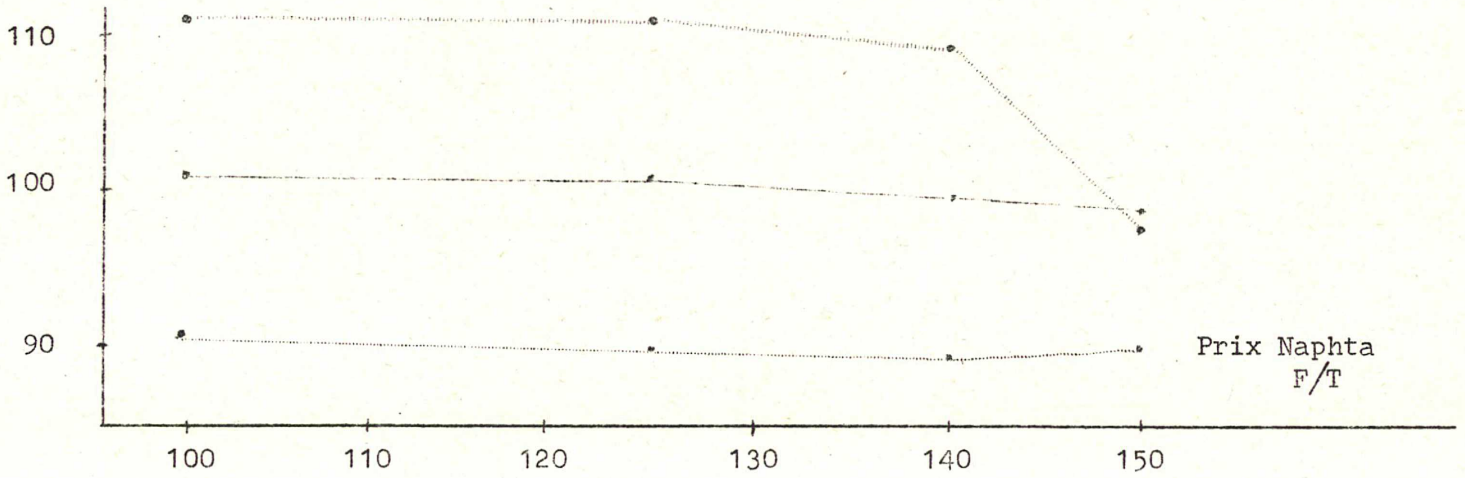
1975

16.-

Sévérité moyenne

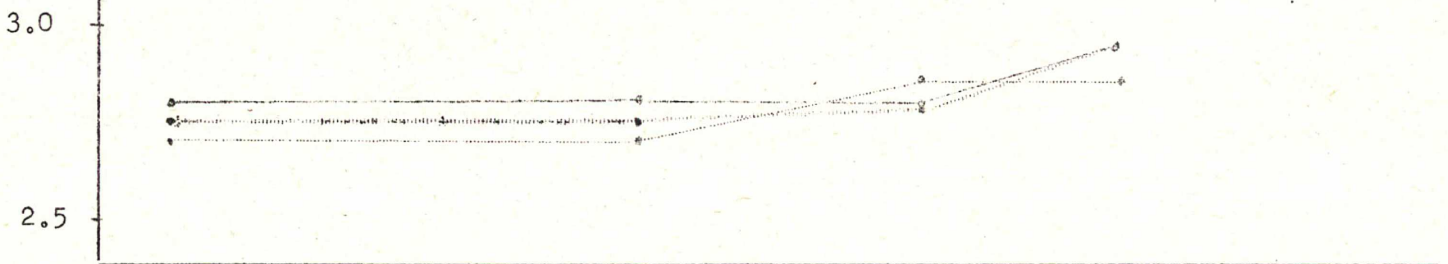


Charge

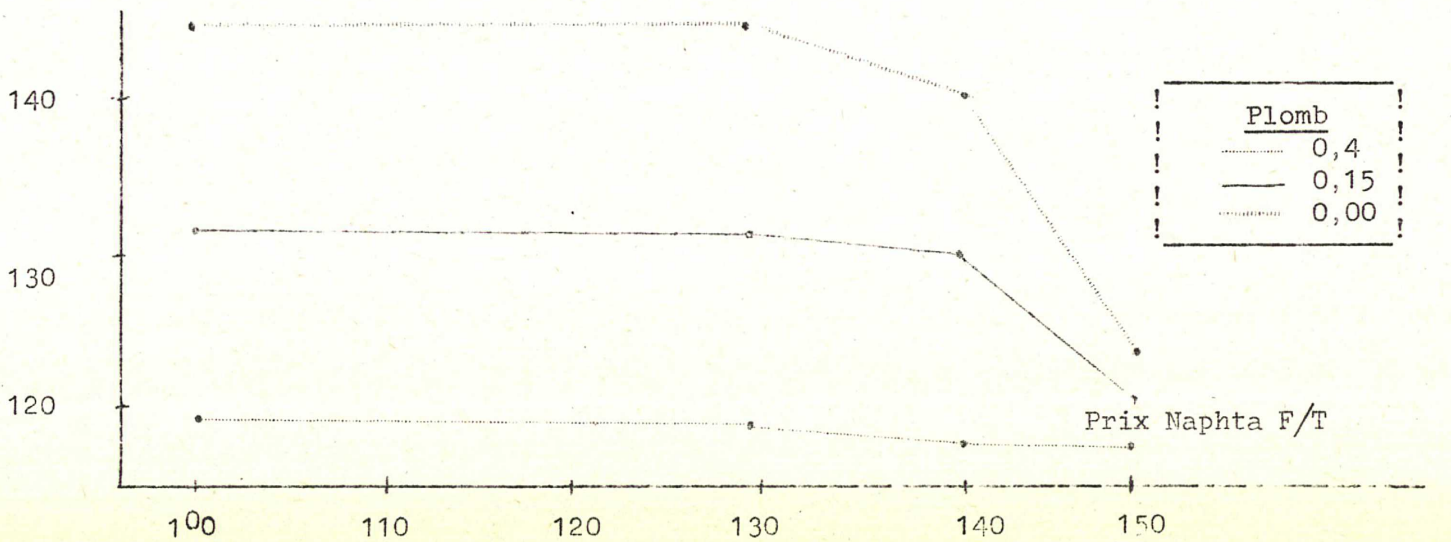


1980

Sévérité moyenne

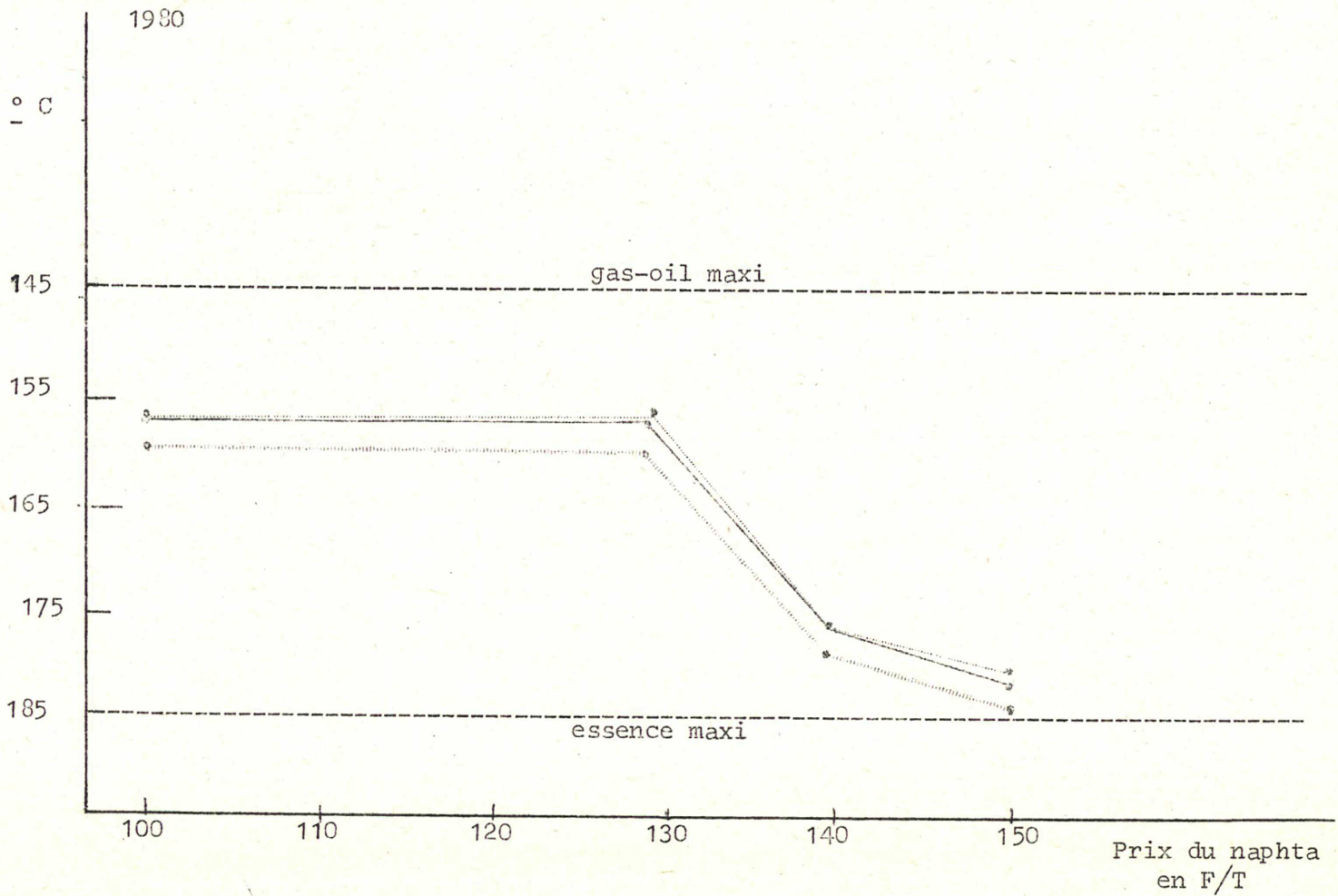
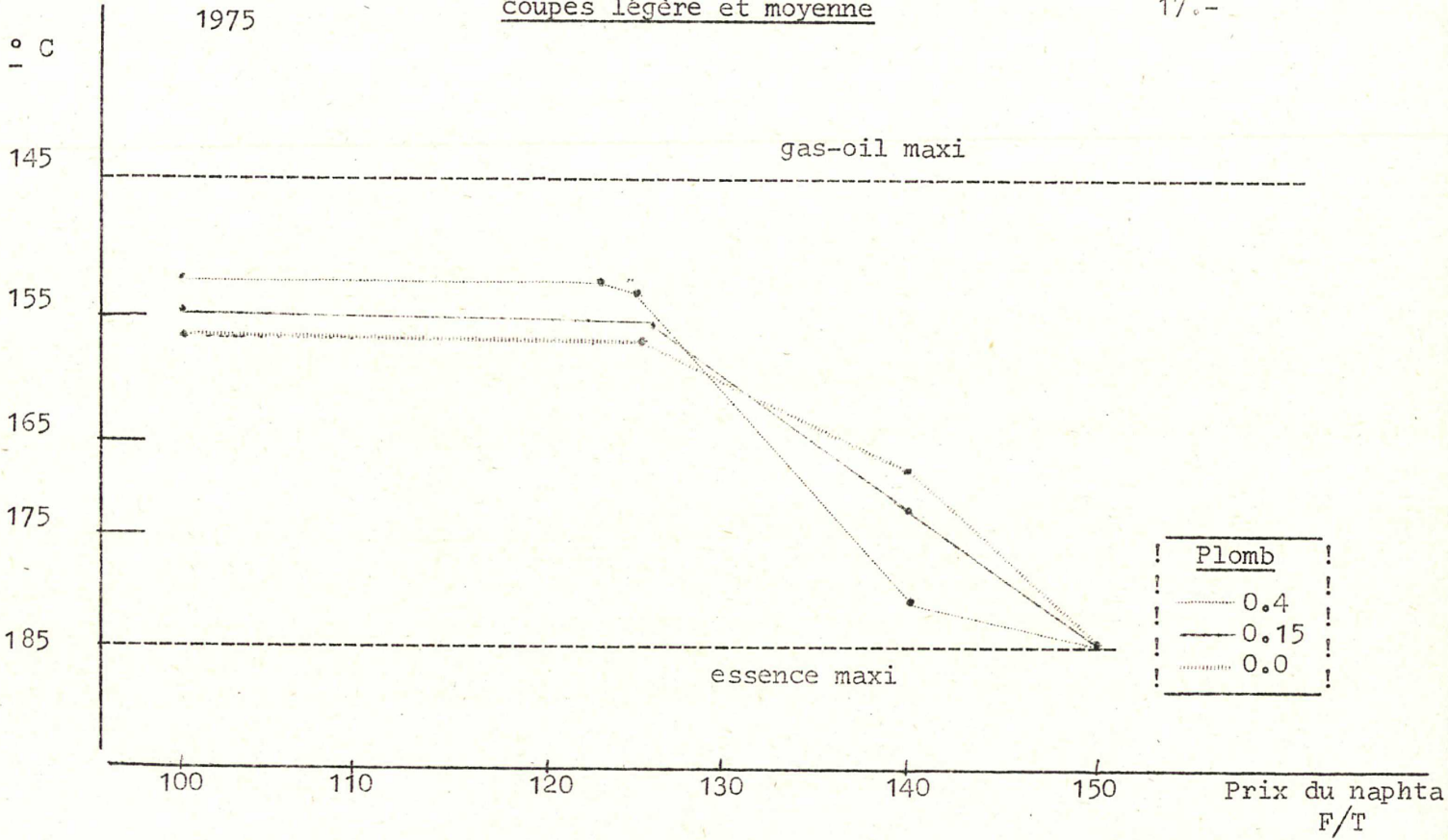


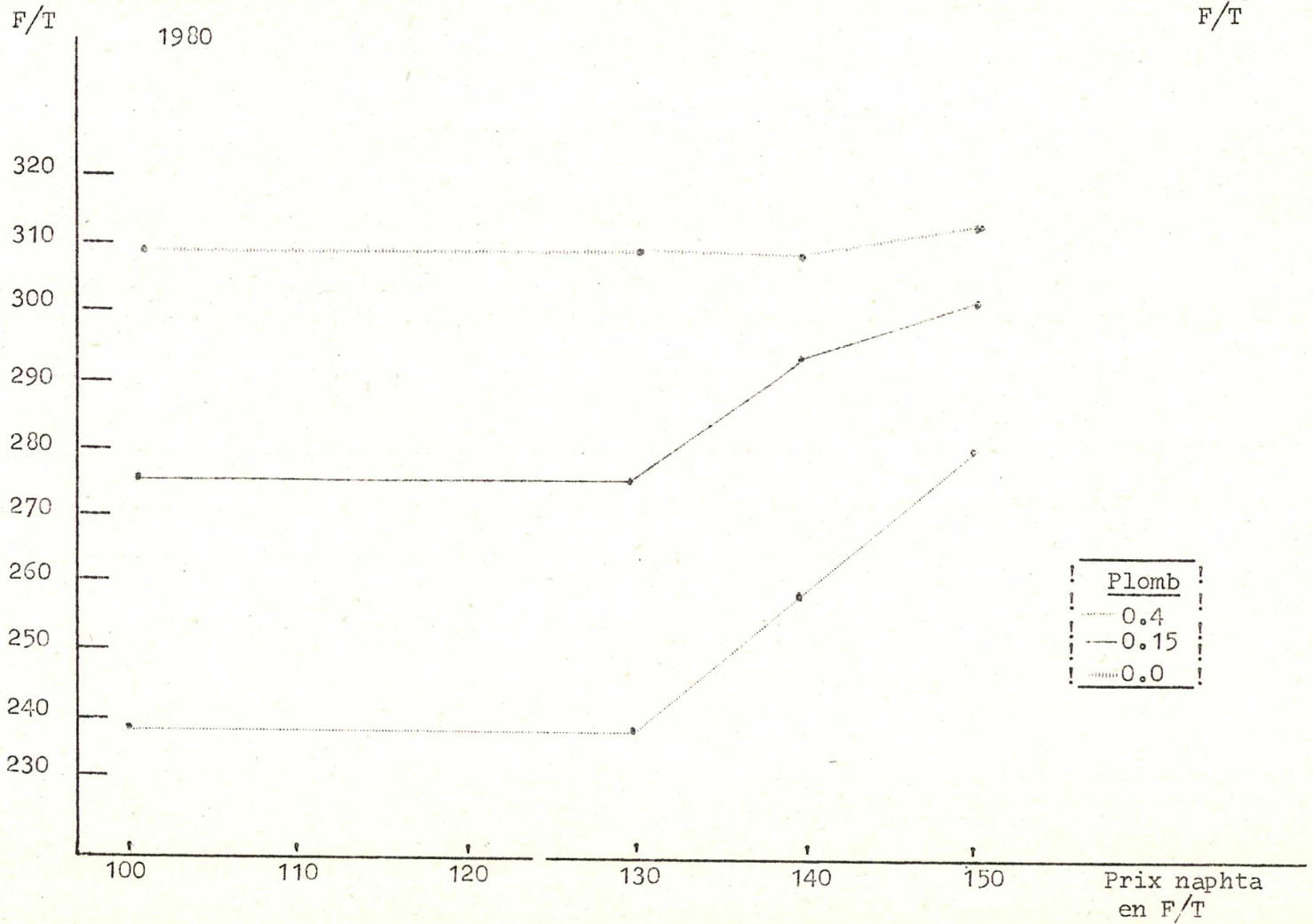
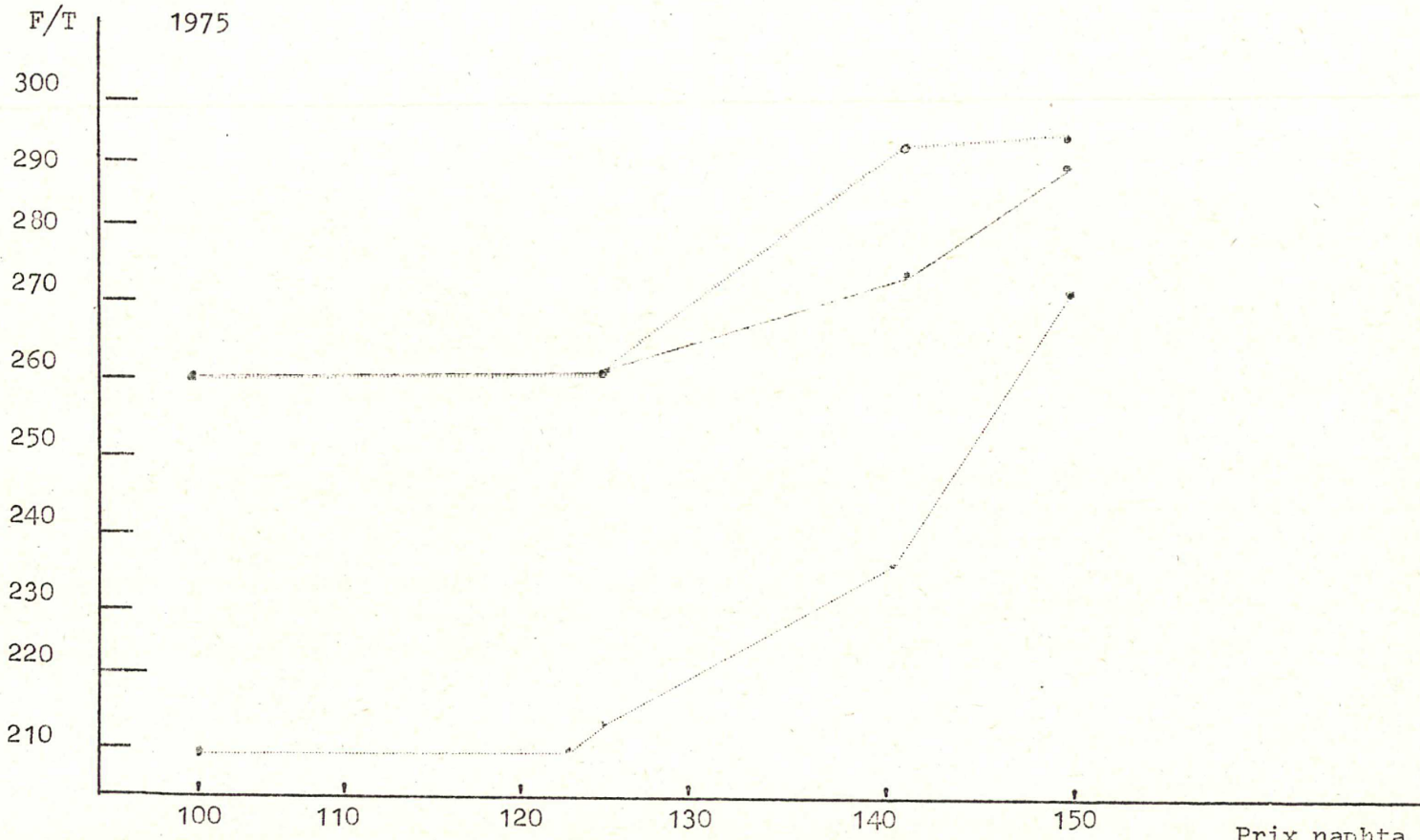
Charge



