

UNIVERSITE D'ALGER
ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE
Departement de Genie - Chimique

6/77

1ED

PROJET DE FIN D'ETUDES

CONTRIBUTION A L'ETUDE
D'UN PETROLE BRUT

ANNEE 76 - 77

PROPOSE PAR :
MR. CHITOUR
MAITRE DE CONFERENCE

ETUDIE PAR :
MLLE. BENSMAILI

MEMBRES DU JURY
::*:*:*:*:*:*:*:*:*:*:*:*:*

Messieurs : Y. YOUSFI, Maître de conférences à l'UNIVERSITÉ D'ALGER. PRESIDENT

R. BELABBES, Maître assistant à l'UNIVERSITÉ D'ALGER.

X. JOULIA, Maître assistant à l'UNIVERSITÉ D'ALGER.

EXAMINATEURS

AMROUCHE, Ingénieur à la Raffinerie d'Alger.

S.E CHITOUR, Maître de conférences à l'UNIVERSITÉ D'ALGER.

J.M VERGNAUD PROFESSEUR À L'UNIVERSITÉ DE ST.ETIENNE. INVITÉ

1927

A

MES PARENTS

A

MA SOEUR ET MON BEAU-FRERE

A. BENSMAÛLI

Qu'il me soit permis de renouveler mes vifs remerciements à mon promoteur Monsieur S.E CHITOUR pour la bienveillante attention avec laquelle il m'a aidé pour l'élaboration de ce projet.

Que tous les professeurs qui ont participé à ma formation veuillent bien trouver dans ce travail l'expression de ma vive gratitude.

SOMMAIRE
§°§°§°§°§°§°§

	Page
INTRODUCTION	
1ère PARTIE : <u>MISE EN OEUVRE D'UN PETROLE BRUT.</u>	1
Analyse du brut "31"	
Analyse du brut "OKE"	
Mélange des produits.	
2ème PARTIE : <u>DISTILLATION INITIALE DU BRUT " 31 "</u>	40
3ème PARTIE : <u>CALCULS D'ECHANGEURS DE CHALEUR</u>	72
CONCLUSION ET CALCUL ECONOMIQUE	100
BIBLIOGRAPHIE.	107

MISE EN ŒUVRE

DU

PETROLE BRUT

INTRODUCTION
=O=O=O=O=O=O=O=O=O=

L'industrie du raffinage faisant appel à des techniques complexe sans cesse perfectionnées, figure parmi les activités principales d'un pays industrialisé.

La présence sur le sol National d'une puissante industrie de raffinage permettra au pays d'économiser des montants considérables en devises que représenteraient les opérations de traitement si elles étaient effectuées à l'étranger.

L'industrie du raffinage a toujours suivi l'augmentation de la consommation des produits pétroliers, couvrant ainsi la totalité des besoins du pays et assurant une exportation non négligeable.

Un autre caractère de l'industrie du pétrole est sa grande tendance à la diversification. Le pétrole, comme le gaz naturel, ne sont plus seulement des produits d'énergie. Les hydrocarbures qui les composent prennent également une part croissante dans la fabrication des produits non énergétiques, lubrifiant, bitumes, caoutchouc synthétique, matière plastiques fibres synthétiques, solvants, détergents.

L'objet de notre travail est d'essayer à partir de pétroles bruts de calculer tous les processus de raffinage et de transformations moléculaires.

Le travail sera divisé en trois parties.

1°) La mise en oeuvre de pétrole brut :

Le but recherché est la production des produits conformes aux spécifications à partir de deux pétroles brut de référence " 31 " et " OKE "

2°) L'étude de la distillation du pétrole brut ³¹ ainsi que
LE Calcul des dimensions de la colonne de distillation.

3°) La récupération de chaleur par le calcul des échangeurs
de chaleur entre le brut initial et les produits chauds
obtenus par distillation .

En conclusion nous donnerons un aperçu sur le calcul
économique d'un complexe intégré où à côté de la distillation
atmosphérique se trouvent des opérations de transformations
moléculaires (Reforming et Cracking)

Introduction et Données du Problème

A. Découpage du brut 31

I Distillation Initiale

a) Marche A

b) Marche B

II Réforming catalytique

III Traitement du résidu

a) T.C.C

b) FC

IV Stabilisation des essences

V Produits finis

Bilan du Brut 31

B. Découpage du brut OKE

I Distillation Initiale

II Cracking catalytique

III Réforming catalytique

a) T.C.C

b) F.C

IV Stabilisation de l'essence

Bilan du brut OKE

Mélange des produits finis

Conclusion

DONNEES DU PROBLEME

Bruts à traité

BRUT 31

V= 2200000m³
D= 0,8395
P= 1846900 T

BRUT OKE

V= 800000m³
D= 0,826
P= 660800 T

Les caractéristiques des 2 bruts sont données en annexe A
Produits finis demandés

PRODUITS	POIDS (tonnes)	VOLUME (m ³)
Gaz	oke 51360 31 97990	
Essences		1107990
White-spirit		78000
Kerosène		96000
TR0		126000
TR4		242090
Gas-oil	oke 118800 31a 31b 193000	
Fuels		640610
Coke	oke 30040 31 93220	

INTRODUCTION

L'objet de cette partie est d'assurer à partir de deux pétroles bruts, une gamme de produits finis qui doivent répondre à de nombreuses spécifications et couvrir la demande quantitative exigée.