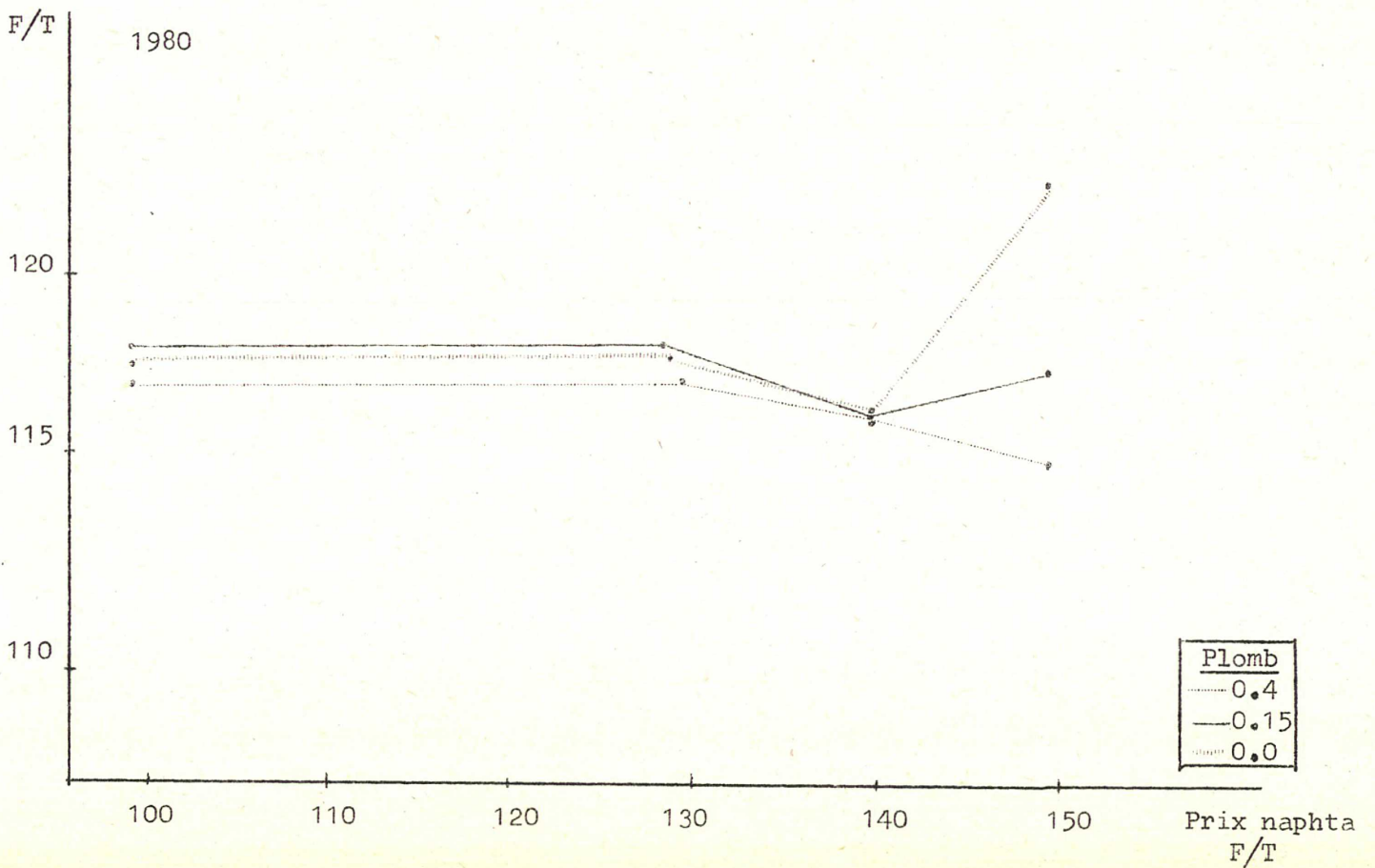
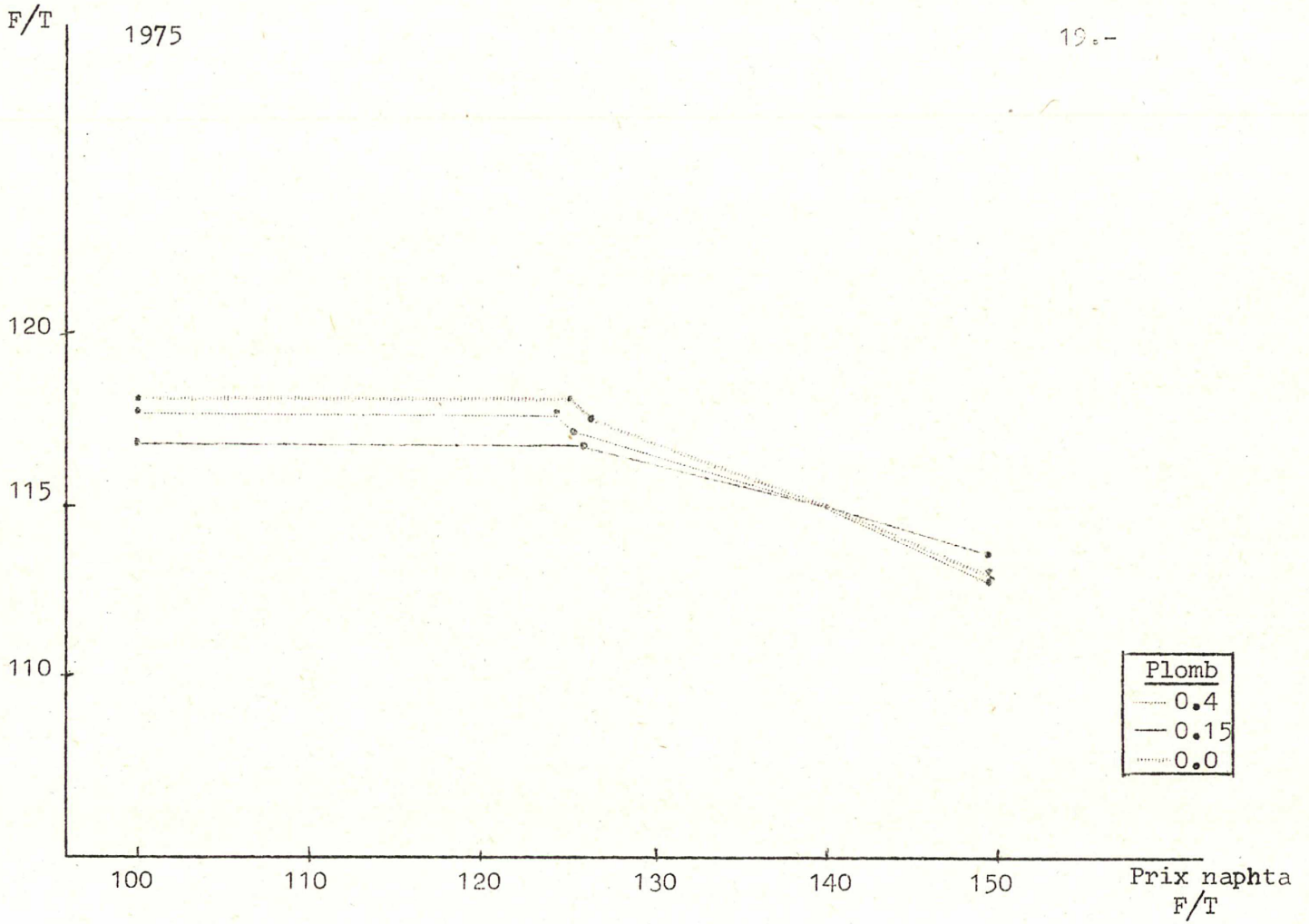
Température de coupe entre
coupes légère et moyenne

17.-





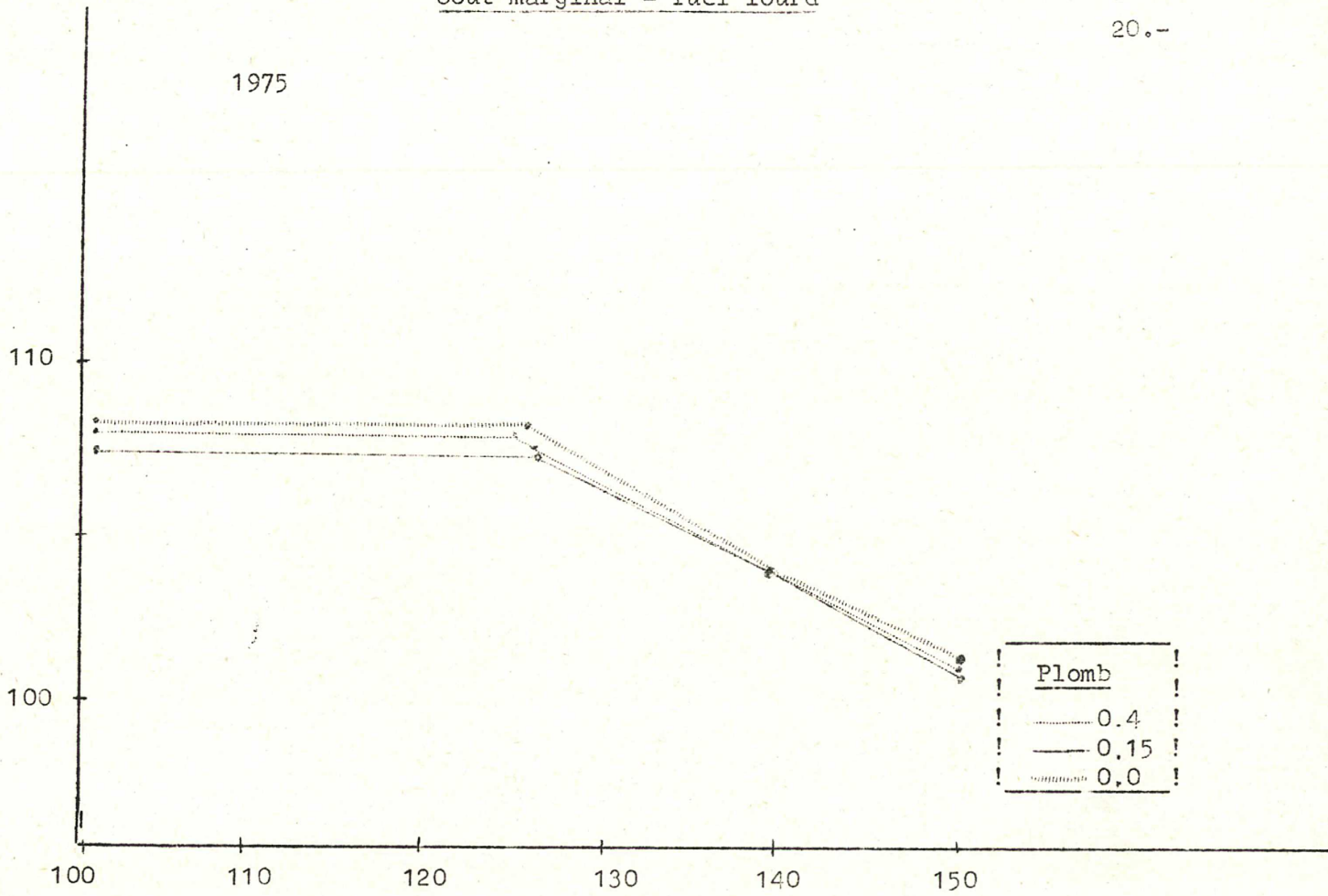
Coût marginal fuel domestique



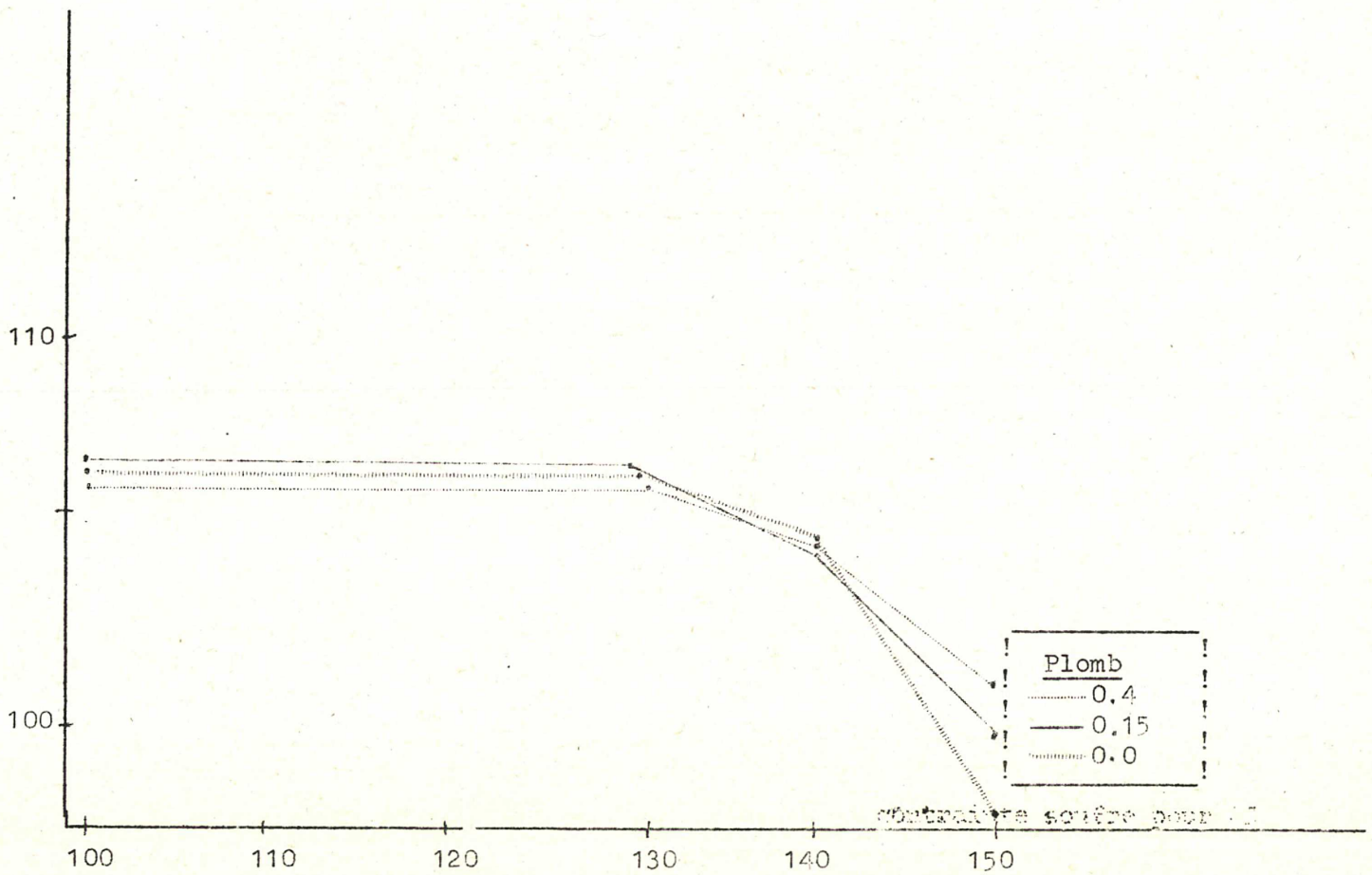
Coût marginal - fuel lourd

20.-

1975



1980

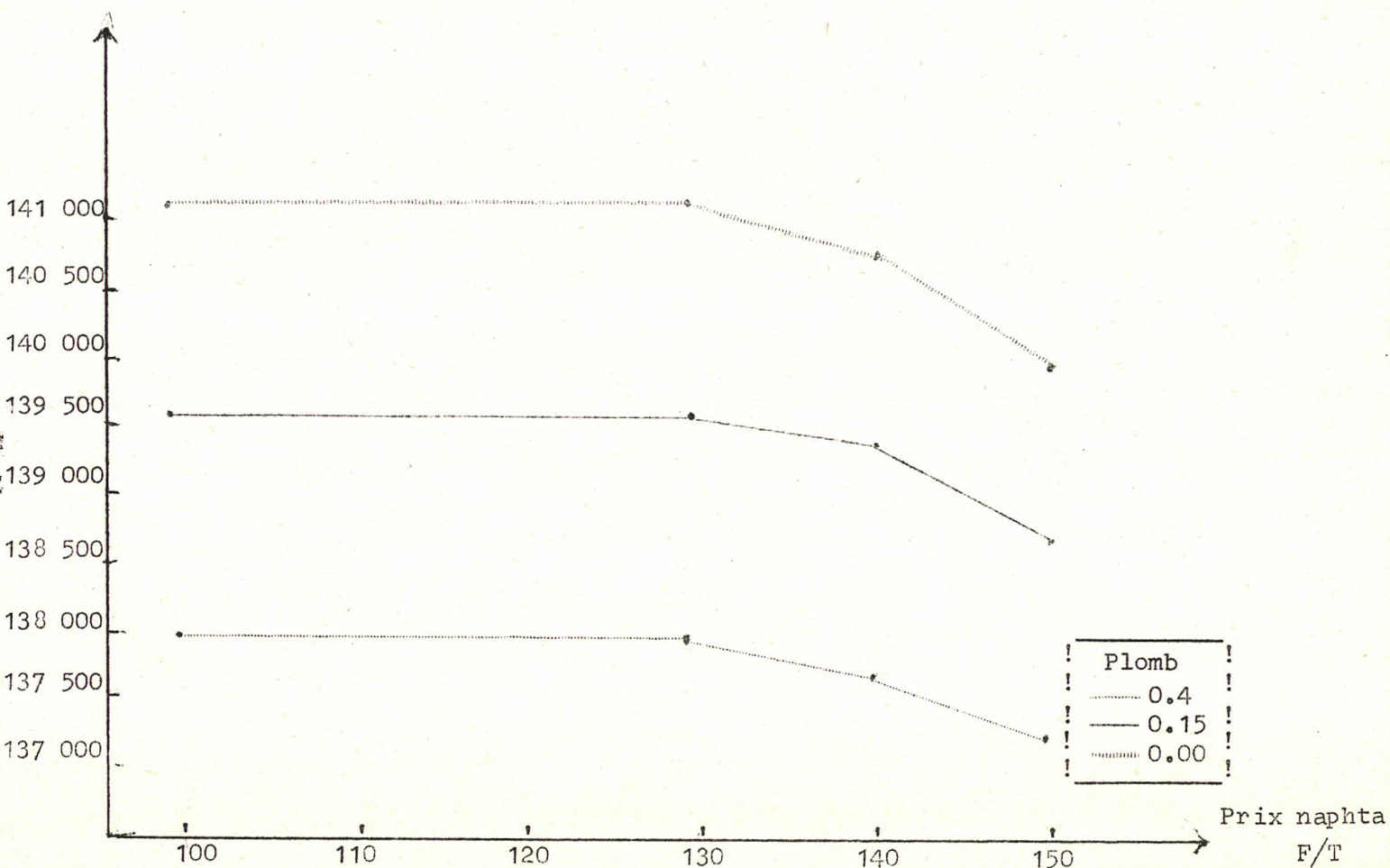
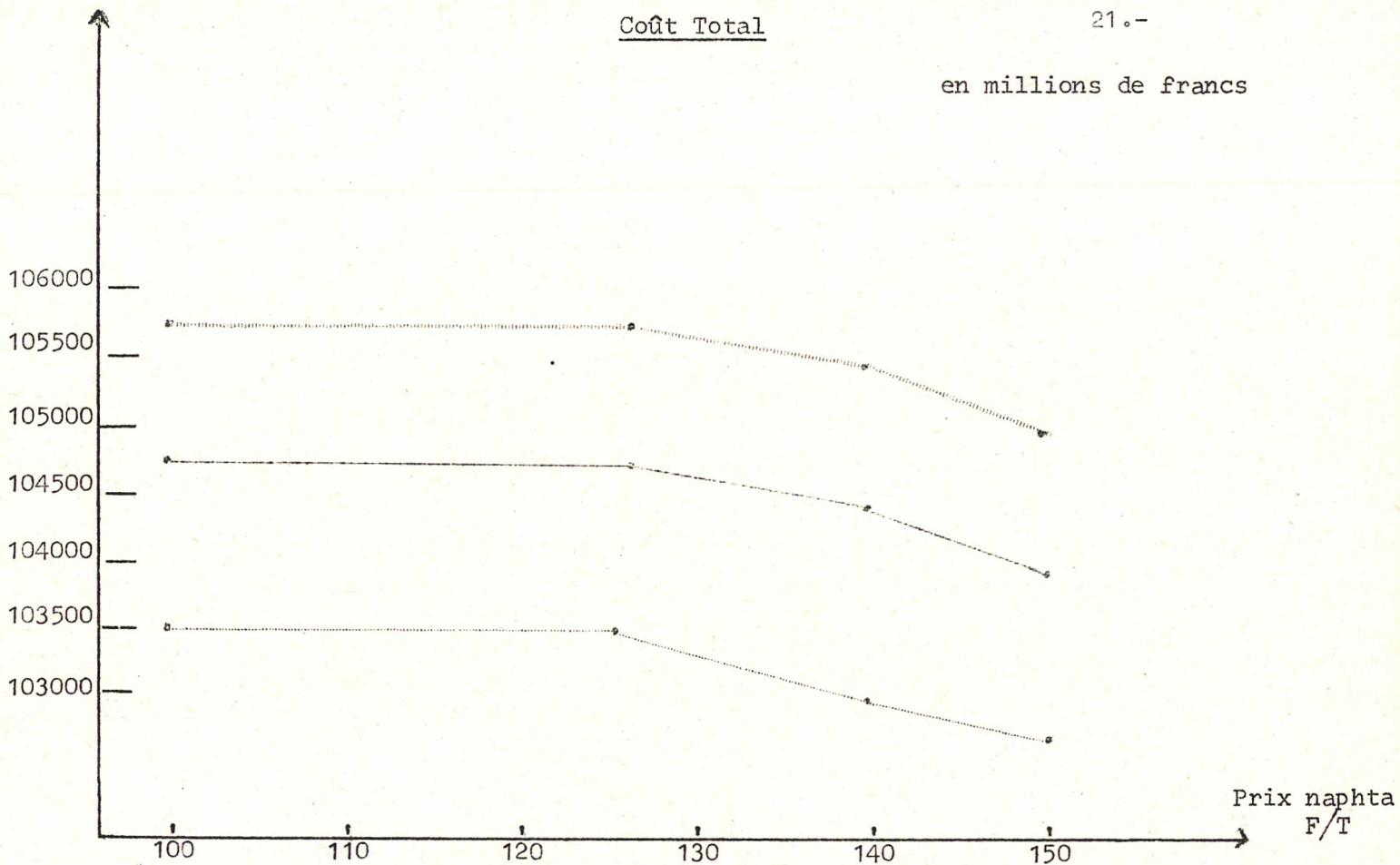


conteneur source pour 15

Coût Total

21.-

en millions de francs



A N N E X E 1

Statistiques de prévisions de consommation de certains produits pétrochimiques et de naphta

La très grande majorité du naphta sortant des raffineries est destinée aux unités de steam-cracking. Pour déterminer les besoins en naphta il est donc nécessaire de prévoir la production d'éthylène (si l'on considère celui-ci étant le produit directeur du steam-cracking).

L'éthylène d'autre part est surtout utilisé dans la fabrication des matières plastiques. La prévision de la consommation d'éthylène passe par celle de la production et donc de la consommation des matières plastiques.

1°/ - Consommation et production de matières plastiques.

Les tableaux A1 à A4, en annexes, donnent les consommations et les productions des principaux pays d'Europe en 1968, 1969, 1970 ainsi que les prévisions en 1975 et 1980 pour les quatre principales matières plastiques : chlorure de polyvinyle, polystyrène et copolymères, polyéthylène basse densité et polyéthylène haute densité.

Les prévisions de consommation pour 1975 et 1980 ont été faites à partir des taux de croissance rassemblés dans le tableau A5. On remarquera que la croissance, forte sur la période 70-75, est un peu ralentie pour 75-80. Cela correspond à l'hypothèse d'une saturation progressive, que l'on peut déjà observer en comparant les taux de croissance actuels du marché américain et ceux des pays européens.

Le passage des prévisions de consommation à celles de production se fait à l'aide du tableau A6 donnant par pays et par produit le solde des échanges extérieurs. Ces soldes d'import-export sont supposés constants sur la période considérée.

Le tableau A7 résume les hypothèses retenues en ce qui concerne le commerce extérieur des matières plastiques pour l'Europe de l'Ouest.

2°/ - Prévisions de consommation d'éthylène.

Ces prévisions sont contenues dans les tableaux B1 à B3.

Les tableaux de prévision de production de matières plastiques déterminés précédemment permettent de déduire la consommation d'éthylène pour ces usages. Les coefficients techniques employés (nombre de tonnes d'éthylène nécessaires à la production d'une tonne de la matière plastique considérée) sont respectivement :

- polyéthylène basse densité	1.03
- " haute densité	1.05
- polystyrène	0.325
- chlorure de polyvinyle	0.5

Le passage direct des productions de matières plastiques aux consommations d'éthylène suppose qu'il n'y a pas d'échanges entre pays européens portant sur les grands produits intermédiaires (M V C, dichloro-éthane par exemple). Or de tels flux existent. Cependant, comme leur prévision est très difficile car ils peuvent être modifiés très rapidement et comme il sont d'importance secondaire, il paraît préférable, en première approximation de les négliger.

Pour déterminer la consommation totale d'éthylène, il faut compléter les chiffres précédents par ceux des consommations pour autres usages : oxyde d'éthylène, acétaldéhyde, éthanol et divers.

3°/ - Prévisions de consommation de naphta.

Les consommations de 1970 et les prévisions de 1975 et 1980 sont données dans les tableaux D1 à D3.

On suppose que l'éthylène restera le produit directeur du steam-cracking avec un rendement de 25 %. Les consommations de propylène et butadiène n'ont donc pas été étudiées. On suppose en outre que les échanges internationaux d'éthylène sont négligeables. La consommation de naphta pour oléfines peut alors être déterminée à partir de celle d'éthylène.

Le plus important des autres usages pétrochimiques du naphta est la production des B T X (benzène, toluène, et xylène). Ceux-ci peuvent être produits soit à partir de charbon (le tableau C2 contient les prévisions de production d'origine carbochimique) soit indirectement à partir de naphta : les essences de steam-cracking et de reforming contiennent en effet une proportion importante de benzène, toluène, et xylène. Il est donc possible d'extraire de ces essences les B T X nécessaires à la consommation de la pétrochimie.

Si l'on regarde les rapports entre les consommations de benzène, toluène et xylène, on constate qu'ils sont différents de ceux des teneurs en benzène, toluène et xylène des essences de steam-cracking et de reforming. Lorsque l'on aura donc extrait une partie des B T X de ces essences, on obtiendra, après séparation des trois constituants une production de B T X inadaptée à la consommation : déficit en benzène en particulier. En fait des opérations telles que la désalkylation permettent de passer du toluène et du xylène au benzène avec un rendement voisin de 1. Il n'est donc pas nécessaire de traiter séparément le cas de chaque produit et l'on peut ne considérer ici que la demande totale de B T X.

Le tableau C1 montre que l'extraction complète des B T X dans les essences de steam-cracking suffirait à peine à satisfaire les besoins. Il sera cependant nécessaire d'extraire des BTX dans les essences de reforming car on ne les extrait pas complètement dans les essences de steam-cracking.

Pour déterminer la quantité de naphta nécessaire à cette production de B T X, nous considérons que les essences de steam-cracking et de reforming sont regroupées sans extraction de B T X dans un pool essence qui servira à la production du carburant et du super. Nous supposons que c'est seulement à partir de ce pool essence que s'effectue l'extraction.

Imaginons alors que toutes choses restant égales par ailleurs, on extrait une tonne supplémentaire de B T X dans le pool essence. Pour conserver la quantité totale du pool essence, il faudra passer 1,25 tonnes supplémentaires au reforming (rendement de 80% en essence). On peut ainsi dire que la production de 1 tonne de B T X nécessite indirectement 1,25 tonne de naphta. C'est en utilisant ce raisonnement qu'ont été calculés les équivalents en naphta de la production de B T X pétrochimique qui se trouvent dans la colonne B T X des tableaux D1 à D3.

Il reste le problème des retours en raffinerie. Les essences obtenues à la sorties du steam-cracking vont au pool essence. Ainsi chaque tonne supplémentaire d'essence de steam-cracking permet de diminuer la quantité de naphta passée au reforming de 1,25 tonne (ceci suppose qu'une tonne d'essence de steam-cracking est à peu près équivalente à 1 tonne d'essence de reforming). La colonne "retours raffinerie" des tableaux D1 à D3 contient l'équivalent naphta des essences de steam-cracking avant extraction des B T X. Ces quantités viennent en déduction du naphta brut. Le rendement du steam-cracking en essences de pyrolyse est pris égal à 18%.

La consommation de naphta pour la fabrication d'ammoniac décroît fortement de 1970. à 1975. Cela est dû à la concurrence du gaz naturel.

On peut alors calculer la consommation de naphta brut considérée comme la somme du naphta utilisé pour le steam-cracking, l'ammoniac, les solvants aliphatiques et divers autres usages. La consommation de naphta net s'obtient en retranchant les retours de raffinerie et en ajoutant les B T X (ces deux dernières quantités étant, rappelons le, évaluées en équivalent naphta).

D'après les tableaux D1 à D3, les taux de croissance annuelle moyens de la consommation de naphta net sont respectivement de 9 % pour 1970-1975 et de 10 % pour 1975-1980.

TABLEAU A1Chlorure de polyvinyleConsommation

en 1 000 tonnes

	Réalisés			Prévus	
	1968	1969	1970	1975	1980
France	265	334	384	677	1 090
Allemagne	540	668	757	1 332	2 142
Italie	257	300	355	645	1 038
Bénélux	138	159	195	344	554
C E E	1 200	1 461	1 691	2 998	4 824
UK	266	292	313	552	887
Autres	inconnus	inconnus	inconnus		
CEE + UK	1 466	1 753	2 004	3 550	5 711

Production

France	280	362	412	717	1 130
Allemagne	601	725	830	1 432	2 242
Italie	425	422	510	815	1 208
Bénélux	122	175	217	434	644
CEE	1 428	1 684	1 969	3 398	5 224
UK	263	290	302	552	887
Autres	72	90	96	200	350
Europe	1 763	2 064	2 377	4 150	6 460

TABLEAU A2Polystyrène et copolymèresConsommation en 1 000 T

	Réalisés			Prévus	
	1968	1969	1970	1975	1980
France	169	215	246	470	828
Allemagne	434	550	630	907	1 267
Italie	185	219	252	492	772
Bénélux	106	147	180	477	700
CEE	894	1 131	1 308	2 354	3 567
UK	177	221	253	421	684
Autres	41	59	58	112	192
Europe Ouest	1 112	1 411	1 619	2 887	4 443

Production

France	85	115	130	480	830
Allemagne	378	418	515	750	970
Italie	160	171	196	430	760
Bénélux	106	216	241	760	1 200
CEE	729	920	1 082	2 420	3 760
UK	166	206	223	440	685
Autres				70	192
Europe Ouest	895	1 126	1 305	2 930	4 537

TABLEAU A 3Polyéthylène basse densitéConsommation

en 1 000 tonnes

	REALISES			PREVISIONS	
	1968	1969	1970	1975	1980
France	208	263	297	570	1 000
Allemagne	287	375	440	840	1 480
Italie	176	229	280	540	950
Bénélux	101	133	147	280	490
C E E	772	1 000	1 164	2 230	3 920
UK	205	239	262	490	820
Autres	340	460	510	950	1 670
Europe Ouest	1 317	1 699	1 936	3 670	6 410

Production

France	170	270	354	670	1 100
Allemagne	337	415	440	890	1 530
Italie	292	300	354	640	1 050
Bénélux	218	348	454	630	840
CEE	1 017	1 333	1 602	2 830	4 520
UK	237	266	302	540	860
Autres	144	174	210	550	1 200
Europe Ouest	1 398	1 773	2 114	3 870	6 580

TABLEAU A4

Polyéthylène haute densité

Consommation

en 1 000 tonnes

	Réalités			Prévus	
	1968	1969	1970	1975	1980
France	15	71	84	185	370
Allemagne	145	209	226	500	1 000
Italie	44	59	75	165	330
Bénélux	45	51	55	120	240
CEE	279	390	440	970	1 940
UK	46	48	55	110	200
Autres	58	63	70	155	310
EUROPE Ouest	383	501	565	1 235	2 450

Production

France	31	43	55	195	380
Allemagne	255	340	378	710	1 200
Italie	67	70	89	215	380
Bénélux	30	47	89	110	380
CEE	383	500	5 573	230	2 190
UK	54	60	61	110	200
Autres	-	-	10	30	60
Europe Ouest	437	560	644	1 370	2 450

TABLEAU A5

Taux de croissance de la consommation par année et
par produit et coefficient multiplicatif pour une
période de cinq ans

	70-75	75-80	Cas particuliers Grande Bretagne	
			70-75	75-80
PEHD	17 % 2.19	15 % 2.01	15 % 2.01	13 % 1.84
PEBD	14 % 1.925	12 % 1.762	13 % 1.84	11 % 1.685
PVC	12 % 1.762	10 % 1.61	12 % 1.762	10 % 1.61

TABLEAU A6

Exportation par pays et par produit supposé constante
sur la période 70-80 (en milliers de tonnes)

	PVC	PEBD	PEHD
France	40	100	10
Allemagne	100	50	210
Italie	170	100	50
Bénélux	90	350	- 10

.../...

TABLEAU A7

Hypothèses sur les soldes d'Import-export
de l'Europe de l'Ouest pour 1970-1980

	Export	Import	Commentaires
PEBD	423		restera constant en valeur absolue
PEHD	120		
PVC	300		restera constant en valeur absolue
MVC		170	doit disparaître en 1975
Dichloroéthane		110	
Styrène		314	
Ethyl benzène		60	

TABLEAU B1

1970

Consommation d'éthylène

en 1 000 t

	Polyéthylène basse densité	Polyéthylène haute densité	Oxyde d'éthylène	Polystyrène	PVC	Acétaldéhyde	DIVERS. (dont éthanol)	Total
France	364	58	140	42	206	50	80	940
Allemagne	453	400	275	168	415	135	120	1 966
Italie	364	93	90	64	255	40	20	926
Bénélux	467	54	140	78	108	-	20	867
C E E	1 648	605	645	352	984	225	240	4 699
U K	310	65	165	72	151	-	110	873
Autres	220	10	65	-	65	15	25	400
Europe Ouest	2 178	680	875	424	1 200	240	375	5 972

TABLEAU B2

Prévisions de consommation d'éthylène

1975

(en 1 000 t)

	Polyéthylène basse densité	Polyéthylène haute densité	Oxyde d'éthylène	Polystyrène	PVC	Acétaldéhyde	Divers (dont éthariol)	Total
France	690	205	220	155	358	95	135	1 858
Allemagne	920	745	450	244	716	170	210	3 455
Italie	660	225	160	140	408	70	40	1 703
Bénélux	650	115	340	250	217	-	35	1 607
CEE	2 920	1 290	1 170	789	1 699	335	420	8 623
U K	550	115	270	143	276	-	190	1 544
Autres	820	30	150	23	100	30	50	1 203
Europe Ouest	4 290	1 435	1 590	955	2 075	365	660	11 370

TABLEAU B3

1980

Prévision de consommation d'éthylène

en 1 000 t

	Polyéthylène basse densité	Polyéthylène haute densité	oxyde d'éthylène	Polystyrène	PVC	Acétaldéhyde	Divers (dont éthanol)	Total
France	1 130	400	350	270	565	125	190	3 030
Allemagne	1 570	1 260	700	325	1 121	225	300	5 501
Italie	1 080	400	250	248	604	100	110	2 792
Bénélux	960	240	500	390	322	25	110	2 457
C.E.E.	4 740	2 300	1 800	1 233	2 612	475	710	13 870
UK	890	210	400	222	443	25	270	2 460
Autres	1 240	70	200	62	175	50	120	1 917
Europe Ouest	6 870	2 580	2 400	1 517	3 230	550	1 100	18 247

TABLEAU C1

Production totale de BTX d'origine pétrochimique

en 1 000 tonnes

	1 9 7 0	1 9 7 5	1 9 8 0
France	485	940	1 480
Allemagne	1 000	1 970	3 310
Italie	720	1 105	1 690
Bénélux	510	1 155	1 740
CEE	2 715	5 170	8 220
UK	1 100	1 260	1 980
Autres	225	370	1 000
Europe Ouest	4 040	6 800	11 200

Production de BTX dans les essences de steam cracking

	1 9 7 0	1 9 7 5	1 9 8 0
France	580	1 150	1 880
Allemagne	1 220	2 140	3 400
Italie	570	1 050	1 730
Bénélux	530	990	1 520
CEE	2 900	5 330	8 530
UK	540	950	1 510
Autres	250	740	1 180
Europe Ouest	3 690	7 020	11 220

TABLEAU C2Production de BTX d'origine carbochimique

en 1 000 tonnes

	1970	1975	1980
France	115	115	115
Allemagne	240	145	145
Italie	40	-	-
Bénélux	55	-	-
CEE	450	260	260
UK	110	110	110
Autres	15	-	-
Europe Ouest	575	370	370

Consommation de naphta

en 1 000 tonnes de naphta

	Oléfines	Ammoniac	Solvants aliphatiques	Divers	Naphta brut	- Retour raffinerie	+ BTX raffinerie	Naphta net
France	3 820	1 305	115	245	5 485	1 000	605	5 090
Allemagne	8 180	560	190	1 360	10 290	2 210	1 250	9 330
Italie	3 850	-	115	80	4 045	1 010	900	3 935
Benelux	3 620	425	130	340	4 515	970	640	4 185
C E E	19 470	2 290	550	2 025	24 335	5 190	3 395	22 540
U K	3 630	300	245	510	4 685	980	1 380	5 085
Autres	1 670	890	230	460	3 250	450	280	3 080
Europe Ouest	24 770	3 480	1 025	2 995	32 270	6 620	5 055	30 705

TABLEAU D2

1975

Prévisions de consommation de naphta

en 1 000 tonnes
de naphta

	Oléfines	Ammoniac	Solvants aliphatiques	Divers	Naphta brut	- Retour raffinerie	+ BTX extraits	Naphta net
France	7 400	400	115	80	7 995	2 000	1 170	7 165
Allemagne	13 800	-	190	620	14 610	3 710	2 460	13 360
Italie	6 800	-	130	80	7 010	1 830	1 380	6 560
Benelux	6 420	-	145	340	6 905	1 730	1 440	6 615
CEE	34 420	400	580	1 120	36 520	9 270	6 450	33 700
UK	6 150	-	245	90	6 485	1 660	1 570	6 395
Autres	4 780	1 200	240	480	6 700	1 290	460	5 870
Europe Ouest	45 350	1 600	1 065	1 690	49 705	12 220	8 480	45 965

TABLEAU D3

1980

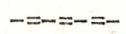
Prévisions de consommation de naphta

en 1 000 tonnes de naphta

	Oléfines	Ammoniac	Solvants aliphati- ques	Divers	Naphta brut	- Retour raffinerie	+ BTX Extraits	Naphta net
France	12 200	400	130	90	12 820	3 300	1 850	11 370
Allemagne	22 000	-	210	400	22 610	5 950	4 140	20 800
Italie	11 150	-	145	80	11 375	3 000	2 100	10 475
Bénélux	9 850	-	160	340	10 350	2 660	2 180	9 870
CEE	55 200	400	645	910	57 155	14 910	10 270	52 515
UK	9 850	-	265	90	10 205	2 660	2 480	10 025
Autres	7 700	2 180	280	475	10 635	2 080	1 250	10 805
Europe Ouest	72 750	2 580	1 190	1 475	77 995	19 650	14 000	73 345

A N N E X E II

Description du modèle de simulation du raffinage



Physiquement une raffinerie peut se voir comme une boîte noire dans laquelle rentrent des bruts et de laquelle sortent des produits.

Si l'on rentre dans le détail de la boîte noire on peut voir des sous boîtes reliées entre elles par des tuyaux c'est-à-dire des flux. Chacune de ces sous boîtes qui représente un appareil (topping, reforming, cracking...) est caractérisée par sa marche c'est-à-dire une série d'équations qui donne les flux de sortie en fonction des flux d'entrée.

Chacun des bruts a une composition différente qui va influencer la marche des appareils. Il y aura donc autant de marche des appareils que de bruts. D'autre part pour chaque appareil on peut modifier dans une certaine plage les conditions de température et de pression c'est-à-dire la sévérité de l'appareil. Il y aura donc autant de marches des appareils que de sévérité. Par exemple dans le cas du reforming nous supposons 3 sévérités et pour chacune une marche été, une marche hiver ce qui équivaut à 6 sévérités. Si l'on rentre cinq bruts différents, chacun de ces bruts réagira de façon différente à chaque sévérité du reforming. Il y aura donc 30 marches du reforming caractérisées chacune par une série d'équation liant les flux de sorties du reforming aux flux d'entrée.

La marche des appareils nécessite une certaine énergie. Deux équations font le bilan combustible, une en quantité, une en énergie.

Si les bruts fournis ont certaines caractéristiques physiques, il en est de même des produits. Par exemple le carburant auto est caractérisé par une densité, une tension de vapeur saturante, un indice d'octane. Or le pool carburant auto est constitué à partir de 14 flux de produits ayant chacun un indice d'octane bien déterminé. Une équation permet donc de calculer l'indice de carburant à partir des indices et des quantités de produit formant le pool. Il y aura donc autant d'équations de qualité que de qualités de produits.

Les flux et les quantités ne sont pas entièrement libres. Ils doivent être compris entre certaines limites. Ces contraintes se traduisant par une série d'équation ou d'inéquations portant principalement sur les bruts et les produits (en qualité et en quantité) et quelque fois sur des flux intermédiaires.

Il existe aussi dans une raffinerie des sous boites qui ne sont que des vanes, qui ne sont donc pas caractérisées par des équations de rendement comme des appareils mais seulement par une équation de flux qui exprime que la somme des flux arrivant au noeud que constitue la vane est égale à la somme des flux sortant. Pour des raisons propres au modèle mathématique on est amené à introduire une variable supplémentaire que l'on peut appeler variable de noeud égale à la différence des flux sortants et des flux rentrants et on contraint cette variable à être nulle.

En plus de la descriptions physique du raffinage il faut faire intervenir une description économique qui se traduit par une fonction coût.

Cette fonction économique prend en compte le coût des bruts, le prix des produits, le coût de fonctionnement et d'investissement des différents appareils.

Le modèle calcule alors le schéma de raffinage, c'est-à-dire la valeur de toutes les variables, qui satisfait toutes les équations et inéquations précédemment explicitées et assure à la fonction coût la valeur minimum. Le modèle fournit aussi le coût marginal de toutes variables butant sur une contrainte c'est-à-dire la variation de la fonction coût provoquée par un déplacement d'une unité de la contrainte toute les autres équations et inéquations étant respectées.

Mathématiquement le modèle est donc constitué par des variables (de flux, de noeuds et de qualité), des équations (de marche des appareils, de noeuds et de qualité de produits), des contraintes (sous forme d'équation ou d'inéquations sur variables de qualité et de flux et de noeuds), une fonction coût à minimiser.

Nous allons étudier plus en détail le mode de dénomination des variables, le mode d'emploi des bruts (qualité et quantités), les différents appareils et leur marche, les produits (qualités et quantités) et la fonction coût.

I - LES VARIABLES

Elles sont au nombre de 528 et nous pouvons les séparer comme nous avons vu en variables de flux, de noeud et de qualité.

I.1 Les variables de flux

On peut distinguer parmi ces variables, les flux d'entrée (les coûts), les flux entre appareils, les flux entre appareil et pools de produit, les charges des appareils, les flux de pools à pools, les quantités de produits disponibles, les demandes de produits.

I.1.a : Les flux d'entrée :

Ce sont les quantités de bruts B1, B2, B3, B4, B5 et leur somme, CAPACITE.

.../...

I.1.b : Les flux entre appareils

Le nom de ces variables indique de quel brut il s'agit si l'origine du brut influe sur la marche de l'appareil, ainsi que l'origine et la destination du flux. Ainsi B1RAVB est le flux sortant du résidu atmosphérique du topping se dirigeant vers le visbreaking et dont le brut d'origine est B 1. HDSRF 1 est le flux sortant de l'hydrodésulfuration des gas-oils et se dirigeant vers le reforming 1.

I.1.c : Les flux entre appareil et pool de produit

La règle de dénomination est la même que dans le cas précédent. Ainsi B4 DVFD est le flux sortant de la distillation sous vide et dirigé sur le pool fuel domestique d'origine B4. De même TCC 1 SU désigne le flux du cracking catalytique vers le pool super, B2 E1CA désigne le flux de straight run entre la coupe E 1 du topping d'origine B 2 et le pool carburant auto.

I.1.d : Les charges des appareils

Pour simplifier l'écriture de nombreuses équations on est amené à calculer la charge des appareils. Par exemple la charge du visbreaking sera noté CHVB et une équation l'égalera à la quantité Bk RAVB.

I.1.e Les flux de pool à pool

Certains produits peuvent intervenir dans la composition d'autres produits. Ainsi le C4 peut intervenir dans la constitution du carburant auto et du super, le pool combustible peut-être approvisionné par du C2 ou du fuel normal si nécessaire. Ces flux sont matérialisés par les variables CHCA, CHSU, C2 CB, FNCB.

I.1.j : Les quantités de produits disponibles

Chaque produit final est représenté par un nom de variables. Par exemple la quantité de fuel domestique produite s'appelle FDPRO. On a de même CAPRO, NAPRO, KEPRO... pour le carburant, le naphta, le kérosène.

I.1.g : Les demandes de produit

Dans l'utilisation du modèle ces variables seront astreintes à être supérieures à une demande minimale. En Effet, DEMFD ou DEMKE représente les quantités de kérosène ou de fuel domestique effectivement utilisés sous ce nom. On voit qu'une différence doit être faite entre DEMFD et FDFRO pour tenir compte des flux entre pools. Ainsi

$$\text{DEMFD} = 1.15\text{C3FD} + 1.13\text{C4FD} - \text{FDFN} - \text{FDFS} + \text{FDPRO}$$

Par contre dans le cas d'un produit non interchangeable comme le kérosène il y a égalité : $\text{DEMKE} = \text{KEPRO}$.

I.2. Les variables de noeuds :

Ces variables sont contraintes à être nulles. Elles sont égales à la différence des flux d'entrée et de sortie d'un noeud. Elles expriment donc la conservation des flux au noeud. On peut distinguer différents types.

I.2.a : noeuds avant les appareils.

$$\text{Ex. RFIACH} : - \text{CHRF1A} + \sum_{k=1}^5 B_k \text{ ARF1}$$

$$\begin{aligned} \text{SPLICH} = - \text{CHSPLI} + \sum_{k=1}^5 1,153 \text{ BIAF2PSU} + \sum_{k=1}^5 1,1070 \text{ B1BF2PSU} \\ + \sum_{k=1}^5 1,221 \text{ BIAF3PSU} + \sum_{k=1}^5 1,148 \text{ BIB F3PSU} \end{aligned}$$

I.2.b : Noeuds après les appareils

Ex. Sortie gas-oil de l'hydrodésulfuration des gas-oils

$$\begin{aligned} \text{GOHDS} = 0; = - \text{HDSFD} + 0,9872 \text{ B1 G1 HDS} + 0,9810 \text{ B1 G2 HDS} \\ + 0,9763 \text{ B1 DT1LHS} + \dots \end{aligned}$$

Cette équation de noeud de sortie exprime le rendement en gas-oil de l'unité de HDS en fonction des produits entrés dans l'unité.

Il y a ainsi autant d'équations que de sorties possibles pour les différents appareils.

I.2.c : Bilan produit

Pour les produits comme l'éthane et l'hydrogène qui ne sont pas affectés à des pools individuels un bilan est effectué entre leur sortie des appareils et leur affectation dans un pool produit par les équations BAL C2 et BAL H2.

I.2.d : noeud avant un pool :

Avant chaque pool un bilan est effectué entre les quantités du produit disponible et les flux d'entrée dans ce pool. Ce bilan tient compte des pertes en produit. Ainsi pour le super.

$$\text{PROSU} = 0 = - 1,02 \text{ SUPRO} + \sum a_j \text{ SU}$$

I.2.e Bilan combustible

Un bilan combustible est effectué de trois façons : en quantité par COMBUS, en besoin calorifique par COMFI, en ressources calorifiques par COMF2.

.../...

I.2.f : Divers bilans :

Le modèle effectue un bilan des pertes par BILPERTE et un bilan d'électricité par ELEC.

I.3. Les variables de qualité

Un certain nombre de contraintes sont imposées aux produits. Il faut donc calculer quelques paramètres de ces produits en fonction de leur constituants : ce sont les densités (DENSCA) les tensions de valeur (TVRCA, TVRSU), les indices d'octanes (NOCA, NOSU), le pourcentage de straight run que l'on contraint à rester dans certaines limites (E1 CAMAX, EICANIN), la viscosité du fuel (VISFD), le pourcentage de soufre (SOUPN, SOUPD), les points de congélation du fuel (CONGFD)....

II - LE MODE D'EMPLOI DES BRUTS

Le modèle laisse la possibilité de l'emploi des cinq bruts différents. Ces bruts sont ceux de Méditerranée Orientale (Bruts B1), Algérie (B2), Libie (B3), Arabe léger (B4) et Koweït (B5). A cause de composition semblable on a regroupé sous le titre Lybie, l'Europe et la Lybie, sous le titre koweït, le Koweït et le Venezuela, sous le titre arabe léger, celui-ci et le Nigéria, sous le titre Méditerranée orientale, ce brut et le brut de Russie.

L'influence de ces compositions des bruts se fait sentir sur les rendements de presque tous les appareils et on est amené pour calculer certaines caractéristiques de produits finals comme la teneur en soufre des fuels par exemples à conserver la trace des passages dans tous les appareils des flux arrivant aux pools fuel par l'intermédiaire de variable comme B1 DV TCC1LCO FD (flux dont le brut d'origine est B2, qui est passé par la distillation sous vide, est sorti du cracking catalytique 1 à la coupe LCO a été dirigé sur le pool fuel domestique).

On voit que l'emploi de cinq brut différents permet de prendre en compte la réponse différente des appareils à chaque brut et d'en déduire les qualités des produits finals.

Au niveau économique cet emploi permet aussi de jouer sur le prix des bruts.

Le mode d'emploi des bruts sera donc le suivant :

Pour une étude de vérification (comme celle portant sur la France en 70) on impose les quantités des bruts (en fait on impose 4 et on laisse le cinquième libre pour assurer l'équilibre des quantités) et on impose les prix.

Pour une étude prospective (comme celle de l'Europe en 75) on autorise la variation de quatre bruts dans des fourchettes "raisonnables" et on fixe les prix.

L'étude des coûts marginaux des bruts butant sur une contrainte permet alors de déterminer le coût de cette contrainte et des hiérarchies en bruts (cette hiérarchie dépend bien sur de l'ensemble des contraintes imposées).

III - Le Schéma des différents appareils

Le Schéma du programme linéaire de raffinage reprend les principales unités d'une raffinerie, le topping, les unités de traitement des gas-oil, les unités de traitement des essences, les unités de traitement des gaz. Ce schéma est grossièrement représenté en page

III.1 Le Topping :

L'unité de distillation ou topping a pour but de fractionner le pétrole brut en un certain nombre de coupes ou fractions classées en fonction des températures d'ébullition des hydrocarbures. Après vaporisation dans les fours et sous l'action d'un gradient de température réalisé entre le sommet et le fond des colonnes par le reflux de tête, les hydrocarbures se classent verticalement en fonction de leur volatilité c'est-à-dire encore de leur poids moléculaires.

Le modèle retient neuf coupes de sortie du topping : trois coupes de gaz et LPG (C2, C3, C4), deux coupes essences (E1, E2), une coupe kerosène fuel domestique, deux coupes gas-oil (G1, G2), une coupe de résidu atmosphérique.

La plupart de ces coupes ont des limites fixes, ce qui correspond à une seule marche possible de l'appareil. C'est le cas des coupes C2, C3, C4, G1, G2, R1. Pour prendre en compte le fait que l'on peut modifier, suivant la demande de produits, la marche du topping pour produire plus ou moins d'essence ou de gas-oil, on imagine deux marches extrêmes du topping une marche A (hiver ou gas-oil maximum) une marche B (été ou essence maximum).

La marche A correspond aux températures de coupes suivantes (E1 : C5, 80), (E2 : 8 à 145), (PE : 145 - 240) et la marche B aux températures (E1 : C5 - 95), E2 : 95 - 185), PE : 185 - 240).

Pour assurer une souplesse supplémentaire on autorise en marche A une partie de la coupe E2 à être versée dans la coupe E1 et l'inverse dans le cas de la marche B, ce qui revient en fait à laisser libre le point de coupe entre E1 et E2 dans chacune des marches A et B.

On a donc quatre marches extrêmes pour le topping qui correspondent à deux températures de coupe évoluant entre deux extrêmes. Pour chacun des bruts et pour chaque marche du topping une série d'équation donne le pourcentage de chaque coupe.

III 2/ Les unités de traitement du gas-oil

La coupe PE fournit directement le pool gas-oil et le pool kerosène.

Les coupes G1 et G2 fournissent les pools fuels (fuel oil domestique, fuel normal et fuel spécial) soit directement soit par l'intermédiaire de l'unité d'hydrodésulfuration des gas-oils.

La coupe résidu atmosphérique peut fournir directement des fuels ou bien être traitée par les unités de distillation sous vide et de visbreaking.

III.2.a Distillation sous vide

La distillation sous vide est réservée au fractionnement de produits contenant des hydrocarbures lourds dont la température d'ébullition normale seraient supérieures au seuil de craquage. La partie la plus légère est envoyée soit au fuel domestique soit au craquage (cracking catalytique et hydrocracking), la partie lourde au combustible et aux pools fuels (normal et spécial).

III.2.b Visbreacking

C'est un craquage peu sévère du fuel lourd. Le but est d'abaisser la viscosité du fuel. La production de gaz est faible (2 %), l'essence produite (10 %) est dirigée soit vers le pool carburant soit vers le pool super malgré un nombre d'octane faible, le rendement en fuel est de 88 %. Le fuel est dirigé soit sur les différents pools fuel soit vers les unités de craquage (catalytique et hydrocracking).

III.2.c : cracking catalytique

C'est un craquage en présence d'un catalyseur (argile naturelle ou produit synthétique comme le silicoaluminat). Les essences de craquage catalytique, et en particulier leurs parties légères, contiennent beaucoup de structures isomérisées tandis que leurs fonctions lourdes sont fortement aromatiques. Les butanes produits en grande quantité sont également isomérisés dans de fortes proportions et la teneur en oléofines de la coupe C₃ - C₄ est importante. On trouve très peu d'oléofines et de structures polycycliques compliquées et les produits lourds sont en faible quantité.

Il est prévu deux marches du cracking catalytique correspondant à deux sévérités de recyclage. A la sortie du cracking les gaz (C₂, C₃, C₄) sont dirigés vers l'unité de traitement des gaz (DEA), l'essence est dirigée sur le pool super ou le pool carburant, le gas-oil léger vers le pool de fuel-oil domestique ou vers l'unité d'hydrodésulfuration du gas-oil, le gas-oil lourd sur les pools fuel normal ou fuel spécial, le coke vers le pool combustible.

III.2.d. Hydrocracking

Comme le craquage catalytique, l'hydrocraquage convertit des fractions hydrocarbonnées à haut point d'ébullition et à bas prix en fraction plus légère. C'est un procédé très souple. Alors qu'aux US où la tension est grande sur les essences il est utilisé pour faire des essences à haut indice d'octane, en Europe l'hydrocraquage est surtout orienté vers la conversion des distillats lourds en gas-oil.

Ainsi dans le modèle les charges d'hydrocracking proviennent de la distillation sous vide et du visbreacking, les produits sont distribués au fuel domestique pour environ 76 % de la charge, aux pools naphta, super et carburant auto pour environ 6 %, la coupe moyenne (13 %) étant envoyée au reforming et les gaz à l'usine de gaz.

III.2.c. Hydrodésulfuration du gas-oil

Cette unité sert au traitement des distillats moyens. Elles s'appliquent tant aux produits de distillation directe (coupe G1 et G2) qu'aux produits de traitement de craquage catalytique afin d'obtenir des fuels domestique de haute qualité (faible teneur en soufre, stabilité améliorée, indice de cétane augmenté) et ceci avec un très bon rendement (près de 99 %). Le gaz produit est recyclé sur l'unité de DEA, l'essence produite (06%) est envoyée soit au reforming soit au pool naphta.

III.3. Les Unités de traitement des essences

On a vu que la coupe 80-95 pouvait être dirigée partie sur la coupe E1, partie sur la coupe E2. Cette réserve faite les coupes E1 et E2 ont des sorts légèrement différents.

La coupe E2 peut être dirigée directement sur le pool naphta ou bien être traitée dans le steam cracking et le reforming.

La coupe E1 peut être traitée dans le steam cracking ou être envoyée dans les pools naphta, carburant et super avec une possibilité d'isomérisation d'une partie du flux dirigé sur les pools super et carburant pour améliorer l'indice d'octane.

III.3.a Le steam cracking

Cette opération consiste en une montée rapide en température suivie d'une trempe brutale pour stopper les réactions. L'éthylène est ensuite purifié, la coupe C4 est traitée pour extraire le butadiène.

Le modèle prévoit deux marches du steam cracking suivant les charges de l'appareil : un steam cracking naphta léger chargé à partir de la coupe E1 et des essences légères d'hydrocracking, un steam cracking naphta médium chargé à partir de la coupe E2 et des essences lourdes d'hydrocracking et d'hydrodésulfuration.

Les produits, éthylène, propylène, butadiène, butane sont dirigés vers leurs pools respectifs, les essences après hydroguration sont envoyées aux pools super et carburant, les fuels gas (environ 20 % d'éthane et méthane et d'hydrogène) et le fuel (environ 4 %) sont envoyés au pool combustible.

III.3.b Le reforming

La réformation permet la transformation de n'importe quelle essence lourde de première distillation (Coupe E2) en un carburant à indice d'octane élevé avec des rendements relativement bons. Elle permet aussi de traiter les coupes essences de l'hydrocracking et de l'hydrodésulfuration des gas-oils.

Le modèle prévoit trois sévérités qui permettent d'obtenir des essences de qualités différentes. Ces essences sont envoyées soit au splitter soit directement aux pools carburant et super.

III.3.c Le splitter

Par passage à travers un tamis le splitter sépare les hydrocarbures ramifiés des hydrocarbures en chaîne droite. Ainsi une partie de l'essence de reforming est traitée au splitter. La meilleure qualité est envoyée au pool super, la coupe suivante au carburant auto, le reste au naphta.

III.3.d l'Isomérisation

Outre l'amélioration de l'indice d'octane, l'isomérisation permet de diminuer la sensibilité de l'essence c'est-à-dire la différence des indices d'octane recherche et moteur.

Dans le modèle elle est utilisée pour traiter une partie de la coupe E1. Les essences isomérisées sont dirigées sur les pools carburant et super.

III.4 Les unités de traitement des gaz

La plus grande partie des gaz est désulfurée dans l'unité de DEA, puis les constituants sont séparés dans l'usine de gaz.

III.4.a La désulfuration des gaz

Les gaz et LPG (C2, C3, C4) en provenance du topping, du cracking catalytique, de l'hydrocracking, du visbreaking, de l'hydredésulfuration, sont désulfurés par une solution de diéthanolamine. Le soufre extrait de l'H2 S est envoyé au pool soufre. Les gaz désulfurés sont envoyés à l'usine à gaz.

III.4.b L'usine à gaz

Les gaz en provenance de l'unité de désulfuration et du reforming y sont séparés et dirigés sur les pools H2, C2, C3, C4.

IV - LES PRODUITS

Dans le modèle de raffinage les produits sont décrits par leur quantité, les flux d'arrivé dans chaque pool produit, un certain nombre de qualité (nombre d'octane, tension de vapeur...) calculées à partir des qualités des produits constituant les pools et leur prix intervenant dans la fonction coût. Nous étudierons la fonction coût au paragraphe suivant. Etudions d'abord poll par pool la description des produits.

IV.1. Produits légers

IV.1.a Ethane

La quantité de C2 peut être contrainte par une demande à fournir mais dans toute l'utilisation du modèle on a laissé libre la demande d'éthane. Comme sa valorisation est nulle (la quantité de C2 n'intervient pas dans la fonction coût) tout l'éthane produit dans l'usine de gaz est dirigé sur le pool combustible.

IV.1.b L.P.G

La quantité de LPG (C3 + C4) est contrainte à être supérieure ou égale à la demande. Les quantités supplémentaires de C3 sont dirigés sur le pool combustible, celle de C4 sur les pools carburant et super mais dans certaines limites seulement.

.../...

IV.1.c Ethylène

L'éthylène est seulement fourni par le steamcracking. On contraint sa quantité à être supérieure à la demande d'éthylène.

IV.1.d Propylène, Butadiène

Ces deux produits étant des productions fatales, leurs quantités sont laissées libres.

IV.2. EssencesIV.2.a. Le carburant auto

Le modèle prévoit de nombreux constituants pour le pool carburant. On y trouve du butane (C4,CA), du straight run de coupe E1 et E2 (Bk A E j C A et B k B E j C A), des essences de reforming (B k A R F j C A et B k B R F j C A) des essences isomérisées dans l'unité d'isomérisation, des essences de splitter, de cracking catalytique, de steam cracking, de visbreacking et d'hydrocracking.

Le pool carburant doit satisfaire une certaine demande (DEMCA)

Le pool carburant doit satisfaire une certaine qualité qui porte sur le nombre d'octane, la tension de vapeur, la densité, le pourcentage de straight run, le pourcentage de C4, le pourcentage d'essence lourde.

Nous étudierons ces qualités après la constitution du pool super.

IV.2.b Le super

Le pool super peut être constitué par du butane, de straight run de coupe E 1 seulement, des essences de reforming, des essences d'isomérisation, des essences de splitter, de steam cracking, de cracking catalytique et de visbreacking.

Les contraintes sur le super sont une contrainte de quantité (demande à satisfaire) et des contraintes de qualité semblables à celles du carburant auto.

IV.2.c le nombre d'octane

Le problème est de calculer l'indice d'octane d'un mélange de carburant. Cet indice est calculé par l'intermédiaire d'un indice de mélange qui, pondéré en volume, est additif. Ainsi soient L_i , v_i , Y_i , respectivement les indices de mélanges, volume massique, et masse de chacun des constituants du pool carburant auto (ou super), alors l'indice de mélange du carburant est

$$x = \sum \frac{L_i v_i Q_i}{v_i Q_i}$$

Comme x est une fonction croissante du nombre d'octane la contrainte $n \gg n_0$ s'écrit simplement $x \gg x_0$.

Le modèle ne calcule actuellement qu'un seul type de nombre d'octane par carburant qui est le nombre d'octane F1.

Bien sûr les coefficients X_i dépendent du degré d'éthylation des essences.

Ainsi il y aura trois séries de coefficients x_i correspondant aux éthylation 0.4, 0.15 et 0.0. Pour traiter le cas de l'Europe 70 avec une éthylation à 0.6, comme il manquait la série de coefficient éthylation 0.6, on utilisa la série à 0.4 en visant un nombre d'octane limite no d'un point inférieur. Pour traiter chacun des autres cas il suffit de choisir le fichier correspondant.

IV.2.d. La tension de vapeur

Les tensions de vapeur Reid du super et du carburant sont contraintes supérieurement pour limiter la volatilité des produits. Ainsi la tension de vapeur Reid du super doit être inférieure à 0.34 bar. Le mode de calcul est le même que pour le nombre d'octane. Ainsi si B_i , v_i , Q_i sont respectivement les indices de mélange, volume massique et masse des constituants la condition s'écrit

$$-\sum B_i v_i Q_i + B \sum v_i Q_i = 0 \quad \text{ou } B = 0,7 \text{ correspond à la pression de vapeur de } 0.34 \text{ bar.}$$

IV 2.c Densité

Une inéquation est prévue pour contraindre la densité du carburant et du super mais dans toutes les utilisations présentes cette possibilité n'a pas été utilisée et la densité est restée libre.

IV.2.f Autres contraintes sur les carburants

Un certain nombre de constituants des carburants sont limités en quantité. Ainsi les quantités de butane versées au pool super (C4 SU) et au pool carburant (C4 CA) sont limitées supérieurement, les quantités d'essences lourdes dans chacun des pools sont limitées inférieurement et les quantités straight run de coupe E1 sont comprises dans une fourchette.

IV.3 Le Naphta

Le pool naphta est la réunion d'un pool naphta léger léger et d'un pool naphta médium. Chacun de ces pools est alimenté en straight run de coupe E₁ et E₂ et à partir du splitter. De plus le naphta léger est alimenté par des essences d'hydrocracking et le naphta médium par des essence d'hydrodésulfuration. si possible en dehors des utilisations pétrochimiques puisque le steam cracking est intégré dans le schéma de raffinage.

IV.4. le Kérosène

Le kérosène est alimenté seulement à partir de la coupe PE du topping. Il est contraint à assurer une demande.

IV .5 Les Fuels

IV.5.a Fuel domestique

Le pool fuel domestique est alimenté par du straight run de coupe G1, G2 et PE, par des distillats de vis breacking et de distillation sous vide, par les coupes lourdes du cracking catalytique et de l'hydrodésulfuration des gas-oil.

.../...

Le pool fuel domestique est astreint à satisfaire une certaine demande et certaines qualités.

Ainsi la densité du fuel doit être comprise dans une fourchette ; le pourcentage en soufre, la viscosité et la température de congélation sont limités supérieurement.

Dans le cas du soufre par exemple si Q_i sont les constituants du pool soufre et si leur pourcentage en soufre la condition s'écrit

$$- \sum s_i Q_i + 0.505 \sum Q_i \geq 0$$

IV.5.b Les fuel lourds :

Il y a deux pools de fuels lourds dont les constituants sont les mêmes mais sont répartis de façon à satisfaire deux contraintes sur le pourcentage en soufre, le fuel normal pouvant contenir jusqu'à 4 % de soufre, le fuel spécial étant limité à 1 %.

Ces pools sont constitués de straight run de coupe G 2, de résidu atmosphérique et de résidu sous vide, de coupes lourdes du cracking catalytique et de visbreaking.

V - La fonction coût

C'est une forme linéaire sur l'espace des variables de flux qui doit être minimisée. Cette fonction ne fait intervenir en fait que le prix des produits, le prix des bruts et le coût de mise en oeuvre des appareils. En 75 et 80 on a utilisé le même fonctionnement pour raisonner en francs constants.

V.I. Les produits

La fonction coût peut faire intervenir le prix de vente de tous les produits et calculer ainsi les quantités de produit qu'il est intéressant de fabriquer à ce prix là. C'est ce que nous cherchons pour le naphta qui sera donc valorisé, à 100 F/T puis 125, 140 et 150 F/T dans différents passages. Par contre l'optique n'est pas du tout la même pour les autres produits qui doivent satisfaire une demande et dont la valorisation est nulle au delà de cette demande. Ainsi les produits astreints à fournir une demande n'interviendront pas dans la fonction et le modèle calculera le coût marginal de ces produits. Il faut faire un sort particulier aux produits fatals butadiène et propylène. En effet on ne peut pas les contraindre à assurer une demande car alors ils risquent de devenir produits directeurs de la marche du steamcracking ce qui est faux, ou ne peut pas les valoriser car alors l'éthylène supporterait à lui seul le coût de la marche du steamcracking. On les valorise donc aux prix du marché. Il en est de même de l'éthane.

Le propylène est valorisé à 250 F/T, le butadiène à 900 F/T, l'éthane à 80 F/T, le naphta successivement à 100 F/T, 125 F/T, 140 F/T, et 150 F/T.

.../...

V.2. Les Bruts

On a vu au paragraphe II de l'Annexe II que les quantités de bruts étaient libres entre certaines limites. Le choix va se réaliser par l'intermédiaire des prix des bruts. Le brut B₁ (Méditerranée Orientale et Russie) coûte 105.9 F/T, le brut B₃ (Lybie et Europe) 115.7 F/T, le brut B₄ (arabe léger et Nigéria) 105.9F/T et le brut B₅ (Koweit et Venezuela) 100 F/T.

V.3 Le coût des unités de raffinage

Le choix entre les différentes unités pour satisfaire la demande à plus bas coût se fait par l'intermédiaire du coût de mise en oeuvre de celles-ci. Ce coût est un coût en développement c'est-à-dire qu'il fait intervenir les frais fixes, les frais variables, les coûts d'investissement dans une perspective de développement d'un état initial (année 70) à un état final (année 75 ou année 80). Ainsi soit Q₁ la capacité de l'appareil considéré en 70 soit Q₂ la capacité désirée à l'année 70 + n. Pour éliminer la variable temps nous supposons cette augmentation de capacité répartie uniformément au cours de la période des années et soit Q_m = $\frac{Q_2 - Q_1}{n}$ l'augmentation moyenne de capacité par an.

Soit I(Q_m) l'investissement annuel nécessaire pour réaliser cette augmentation moyenne de capacité. L'investissement en développement (I.D) est alors défini comme la dérivée ($\frac{\partial I}{\partial Q_m}$) de I(Q_m) par rapport à Q_m c'est-à-dire la variation de l'investissement moyen par an due à une variation de l'objectif fixé en 75 ou 80. En supposant que cet investissement est amorti en 7 ans au taux d'actualisation de 10 % l'an, l'annuité d'amortissement est de 20 % de l'investissement (ID).

On a défini de la même façon les frais fixes en développement (F FD) et les frais variables en développement (F.V.D).

Pratiquement on considère deux projets voisins d'augmentation de capacité pour l'année 75 soient le projet 2 et le projet 2' auxquels correspondent les augmentations moyennes par an

$$Q_m = \frac{Q_2 - Q_1}{5} \quad \text{et} \quad Q'_m = \frac{Q'_2 - Q_1}{5}$$

alors

$$I_D = \frac{I(Q'_m) - I(Q_m)}{Q'_m - Q_m}$$

$$F V D = \frac{F V_{Q'_m} * Q'_m - F V_{Q_m} * Q_m}{Q'_m - Q_m}$$

$$F F D = \frac{F F(Q'_m) - F F(Q_m)}{Q'_m - Q_m}$$

et le coût en développement a du matériel considéré s'écrit

$$a = 20 \% ID + F V D + F F D$$

Ce calcul appliqué aux différents appareils conduit aux résultats suivants :

- topping $a = 8,115 \text{ F/T}$
- hydrodésulfuration $a = 7,52 \text{ F/T}$
- isomérisation $a = 79,8 \text{ F/T}$
- Reforming

Le coût en développement ne dépend de la sévérité et de la charge et varie ainsi de 17 F/T à 37 F/T. Les coefficients des différents flux sont les suivants :

Flux	a (F/T)
E1 BRF1	17
E1 BRF1	18
B2 BRF1	21
B3 BRF1	18
B4 BRF1	21
B5 BRF1	21
Bk ARF2	24
B1 BRF2	26
B2 BRF2	29
B3 BRF2	26
B4 BRF2	29
B5 BRF2	29
Bk ARF3	30
B1 BRF3	33
B2 BRF3	37
B3 BRF3	33
B4 BRF3	37
B5 BRF3	37
HDS RF1	20
HDS RF2	28
HDSRF3	35
HCRF1	17.3
HC RF2	19.6
HC RF3	22.3

.../...

- Splitter	a = 28 F/T
- hydrocracking	a = 43.67 F/T
- cracking catalytique	
basse sévérité	a = 25.1 F/T
haute sévérité	a = 26.53 F/T
- visbreaking	a = 17.86 F/T
- gas-plant	a = 12.12 F/T
- distillat sous vide	a = 4.17 F/T
- unité d'hydrogène	a = 372.65 F/T
- stéam cracking	
naphta léger	a = 108 F/T
naphta médium	a = 109 F/T
- stockage soufre	a = 20 F/T
- centrale électrique	a = 3.85 F/10 ³ kWh

ANNEXE 3

Données utilisées pour les différents passages sur ordinateur

Le modèle de raffinage peut donner lieu à des utilisations très variées selon les contraintes que l'on impose aux nombreuses variables. Il est donc utile de préciser ici comment a été utilisé ce modèle.

a) les bruts :

Tout d'abord, le modèle ne prévoit que cinq types de bruts différents. Les bruts ont donc du être regroupés en tenant compte des caractères communs aux différentes analyses, compte tenu du type d'étude effectué :

- Russie avec Méditerranée Orientale
- Europe avec Lybie
- Nigéria avec Arabe léger
- Venezuela avec Koweit.

Une fois ces regroupements faits, il a été possible de prévoir dans quelles fourchettes varieraient les quantités de chacun de ces bruts utilisés par l'Europe Occidentale en 1975 et 1980. Pour les bruts type Arabe léger et Koweit, les limites supérieures n'ont pas été fixées, pour laisser plus de choix au modèle.

Les prix sont les mêmes en 1975 et 1980.

en millions de tonnes

Brut	Médit. Orientale Russie	Algérie	Lybie Europe	Arabe léger Nigéria	Koweït Venezuela
Limite inf. 75	90	25	200	400	120
Limite sup. 75	110	30	220	-	-
Limite inf. 80	100	20	250	450	120
Limite sup. 80	140	40	350	-	-
Prix en F/t	105,9	125,4	115,7	105,9	100

b) Les produits finis

Pour la plupart des produits finis, on a fixé une limite inférieure pour la quantité produite et une valorisation nulle pour les quantités produits au-delà de cette limite.

en millions de tonnes

	1975		1980	
	en millions de t.	en %	en millions de t.	en %
LPG	14,7	1,8	19,5	1,8
Carburant auto	20,7	2,6	26,5	2,5
Supercarburant	90,2	11,2	118,1	11,1
Kérozène	33,6	4,2	51,8	4,8
Gas-oil + fuel domestique	255,9	32,0	329,0	30,9
Fuel normal	337,4	42,1	402,3	37,8
Fuel spécial	37,5	4,7	100,6	9,4
Total fuel lourd	374,9	46,8	502,9	47,2
Ethylène	11,4	1,4	18,2	1,7
	801,4	100,0	1 066,0	100,0

.../...

Ces chiffres correspondent aux prévisions de production des différents produits pétroliers en Europe en 1975 et 1980. Deux hypothèses ont été faites sur la répartition entre différents produits : les proportions de carburant auto et de supercarburant ont été choisies respectivement égales à 20 % et 80 %, et, de même il a été supposé que le fuel spécial (basse teneur en soufre) représenterait 10 % en 1975 et 20 % en 1980 de la production totale de fuel lourd (en fait, le modèle ne fait pas intervenir d'interférence avec la politique de réduction de la teneur en soufre des fuels).

Le chiffre correspondant au supercarburant comprend aussi la production de BTX (benzène, toluène et xylène). Le modèle de raffinage ne comprend en effet pas de sortie pour les aromatiques. On a donc supposé que ceux-ci étaient extraits du pool supercarburant. L'indice d'octane imposé a été modifié en conséquences (voir annexe 4).

Trois sorties sont associées au steam-cracking : éthylène, propylène et butadiène. Seule la quantité d'éthylène produit a été imposée, car c'est le produit directeur. Il n'est cependant pas possible de laisser les deux autres produits sans valorisation, car cela enlèverait toute signification au coût marginal de l'éthylène. Le propylène et le butadiène ont donc été valorisés respectivement à 250 francs et 900 francs la tonne.

Le modèle comporte enfin une sortie "naphta". Cette sortie correspond aux besoins autres que l'alimentation du steam-cracking. Pour tous les passages effectués la quantité de naphta produite a été laissée libre mais un prix a été imposé. On a ainsi pu étudier la relation entre l'excédent de naphta produit en Europe et le prix de ce produit sur le marché.

Etude particulière du problème
des aromatiques

1) Introduction des aromatiques dans le modèle de raffinage

- Comme cela a déjà été mentionné dans les annexes 1 et 3, il n'est pas prévu dans le modèle de sortie d'aromatiques ou BTX (benzène, toluène, xylène). Or ceux-ci jouent un rôle important dans la structure du raffinage en particulier pour ce qui est de la coupe légère, et il ne saurait être question de négliger leur influence.

- Il a donc été supposé que les BTX sont extraits du pool supercarburant. La quantité imposée à ce pool pour les différents passages est la somme de la demande prévue de supercarburant et de celle de BTX. De plus il faut modifier l'indice d'octane imposé qui pour le supercarburant seul était de 99. En prenant une densité moyenne des BTX de 0,88 et un indice d'octane de 108, un calcul rapide à partir des indices de mélange donne pour l'indice d'octane du mélange supercarburant - BTX des valeurs de 99,5 en 1975 et 99,6 en 1980.

- On va ainsi trouver dans les résultats de chaque passage sur ordinateur du modèle un coût marginal du supercarburant qui en fait sera le coût marginal du mélange supercarburant - BTX. Il est néanmoins possible de séparer l'influence de ces deux produits et de retrouver leur coût marginal. Le modèle donne, en effet un coût marginal de l'indice d'octane du mélange supercarburant - BTX, c'est le coût supplémentaire entraîné par une augmentation d'une unité de l'indice d'octane imposé. L'augmentation d'une unité de la demande de BTX a deux effets : elle augmente d'une unité la demande totale supercarburant - BTX et elle en augmente l'indice d'octane de N1 unités. De même l'augmentation d'une unité de la demande de supercarburant augmente d'une unité la demande totale supercarburant BTX et diminue, cette fois, de N2 unités l'indice d'octane du mélange. Les coefficients N1 et N2 sont aisément calculés à partir de la formule donnant l'indice d'octane du mélange supercarburant - BTX en fonction des quantités de chacun des constituants.

C'est en utilisant ce mode de calcul qu'ont été établis les chiffres suivants :

Coût marginal du supercarburant en francs par tonne :

Teneur en plomb	0,4	0,15	0
Prix du naphta F/T	1975		
100	164	189,6	193,5
140	182,9	196,3	211
150	191,8	204,4	214,3
	1980		
100	178,5	190,7	210
140	181,9	198,5	209
150	190,4	203	216

.../...

Coût marginal du BTX en francs par tonne :

Teneur en plomb	0,4	0,15	0.
Prix du naphtha F/T	1975		
100	209	262	259
140	234	274	293
150	273	289	294
	1980		
100	239	275	309
140	258	293	307
150	282	301	314

2) Teneur en benzène des pool carburant et supercarburant

Le modèle permet de connaître les différentes bases qui entrent dans la composition des pool supercarburant et carburant auto. Les teneurs en benzène de ces différents constituants sont les suivantes :

Constituant	Benzène %
Butane	0
Essence légère	0,7
Reformat Basse sévérité	5
Reformat moyenne sévérité	6
Reformat haute sévérité	7
Spitter de reformat	7,5

Il est ainsi possible de déterminer la quantité de benzène contenue dans le pool supercarburant et le pool carburant ordinaire.

Ce calcul est d'abord fait, sans tenir compte de l'apport des essences de steam-cracking qui sont étudiées séparément.

.../...

Ainsi les pool carburant et supercarburant, contiennent, hors essences de steam-cracking, les quantités de benzène suivantes :

en milliers de tonnes

Année	Ethylation	Carburant hors essences de steam-cracking	Supercarburant	Total	Teneur en benzène du pool super
1975	0,4	250	5 140	5 390	5,7 %
	0,15	430	5 300	5 730	5,9 %
	0	600	5 500	6 100	6,1 %
1980	0,4	250	6 800	7 050	5,7 %
	0,15	450	7 100	7 560	6,0 %
	0	670	7 210	7 880	6,1 %

On constate que les quantités de benzène contenues dans les pool carburant et supercarburant dépendent peu du degré d'éthylation. Les chiffres du carburant peuvent paraître très faibles cela est dû au fait que le pool carburant est constitué pour sa moitié environ d'essences de steam-cracking qui n'ont pas été prises en compte ici.

On peut ensuite étudier le potentiel des essences de steam-cracking en benzène, toluène et xylène. Ces deux derniers éléments pouvant être facilement convertis en benzène.

Pour effectuer ce calcul, il a été supposé que les quantités de benzène, toluène et xylène produites par le steam-cracking étaient respectivement de 34 %, 15 % et 13 % de la production d'éthylène. On obtient ainsi :

en milliers de tonnes

Production dans les essences de steam-cra- cking	1975	1980
Benzène	3 870	6 200
Toluène	1 700	2 700
Xylène	1 400	2 300
Total	6 970	11 200

.../...

Il est important de remarquer que ces chiffres dépendent considérablement de la sévérité choisie pour le steam-cracking. Les rendements en éthylène et en essences varient en effet en sens inverse et l'on connaît non pas la charge totale de l'appareil mais la quantité d'éthylène produite. Les pourcentages d'aromatiques retenus ici correspondent approximativement à un rendement en éthylène de 25 %. Si l'on avait choisi 30 %, les chiffres ci-dessus seraient de 40 % inférieurs environ.

Les deux tableaux précédents sont à rapprocher de la demande de benzène, toluène et xylène pour 1975 et 1980. Cette demande, après soustraction de la production d'origine carbochimique qui peut être considérée comme fatale et qui est de toute façon très faible, s'établit ainsi.

en milliers de tonnes

	1975	1980
Benzène	4 360	7 610
Toluène	610	720
Xylène	1 830	2 870
Total	6 800	11 200

Ces chiffres montrent que l'extraction complète des aromatiques dans les essences de steam-cracking permet de satisfaire à peu près la demande.

A N N E X E V

Tests de sensibilité aux demandes de produits.

Les demandes de produits pétroliers autres que l'éthylène dont on explique le mode de calcul en ANNEXE I, ont été déterminées en extrapolant les tendances actuelles. On a donc voulu tester la sensibilité des résultats, aux demandes de coupe légère et de coupe lourde. Pour cela dans un premier passage on a fait varier de 5 % la quantité de super demandée (par rapport au passage Europe 75, éthylation 0,4, prix du naphta à 100 F./T.) puis dans un deuxième passage on a modifié de 5 % la quantité de fuel domestique. Les résultats sont présentés sous forme de deux tableaux à la fin de l'annexe, tableaux qu'il faut comparer avec le premier tableau de l'ANNEXE VII. Un résultat immédiat est que les coûts marginaux sont insensibles à la variation de la quantité de fuel domestique et assez sensible à la variation sur le super.

I/ - Test sur la demande de super -

On s'aperçoit qu'une variation de 5 % sur la quantité de super augmente considérablement la tension sur la coupe légère. Ainsi l'éthylène passe de 400 F./T. à 424 F./T., le carburant de 138 F./T. à 147 F./T. et le super de 167 F./T. à 200 F./T. La tension sur le naphta par contre, augmente peu (129 F./T. au lieu de 123 F./T.) et cela montre que les courbes quantité de naphta en fonction du prix de naphta sont peu sensibles à une erreur sur les quantités de super. Enfin l'influence sur les produits lourds d'une variation de quantité de super est quasiment nulle. Le fuel domestique et les fuels lourds ne baissent que de 1 F./T.

Cette tension sur la coupe légère provoque une légère variation du schéma de raffinage. La sévérité moyenne de reforming augmente et l'unité d'hydrodésulfuration des gas-oils traite plus de fuel.

II/ - Test sur la demande de fuel domestique -

On a voulu tester le deuxième produit sensible du raffinage et on a fait un passage avec une demande de fuel domestique de 268,7 millions de tonnes au lieu de 255,9. Cela n'a aucune effet sur les coûts marginaux des différents produits même de la coupe lourde. Seul le schéma de raffinage est modifié, l'unité d'hydrodésulfuration traitant plus de gas-oils.

Les résultats sont donc très peu sensibles à une erreur sur les demandes de coupe lourde.

EUROPE 75

Test de sensibilité à la demande de super

Prix du Naphta : 100 F/T

Ethylation : 0,4

Produits	Quantité	Coût marginal
LPG	14.7	127.6
Ethylène	11.4	423.7
Propylène	5.79	-
Butadiène	1.48	-
Carburant	20.7	147.2
Super	94.7	199.7
Naphta		129
Kérosène	33.6	121.2
F. Domestique	255.9	116.3
F. Normal	337.4	106.5
F. Spécial	37.5	106.5
Combustible	36.5	-

Sortie de la raffinerie

Bruts	Quantité	Prix	Coût marginal
B 1	90	105.9	2.6
B 2	25	125.4	15.8
B 3	200	115.7	8.7
B 4	400	105.9	3.7
B 5	143.3	100	

Bruts

Unité	Charge
DEA	18.2
Gas Plant	31.7
RF1A	2.6
RF1B	2.
RF2A	30.9
RF2B	18.2
RF3A	36.8
FR3B	23.9
Hydrodésulfuration	9.1
Isomérisation	-
Splitter	
NAISC	32.1
NA2SC	5.1
Visbreaking	-
Hydrocracking	-
Distri. Vide	20.6
Cracking cat. 1	-
Cracking cat. 2	
Topping	858

Charge des unités

EUROPE 75

Test de sensibilité à la demande de Fuel Domestique

Prix du Naphta : 100 F/T

Ethylation : 0.4

Produits	Quantité	Coût Marginal
L P G	14.7	129.2
Ethylène	11.4	409.2
Propylène	5.79	-
Butadiène	1.45	-
Carburant	20.7	138
Super	90.2	167
Naphta	-	123
Kérosène	33.6	122.6
F.domestique	268.7	117.7
Fuel Normal	337.4	107.8
Fuel spécial	37.5	107.8
Combustible	36.1	

Sortie de la raffinerie

Bruts	Quantités	Prix	Coût Marginal
B 1	90	105.9	3.6
B 2	25	125.4	17.4
B 3	200	115.7	9.8
B 4	400	105.9	4.2
B 5	151.2	100	

Bruts

Unité	Charge
D E A	18.4
Gas Plant	31.1
RF1A	4.6
RF1B	-
RF2A	30.8
RF2B	-
RF3A	33.5
RF3B	22.8
Hydrodésulfuration	13.8
Isomérisation	-
Splitter	-
NA 1SC	35.8
NA 2SC	1.2
Visbreaking	-
Hydrocracking	-
Dist. Vide	20.9
Cracking Cat 1	-
Cracking cat 2	-
Topping	866.2

Charge des Unités

A N N E X E VI

Europe 70 et France 70.

I/ - Europe 70 -

On a utilisé pour le passage Europe 70 la même fonction coût que pour le passage Europe 75, c'est-à-dire des coûts en développement et le même prix des bruts. Le naphta est valorisé à 100 F. la tonne.

Pour pouvoir comparer les résultats avec les statistiques de l'année 70 on a utilisé une éthylation des essences de 0,6 g/l au lieu de 0,4 g/l pour 75 et 80.

Les quantités de produits imposés apparaissent dans le tableau en fin d'annexe. Elles correspondent aux demandes effectivement satisfaites en 70.

Les quantités de bruts ne sont pas autorisées à fluctuer dans une fourchette comme pour le passage 75 et 80 mais sont égales à la quantité effectivement consommée. Un seul brut est laissé libre pour assurer l'équilibre des quantités c'est le brut B 4 et non le brut B 5 comme aux passages 75 et 80. Le coût marginal des bruts indique alors le plus avantageux.

Il faut comparer les résultats de ce passage que l'on trouve en fin d'annexe avec le passage Europe 75 (éthylation 0,4 g/l et naphta à 100 F./T.) dont les résultats se trouvent dans le premier tableau de l'annexe VII. On voit tout de suite une tension beaucoup plus forte sur le fuel et ceci pour deux raisons. Le degré d'éthylation des essences étant plus élevé il est plus facile de satisfaire la contrainte d'indice d'octane ce qui se traduit par un coût marginal du super plus faible 156,2 F./T. au lieu de 167 F./T. et une légère baisse aussi sur le carburant (135,4 F./T. au lieu de 138 F./T.). De plus le rapport quantité de fuel sur quantité de l'essence qui était de 5,8 en 70 tombe à 5,68 en 75 ce qui se traduit par une légère baisse du coût marginal du fuel domestique et une baisse sensible du fuel lourd. Ainsi la différence des coûts marginaux du fuel domestique et du fuel lourd qui était de 4,6 F./T. en 70 passe en 75 à 10 F./T. Le fuel domestique qui était déjà le produit sensible en Europe (et nous verrons qu'il l'est bien plus pour la France seule) en 70 devient encore plus sensible en 75.

Si l'on compare les coûts marginaux avec les prix pratiqués on peut trouver certains coûts faibles. L'éthylène à 393 F./T. peut s'expliquer comme on l'a vu par un rendement en éthylène du steam cracking assez optimiste. Le coût du fuel domestique est faible par rapport au fuel lourd mais nous verrons que dans le cas de la France il est beaucoup plus important. De plus il est vraisemblable que la tension sur le fuel domestique provoque une augmentation des prix bien supérieure à l'augmentation réelle du coût marginal.

.../...

II/ - France 70 -

Les données du modèle ont évidemment été modifiées, comme il apparaît sur le tableau en fin d'annexe, pour tenir compte des consommations françaises en produits pétroliers et en bruts. Mais on a aussi modifié la fonction coût pour ne faire intervenir que les coûts variables et non plus les frais fixes et les investissements nouveaux. Ainsi la plupart des coûts de mise en oeuvre des unités ont été divisés par trois. Mais il est quelquefois difficile de dire si les changements de résultat sont dues au changement de la fonction coût ou à celui de la demande.

Le phénomène le plus intéressant mis en lumière par ce passage est la tension sur le fuel domestique. En effet bien que le rapport fuel sur essence soit seulement de 5,12 pour 5,8 en Europe la même année, la part du fuel domestique est de 54 % en France et seulement de 32 % en Europe. Cette répartition des demandes va donc se traduire pour la France par une distribution assez différente des coûts marginaux. Le coût du fuel domestique en France est alors de 137,2 pour 119,8 en Europe, celui du fuel lourd s'effondre à 101,5 au lieu de 115,2 en Europe et les coûts du super et du carburant s'établissent respectivement à 136,6 et 126 au lieu de 156 et 135 en Europe.

Le coût marginal du naphta en France est alors de 115,6 F./T. pour 122,5 en Europe. Deux facteurs interviennent dans ce phénomène : une fonction coût aux coefficients plus faibles et une tension sur le fuel domestique. La variation sur le coût marginal du naphta étant relativement faible pour une grande variation de la fonction coût on peut conclure que les résultats du modèle sont faiblement sensibles à une essence sur les coûts en développement.

On voit que la répartition des coûts marginaux dans ce cas là est plus proche de la répartition des prix et si l'on considère que les pétroliers répartissent leurs prix pour profiter de la tension sur les fuels on comprendra bien le prix élevé de celui-ci.

EUROPE 70

Prix du Naphta 100 F./T.

Ethylation 0,6

Coûts en développement

Produits	Quantité	Coût Marginal
L P G	11	128,9
Ethylène	6,0	393,0
Propylène	3,0	
Butodiène	0,76	
Carburant	19,3	135,4
Super	61,8	156,2
Naphta	-	122,5
Kérosène	20,1	121,3
Fuel Domestique	184,6	119,8
Fuel Normal	258,9	115,2
Fuel Spécial	28,7	115,2
Combustible	22,3	

Sortie de la Raffinerie

Bruts	Quantité	Prix	Coût Marginal
B 1	90	105,9	+ 0,1
B 2	30	125,4	+17,6
B 3	180	115,7	+ 8,4
B 4	222,2	105,9	-
B 5	100	100	- 4,8

Bruts

Unités	Charge.
D E A	13,5
Gas Plant	21,4
R F 1 A	3,3
R F 1 B	15,0
R F 2 B	42,7
R F 2 B	-
R F 3 A	-
R F 3 B	3,0
Hydrodésulfuration	-
Isomérisation	-
Splitter	-
NA 1 SC	19,3
NA 2 SC	-
Visbraking	-
Dist. Vide	-
Cracking Cat. 1	-
Cracking Cat. 2	-
Hydrocracking	-
Topping	622,2

Charge des Unités

FRANCE 70

Prix du Naphta : 100 F./T.

Ethylation : 0,6

La fonction coût ne fait intervenir que les coûts variables.

Produits	Quantités	Coût Marginal
LPG	2,29	121,67
Ethylène	0,93	378,7
Propylène	0,47	-
Butadiène	0,12	-
Carburant	3,28	125,96
Super	10,37	136,6
Naphta	-	115,6
Kérosène	3,09	146,8
Fuel Domestique	37,46	137,2
Fuel Normal	29,22	101,5
Fuel Spécial	3,25	101,5
Combustible	3,60	

Sortie de la Raffinerie

Bruts	Quantité	Prix	Coût Marginal
B 1	11,04	105,9	- 0,53
B 2	26,3	125,4	+ 12,56
B 3	17,7	115,7	+ 6,00
B 4	20,2	105,9	-
B 5	19,84	100,0	- 2,28

Bruts

Unités	Charge
DEA	2,35
Gas Plant	3,80
RF 1 A	1,18
RF 1 B	2,27
RF 2 A	7,41
RF 1 B	-
RF 3 A	-
RF 3 B	0,07
Hydrodésulfuration	1,31
Isomérisation	-
Splitter	-
NA 1 SC	3,01
NA 2 SC	-
Visbreaking	1,7
Hydrocracking	-
Dist. Vide	-
Cracking Cat. 1	-
Cracking Cat. 2	0,13
Topping	95,08

Charge des Unités

ANNEXE 7

Résultats numériques complets des passages sur Ordinateur.

Les tableaux suivants donnent les valeurs des principales variables lors de chaque passage du modèle de raffinage : quantité et coût marginal des bruts, quantité et coût marginal des produits charge des unités.

Les quantités de bruts et de produits ainsi que les charges des unités sont exprimées en millions de tonnes.

Les coûts marginaux sont en francs par tonne.

Lorsque le passage effectué avec un prix de naphta à 125 francs la tonne donnait les mêmes résultats que celui à 100 francs la tonne, les résultats correspondants n'ont pas été reproduits : c'est le cas de la majorité des passages.

1975

70.-

Prix du naphta : 100 F/T

Ethylation : 0.4

Produits	Quantité	Coût Marginal
LPG	14.7	129.2
Ethylène	11.4	409.2
Propylène	5.79	
Butadiène	1.46	
Carburant Super	20.7	138.
Naphta	90.2	167.
Kérosène		122.8
F.O.D.	33.6	122.6
F.N.	255,9	117,7
F.S.	337.4	107.8
Combustible	37.5	107.8
	35.9	

Sorties de la raffinerie

Unités	Charge
DEA	18.1
Gas Plant	30.8
RF1A	4.57
RF1B	0.
RF2A	30.86
RF2B	0.
RF3A	33.5
RF3B	22.8
HDS	4.08
TCCI	0.
TCC2	0.
Isomer	0.
Spliter	0.
NA1SC	34.91
NA2SC	2.13
VB	0.
HC	0.
Dist. Vide	21.96
Topping	853.

Charge des unités

Bruts	Quantité	Prix	Coût marginal
B1	90	105.9	3.58
B2	25	125,4	17.36
B3	200	115.7	9.83
B4	400	105.9	4.21
B5	138	100	

Bruts

1 9 7 5

Prix du naphta : 125 F/T

Ethylation : 0.4

Produit	Quantité	Coût marginal
LPG	14.7	128.74
Ethylène	11.4	415
Propylène	5.79	
Butadiène	1.46	
Carburant	20.7	140.7
Super	90.2	170.4
Naphta	3.07	
Kérosène	33.6	122.2
Fuel domestique	255.9	117.3
Fuel normal	337.4	107.4
Fuel spécial	37.5	107.4
Combustible	36.06	

Sorties de la raffinerie

Type	Quantité	Prix	Coût marginal
B1	90	105.9	3.37
B2	25	125.4	17.02
B3	200	115.7	9.62
B4	400	105.9	4.08
B5	141.3	100.	

Bruts

Unité	Charge
DEA	18.19
Gas Plant	30.9
Reforming 1A	4.54
Reforming 1B	-
Reforming 2A	30.88
Reforming 2B	-
Reforming 3A	33.51
Reforming 3B	22.8
Hydrodesulfuration	7.09
Cracking catalytique 1	-
Cracking catalytique 2	-
Isomérisation	-
Splitter	-
Steam-cracking 1	34.99
Steam-cracking 2	2
Visbreaking	-
Hydrocracking	-
Distillation sous vide	21.15
Topping	856.3

Charge des unités

1975

72.-

Prix du naphta : 140 F/T

Ethylation : 0.4

Produits	Quantité	Coût Marginal
LPG	14.7	124.6
Ethylène	11.4	442.9
Propylène	5.8	-
Butadiène	1.44	-
Carburant	20.7	151.6
Super	90.2	186.4
Naphta	51.3	-
Kérosène	33.6	119.9
FOD	255.9	115.5
F.N.	337.4	104.
F.S.	37.5	104.
Combustible	38.6	

Sorties de la raffinerie

Unités	Charge
DEA	20.
Gas Plant	31.5
RFIA	-
RFIB	4.2
RF2A	5.2
RF2B	-
RF3A	4.7
RF3B	76.8
HDS	58.8
TCCI	-
TCC2	-
Isomer	-
Spliter	-
NAISC	36.9
NA2SC	0.
VB	-
HC	-
D.V.	8.8
Topping	908.7

Charge des unités

Bruts	Quantité	Prix	Coût marginal
B1	90	105.9	2.5
B2	25	125.4	14.7
B3	200	115.7	8.5
B4	400	105.9	4.3
B5	193,7	100.	

Bruts

1975

Prix du Naphta : 150 F/t

Ethylation : 0,4

Produit	Quantité	Coût marginal
LPG	14,7	122
Ethylène	11,4	472
Propylène	5,8	
Butadiène	1,45	
Carburant Super	20,7	160,8
Naphta	90,2	197,3
Kérosène	59,4	
Fuel domestique	33,6	117,3
Fuel normal	255,9	113
Fuel spécial	337,4	101,7
combustible	37,5	101,7
	39	

Sorties de la raffinerie

Unité	charge
D E A	20.4
Gas-plant	32.1
Reforming 1 A	0.
Reforming 1 B	4.3
Reforming 2 A	0.
Reforming 2 B	0.
Reforming 3 A	1.5
Reforming 3 B	85.8
Hyrodésulfuration	68.6
Cracking catalytique 1	0.
Cracking catalytique 2	0.
Isomération	0.
Spliter	1.27
Steam-cracking 1	36.9
Steam-cracking 2	0.
Visbreaking	0.
Hydrocracking	0.
Distillation sous vide	6.5
Topping	917.5

charge des unités

Type	quantité	prix	coût marginal
B 1	90	105,9	1,9
B 2	25	125,4	13.
B 3	200	115,7	7,7
B 4	400	105,9	3.5
B 5	202,5	100.	-

Bruts

1975

Prix du Naphta : 100 F/T

Ethylation : 0.15

Produits	Quantité	Coût marginal
LPG	14.7	128.3
Ethylène	11.4	415.8
Propylène	5.79	-
Butadiène	1.46	-
Carburant	20.7	150.4
Super	90.2	194.5
Naphta	-	126.
Kérosène	33.6	121.8
FOD	255.9	116.9
FN	337.4	107.0
FS	37.5	107.0
Combustibles	36.4	-

Sortie de la raffinerie

Unités	Charge
DEA	18.1
Gas Plant	33.9
RFIA	7.1
RFIB	1.9
RF2A	0.
RF2B	0.
RF3A	62.9
RF3B	30.2
HDS	9.0
TCCI	0.
TCC2	0.
Isomer	0.
Spliter	19.7
NAISC	35.7
NA2SC	1.3
VB	0.
HC	0.
Dist. Vide	20.5
Topping	853.6

Charge des unités

Type	Quantité	Prix	Coût marginal
B1	90	105.9	2.4
B2	25	125.4	15.1
B3	200	115.7	7.7
B4	400	105.9	2.9
B5	138.6	100	

Bruts

1975

Prix du Naphta : 140 F/T

Ethylation : 0,15

Produit	Quantité	Coût marginal
LPG	14.7	124.7
Ethylène	11.4	442.8
Propylène	5.79	
Butadiène	1.44	
Carburant	20.7	157.5
Super	90.2	201.5
Naphta	37.2	
Kérosène	33.6	119.9
Fuel-domestique	255.9	115.6
Fuel normal	337.4	104
Fuel spécial	37.5	104
Combustible	38.2	

Sorties de la raffinerie

Unité	charge
D E A	19.5
Gas-plant	33.2
Reforming 1 A	0.
Reforming 1 B	8.37
Reforming 2 A	0.
Reforming 2 B	0.
Reforming 3 A	27.8
Reforming 3 B	64.9
Hydrodésulfuration	46.1
Cracking catalytique 1	0.
Cracking catalytique 2	0.
Sliter	23.8
Visbreacking	0.
Hydrocarcking	0.
Distillation sous vide	11.9
Topping	893.7
Isomérisation	0.
Steam-cracking 1	36.9
" " 2	0.

Charge des unités

Type	quantité	Prix	Coût marginal
B 1	90	105.9	2.69
B 2	25	125.4	14.6
B 3	200	115.7	7.8
B 4	400	105.9	3.4
B 5	178.7	100	

Bruts

1 9 7 5

Prix du naphta : 150 F/T

Ethylation : 0.15

Produits	Quantité	Coût marginal
LPG	14.7	121.4
Ethylène	11.4	471.5
Propylène	5.8	-
Butadiène	1.5	-
Carburant	20.7	166.7
Super	90.2	210.1
Naphta	61.3	-
Kérosène	33.6	118.8
Fuel domestique	355.9	113.7
Fuel normal	337.4	101.3
Fuel spécial	37.5	101.3
Combustible	39.5	-

Unités	Charge
DEA	20.9
Gas Plant	33.4
Reforming 1A	0.
Reforming 1B	6.9
Reforming 2A	0.
Reforming 2B	0.
Reforming 3A	0.
Reforming 3B	92.
Hydrodesulfuration	70.1
Cracking catalytique 1	0.
Cracking catalytique 2	2.1
Isomérisation	0.
Spliter	33.8
Steam-cracking 1	36.9
Steam-cracking 2	0.
Visbreaking	0.
Hydrocracking	0.
Distillation sous vide	9.7
Topping	919.9

Sortie de la raffinerieCharge des unités

Bruts	Quantité	Prix	Coût marginal
B1	90	105.9	1.8
B2	25	125.4	13.2
B3	200	115.7	7.3
B4	400	105.9	3.5
B5	204.9	100	

Bruts

1975

Prix du naphta : 100 F/T

Ethylation : 0.0

Produits	Quantité	Coût marginal
LPG	14.7	129.5
Ethylène	11.4	390.2
Propylène	5.8	-
Butadiène	1.5	
Carburant	20.7	150.6
Super	90.2	198
Naphta	0.	123.
Kérosène	33.6	122.7
Fuel dom.	255.9	118
FN	337.4	108
FS	37.5	108
Combustible	36.3	-

Sorties de la raffinerie

Unités	Charge
DEA	18.2
Gas Plant	34.9
RF1A	11.5
RF1B	1.8
RF2A	0.
RF2B	0.
RF3A	52
RF3B	45.6
HDS	17.2
TCC1	0.
TCC2	0.
Isomère	0.
Spliter	42.4
NA1SC	36.9
NA2SC	0.
VB	0.
HC	0.
Dist. Vide	18.3
Topping	853.6

Charge des unités

Bruts	Quantité	Prix	Coût marginal
B1	90.	105.9	2.9
B2	25	125.4	16.2
B3	200	115.7	8.4
B4	400	105.9	3.12
B5	138.6	100	

Bruts

1 9 7 5

Prix du Naphta : 125 F/T

Ethylation : 0.0

Produit	Quantité	Coût marginal
C2		
LPG	14,7	129,2
Ethylène	11,4	396,3
Propylène	5,8	
Butadiène	1,4	
Carburant	20,7	151,7
Super	90,2	197,7
Naphta	6,12	
Kérosène	33,6	122,5
Fuel domestique	255,9	117,7
FN	337,4	107,8
FS	37,5	107,8
Combustible	37,1	

Sorties de la raffinerie

Type	Quantité	Prix	Coût marginal
B1	90	105,9	3
B2	25	125,4	16,3
B3	200	115,7	8,5
B4	400	105,7	3,27
B5	145,5	100	

Bruts

Unité	Charge
DEA	18,3
Gas-plant	35,0
Reforming 1A	11,5
" 1B	1,8
" 2A	0
" 2B	0
" 3A	51,8
" 3B	45,9
Hydrodesulfuration	16,6
Cracking catalytique 1	0
Cracking catalytique 2	0
Isomérisation	0
Spliter	42,3
Steam-cracking 1	36,9
Steam-cracking 2	0
Visbreaking	0
Hydrocracking	0
Distillation sous vide	18,5
Topping	860,5

Charge des unités

1 9 7 5

79.-

Prix du Naphta : 140 F/T

Ethylation : 0.0.

Produits	Quantité	Coût Marginal
LPG	14.7	124.7
Ethylène	11.4	440.8
Propylène	5.8	
Butadiène	1.5	
Carburant Super	20.7	163.8
Naphta	90.2	216.7
Kérosène	28.6	
F.O.D.	33.6	119.9
F.N.	255.9	115.5
F.S.	337.4	104.
Combustibles	37.5	104.
	38.1	

Sorties de la raffinerie

Unités	Charge
DEA	19.1
Gos Plant	34.3
RFIA	0.
RF1B	11.8
RF2A	0.
RF2B	0.
RF3A	37.1
RF3B	59.9
HDS	38.1
TCC1	0.
TCC2	0.
Isomer	0.
Spliter	46.8
NA1SC	36.9
NA2SC	0.
VB	0.
HC	0.
Dist. Vide	13.7
Topping	884.8

Charge des unités

Bruts	Quantité	Prix	Coût Marginal
B1	90	105.9	2.1
B2	25	125.4	13.9
B3	200	115.7	7.2
B4	400	105.9	2.7
B5	169.8	100	

Bruts

1975

Prix du naphta : 150 F/T

Ethylation : 0.0

Produit	Quantité	Coût marginal
LPG	14.7	119.9
Ethylène	11.4	471.8
Propylène	5.8	
Butadiène	1.5	
Carburant Super	20.7	170.2
Naphta	90.2	219.9
Kérosène	70.	
Fuel domestique	33.6	117.4
Fuel normal	255.9	113.1
Fuel spécial	337.4	101.2
Combustible	37.5	101.7
	40.3	

Sorties de la raffinerie

Unité	Charge
D E A	24.
gas-plant	36.5
RF 1 A	0.
RF 1 B	0.
RF 2 F	0.
RF 3 A	0.
RF 3 B	95.9
Hydrodésulfuration	66.2
Cracking catalytique 1	0.
Cracking catalytique 2	16.6
Isomération	0.
Splitter	59.8
Steam cracking 1	36.9
Visbreacking	0.
Hydrocarcking	0.
Distillation sous vide	36.5
Topping	929.5

Charge des unités

Type	quantité	prix	Coût marginal
B 1	90	105.9	1.9
B 2	25	125.4	13
B 3	200	115.7	7.7
B 4	400	105.9	3.5
B 5	214.5	100	

Bruts

Prix du naphta : 100 F/T
Ethylation : 0.4

Produits	Quantité	Coût Marginal
LPG	19.5	126.5
Ethylène	18.2	430.9
Propylène	9.24	
Butadiène	2.42	
Carburant	26.5	149.9
Super	118.1	184.7
Naphta	0.	131.5
Kérosène	51.8	122.3
F.O.D.	329	117.2
F.N.	402.3	105.5
F.S.	100.6	105.5
Combustible	51.15	

Sorties de la raffinerie

Unités	Charge
DEA	24.6
Gos Plant	41.7
RFIA	0.
RF1B	3.9
RF2A	19.32
RF2B	0.
RF3A	63.
RF3B	33.
HDS	41.5
TCC1	0.
TCC2	0.
Isomer	0.
NA1SC	45.4
NA2SC	14.5
VB	0.
HC	0.
DV	20.3
Topping	1 140.

Charge des unités

Bruts	Quantité	Prix	Coût Marginal
B1	100	105.9	1.96
B2	20	125.4	14.7
B3	250	115.7	7.9
B4	450	105.9	3.14
B5	320.7	100	

Bruts

Prix du naphta : 140 F/T

Ethylation : 0.4

Produit	Quantité	Coût marginal
LPG	19,5	124,5
Ethylène	18,2	448,8
Propylène	9,24	
Butadiène	2,31	
Carburant	26,5	153,3
Super	118,1	189,7
Naphta	44,6	
Kérosène	51,8	119,7
Fuel domestique	329	115,4
Fuel normal	402,3	103,8
Fuel spécial	100,6	103,8
Combustible	53,1	

Sorties de la raffinerie

Bruts	Quantité	Prix	Coût marginal
B1	100	105,9	2,31
B2	20	125,4	14,6
B3	250	115,7	8,12
B4	450	105,9	3,64
B5	368,6	100	

Bruts

Unité	Charge
DEA	26,4
Gas-plant	41,4
Reforming 1A	0
" 1B	4
" 2A	0
" 2B	0
" 3A	25,3
" 3B	88,6
Hydrodesulfuration	87,1
Cracking catalytique 1	0
Cracking catalytique 2	0
Isomérisation	0
Splitter	0
Steam-cracking 1	58,9
Steam-cracking 2	0
Visbreacking	0
Hydrocracking	0
Distillation sous vide	9,75
Topping	1 188

Charge des unités

1 9 8 0

Prix du Naphta : 150 F/T

Ethylation : 0.4

Produits	Quantité	Coût marginal
LPG	19.5	121
Ethylène	18.2	474.3
Propylène	9.24	
Butadiène	2.31	
Carburant	26.5	161
Super	118.1	199.8
Naphta	55.6	
Kérosène	51.8	118.6
FOD	329	114
FN	402.3	101
FS	100.6	101
Combustibles	53.7	

Sorties de la raffinerie

Unités	Charge
DEA	26.9
Gas Plant	41.5
RF1A	0.
RF1B	3.7
RF2A	0.
RF2B	0.
RF3A	11.5
RF3B	102.7
HD5	99.
TCC1	0.
TCC2	0.
Isomère	0.
Spliter	0.
NA1SC	58.9
NA2SC	0.
VB	0.
HC	0.
DV	6.86
Topping	1200.

Bruts	Quantité	Prix	Coût marginal
B1	100	105.9	1.74
B2	20	125.4	12.5
B3	250	115.7	7.41
B4	450	105.9	3.36
B5	380.6	100.	

BrutsCharge des unités

Prix du naphtha : 100 F/T

Ethylation : 0.15

Produit	Quantité	Coût marginal
LPG	19,5	127,4
Ethylène	18,2	421,5
Propylène	9,24	
Butadiène	2,37	
Carburant	26,5	152,6
Super	118,1	199,4
Naphtha	0	128,4.
Kérosène	51,8	123
Fuel domestique	329	118
Fuel normal	402,3	106,3
Fuel spécial	100,6	106,3
Combustible	51,5	

Sorties de la raffinerie

Type	Quantité	Prix	Coût marginal
B1	100	105,9	1,85
B2	20	125,4	14,1
B3	250	115,7	7,02
B4	450	105,9	2,4
B5	321,1	100	

Bruts

Unité	Charge
DEA	24,7
Gas-plant	44,8
Reforming 1A	8
" 1B	1,4
" 2A	0
" 2B	0
" 3A	65,8
" 3B	58,2
Hydrodesulfuration	46,9
Cracking catalytique 1	0
Cracking catalytique 2	0
Isomérisation	0
Spliter	36,2
Steam-cracking 1	51,6
Steam-cracking 2	7,8
Visbreacking	0
Hydrocracking	0
Distillation sous vide	19,05
Topping	1 141

Charge des unités

1980

Prix du naphtha : 140 F/T

Ethylation : 0.15

Produits	Quantité	Coût marginal
C2		
LPG	19,5	124,2
Ethylène	18,2	457
Propylène	9,24	
Butadiène	2,32	
Carburant	26,5	160,8
Super	118,1	208,3
Naphta	42,3	
Kérosène	51,8	119,5
Fuel domestique	329	115,1
Fuel normal	402,3	103,6
Fuel spécial	100,6	103,6
Combustible	53,4	

Sorties de la raffinerie

Unités	Charge
DEA	26,4
Gas-plant	43,7
Reforming 1A	0
Reforming 1B	8,9
Reforming 2A	0
Reforming 2B	0
Reforming 3A	28,2
Reforming 3B	94,3
Hydrodésulfuration	88,1
Cracking catalytique 1	0
Cracking catalytique 2	0
Isomérisation	0
Spliter	42,2
Steam-cracking 1	57
Steam-cracking 2	2
Visbreacking	0
Hydrocarcking	0
Distillation sous vide	9,5
Topping	1 186

Charge des unités

Bruts	Quantité	Prix	Coût marginal
B1	100	105,9	2,11
B2	20	125,4	13,6
B3	250	115,7	7
B4	450	105,9	2,83
B5	366,7	100	

Bruts

1980

Prix du naphta : 150 F/t

Ethylation : 0.15

	Quantité	Coût marginal
LPG	19.5	117.4
Ethylène	18.2	473.8
Propylène	9.24	
Butadiène	2.31	
Carburant	26.5	165.3
Super	118.1	213
Naphta	70.4	
Kérosène	51.8	121.7
Fuel domest.	328.	116.8
Fuel normal	402.3	99.6
Fuel spécial	100.6	99.6
Combustibles	54.9	

Sorties de la raffinerie

Brut	Quantité	Prix	Coût marginal
B1	100	105.9	1.46
B2	20	125.4	11.5
B3	250	115.7	6.71
B4	450	105.9	3.1
B5	397	100	

Bruts

Unité	Charge
DEA	30.3
Gas-Plant	45.8
Reforming 1 A	0.
" 1 B	0.
" 2 A	0.
" 2 B	0.
" 3 A	5.4
" 3 B	116.1
Hydrodésulfuration	104.5
Cracking catalytique 1	0.
Cracking catalytique 2	14.2
Isomérisation	0.
Spliter	48.6
Steam-cracking 1	58.9
Steam-cracking 2	0.
Visbreaking	0.
Hydrocracking	0.
Distillation sous vide	30.7
Topping	1217.

Charge des unités

1980

Prix du Naphta : 100 F/t

Ethylation : 0.0

Produits

Produits	Quantité	Coût marginal
LPG	19.5	125
Ethylène	18.2	424
Propylène	9.24	
Butadiène	2.32	
Carburant	26.5	158.4
Super	118.1	220.
Naphta	0.	129.6
Kérosène	51.8	122.7
Fuel domes- tique	329.	117.7
Fuel normal	402.3	106
Fuel spécial	100.6	106
Combus- tion	51.9	

Sorties de la raffinerie

Unité	Charge
D E A	24.7
Gas-plant	46.8
Reforming 1 A	0.
" 1 B	14.7
" 2 A	0.
" 2 B	0.
" 3 A	75.7
" 3 B	55.3
Hydrodésulfuration	48.7
cracking catalytique1	0.
Cracking catalytique2	0.
Isomérisation	0.
Spliter	69.7
Steam cracking 1	58.9
Steam cracking 2	0.05
Visbreacking	0.
Hydrocarcking	0.
Distillation sous vide	18.5
Topping	1 141.

Charge des unités

Bruts	Quantité	Prix	Coût marginal
B 1	100	105.9	0.62
B 2	20	125.4	12.6
B 3	250	115.7	5.85
B 4	450	105.9	1.14
B 5	321.4	100	

Bruts

1980

Prix du naphta : 140 F/T

Ethylation : 0.0

Produits	Quantité	Coût marginal
LPG	19.5	124.7
Ethylène	18.2	440.7
Propylène	9.2	-
Butadiène	2.3	-
Carburant	26.5	164.
Super	118.1	219.
Naphta	49.9	-
Kérosène	51.8	119.9
Fuel domestique	329.	115.6
Fuel normal	402.3	104.
Fuel spécial	100.6	104.
Combustible	54.2	-

Unités	Charge
DEA	26.7
Gas Plant	44.7
Reforming 1A	0.
Reforming 1B	13.2
Reforming 2A	0.
Reforming 2B	0.
Reforming 3A	17.6
Reforming 3B	109.6
Hydrosulfuration	97.6
Cracking catalytique 1	0.
Cracking catalytique 2	0.
Isomérisation	0.
Splitter	78.5
Steam-cracking 1	58.9
Steam-cracking 2	0.
Visbreaking	0.
Hydrocracking	0.
Distillation sous vide	7.1
Topping	1 195.

Sorties de la raffinerie

Bruts	Quantité	Prix	Coût marginal
B1	100	105.9	2.08
B2	20	125.4	13.8
B3	250	115.7	6.9
B4	450	105.9	2.6
B5	375.3	100	

BrutsCharge des unités

1980

Prix du naphta : 150 F/T

Ethylation : 0.0

Produits	Quantités	Coût marginal
LPG	19.5	114.1
Ethylène	18.2	474.3
Propylène	9.2	-
Butadiène	2.3	-
Carburant	26.5	169.3
Super	118.1	226.7
Naphta	75.5	-
Kérosène	51.8	127.2
Fuel domestique	329.	121.9
Fuel normal	402.3	96.8
Fuel spécial	100.6	100.
Combustible	55.6	-

Sorties de la raffinerie

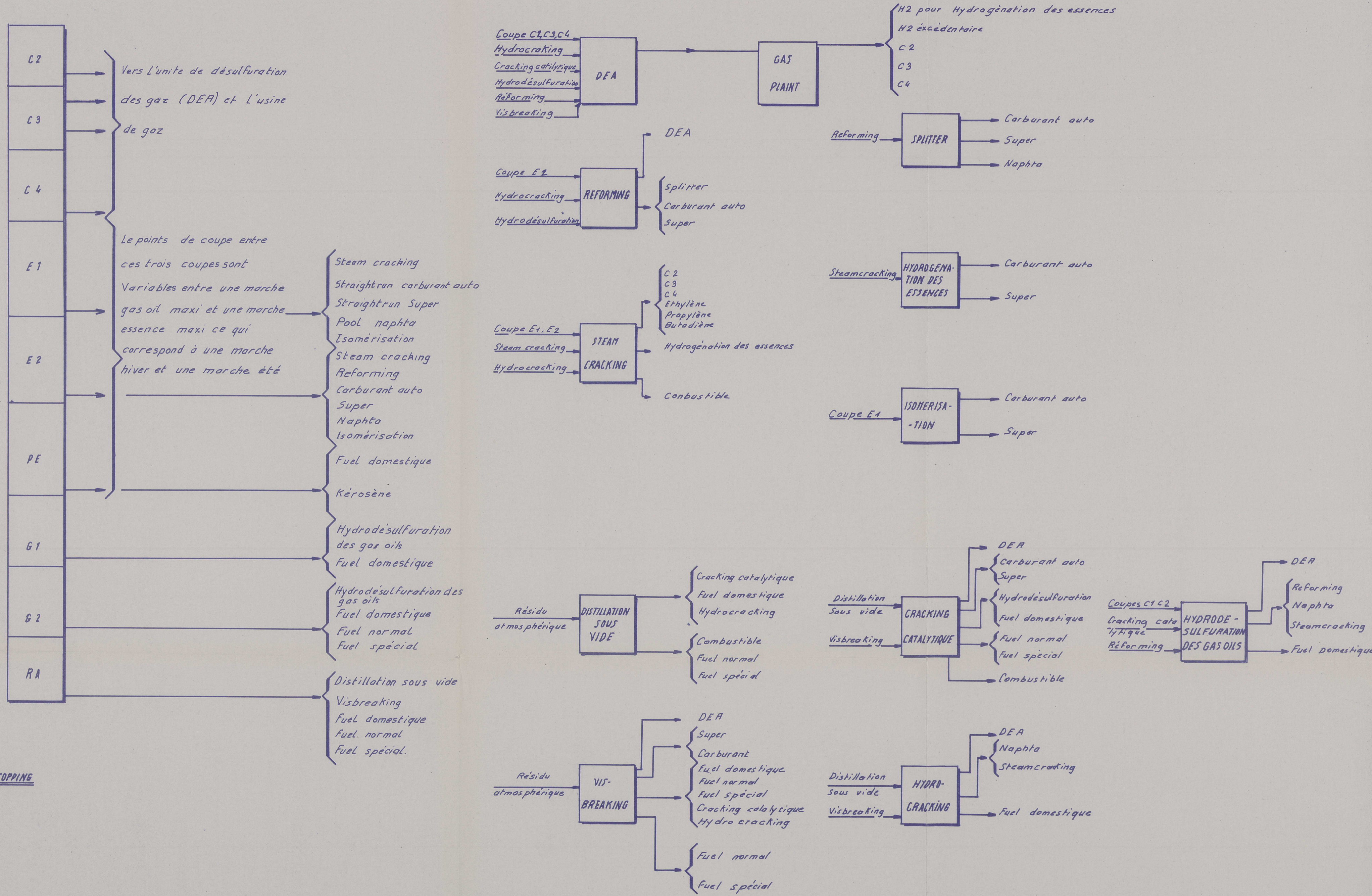
Bruts	Quantité	Prix	Coût marginal
B1	100	105.9	0.88
B2	20	125.4	8.96
B3	250	115.7	3.99
B4	450	105.9	2.12
B5	403	100	-

Bruts

Unités	Charge
D.E.A	31.5
Gas plant	47.5
Reforming 1A	0.
Reforming 1B	0.
Reforming 2A	0.
Reforming 2B	0.
Reforming 3A	1.9
Reforming 3B	124.6
Hydrodesulfuration	107
Cracking catalytique 1	0.
Cracking catalytique 2	19.2
Isomérisation	0.
Splitter	84.
Steam-cracking 1	58.9
Steam-cracking 2	0.
Visbreaking	0.
Hydrocracking	0.
Distillation sous vide	40.
Topping	1 223.

Charge des unités

SCHEMA DES UNITES DU PROGRAMME LINEAIRE DE RAFFINAGE



TOPPING