Le problème consiste à découper les deux bruts et à choisir des procédés de fabrication de manière à satisfaire la demande.

Avant d'aborder l'étude nous donnerons quelques notions sur le Raffinage du Pétrole brut.

NOTION SUR LE RAFFINAGE DU PETROLE BRUT

L'opération de raffinage consiste à séparer du pétrole brut, par le processus physique de la distillation, les produits utilisés sur le marché en améliorant au besoin leurs qualités par des procédés tel-que le reformage pour les essences ou le crackage pour le résidu.

Description de l'industrie de traitement du pétrole

Brut :

Le pétrole brut, acheminé des gisements à la raffinerie par navires pétroliers ou oléoducs, est stocké dans de très grands réservoirs de capacité de l'ordre de 30.000 m³

Après déssalage éventuel, il subit, quel qu'il soit son origine, une première opération de fractionnement par distillation, produisant des coupes qui subiront à leur tour soit des opérations de transformation moléculaire, soit de nouvelles séparations physiques. La cascade de ces procédés qui transforment le pétrole brut en produits finis constitue le " Schéma de fabrication "

1°) Distillation atmosphérique ou topping

C'est le procédé le plus important et le plus largement utilisé pour la séparation du pétrole brut en essence, gaz-oil, kérosène et résidu.

Ces coupes de première distillation sont réglées pour correspondre approximativement aux spécifications de distillation T.B.P (Distillation au Labo) ce qui impose leur rendement sur brut. La qualité des coupes obtenues dépend essentiellement de la nature et de l'origine du pétrole brut.

La description de cette unité sera donnée dans la 2^e partie.

2°) Distillation sous-vide

La distillation sous-vide est réservée pour des produits plus lourds que le gaz-oil ayant des températures d'ébullitions élevées. Pour éviter la décomposition thermique (crackage) de certains hydrocarbures on fait fonctionner la colonne sous-vide, avec parfois injection de vapeur d'eau, afin de réduire le point d'ébullition qui est relié à la pression régnant dans la colonne.

Le résidu atmosphérique est fractionné sous-vide afin d'obtenir des distillats visqueux qui serviront de matière première à la fabrication d'huiles lubrifiantes ou qui seront des charges du craquage catalytique.

3°) Stabilisation des essences.

C'est une opération qui permet de séparer les fractions trop volatiles (C₁, C₂, C₃, C₄,) et des essences de topping ou de reforming catalytique ou de craquage catalytique.

4°) Reforming Catalytique.

La reformation catalytique permet la transformation avec des rendements relativement bon, d'une coupe Naphta de première distillation en une base pour carburant à indice d'octane élevé.

Avec l'augmentation du nombre d'octane des essences automobiles ce procédé est devenu indispensable pour la fabrication de carburants modernes.

La reformation catalytique est employée pour les hydrocarbures dont le point d'ébullition est entre 80°C et 180°C.

Les catalyseurs sont en général platine ou en aluminium en présence d'hydrogène.

5°) Procédés de craquage

Les procédés de craquage les plus utilisés sont :

a) cokéfaction ou fluid-coking

C'est un craquage thermique très sévère qui convertit totalement les résidus lourds en gaz, essence, gaz-oil et coke.

La fraction gaz-oil, représentant la plus forte proportion des produits formés, est utilisée comme charge du craquage catalytique ou comme fluxant du fuel-oil.

Le coke obtenu est utilisé comme coke métallurgique.

b) Visbreaking

C'est un craquage thermique effectué dans des conditions douces dans le but de réduire la viscosité des résidus de distillation pour obtenir un fuel-oil que l'on peut commercialiser.

Ce procédé peut aussi permettre la fabrication d'un distillat qui servira de charge au craquage catalytique.

c) Craquage Catalytique

Les procédés de craquage thermique ne pouvaient satisfaire à la demande croissante de carburants à haut indice d'octane.

L'usage des catalyseurs dans l'industrie du pétrole améliora considérablement les opérations de craquage.

Les catalyseurs permettent de diminuer les températures et les pressions des réactions.

Ils éliminent la majorité des réactions secondaires qui produisent des gaz, du coke et des résidus lourds.

Ils améliorent le rendement des essences en même temps que leur qualité (indice d'octane entre 90 et 95)

Le craquage catalytique permet d'augmenter les quantités de propylène, butylène, isobutane, très utilisés en pétrochimie.

BRUT 31

A - Découpage du brut.

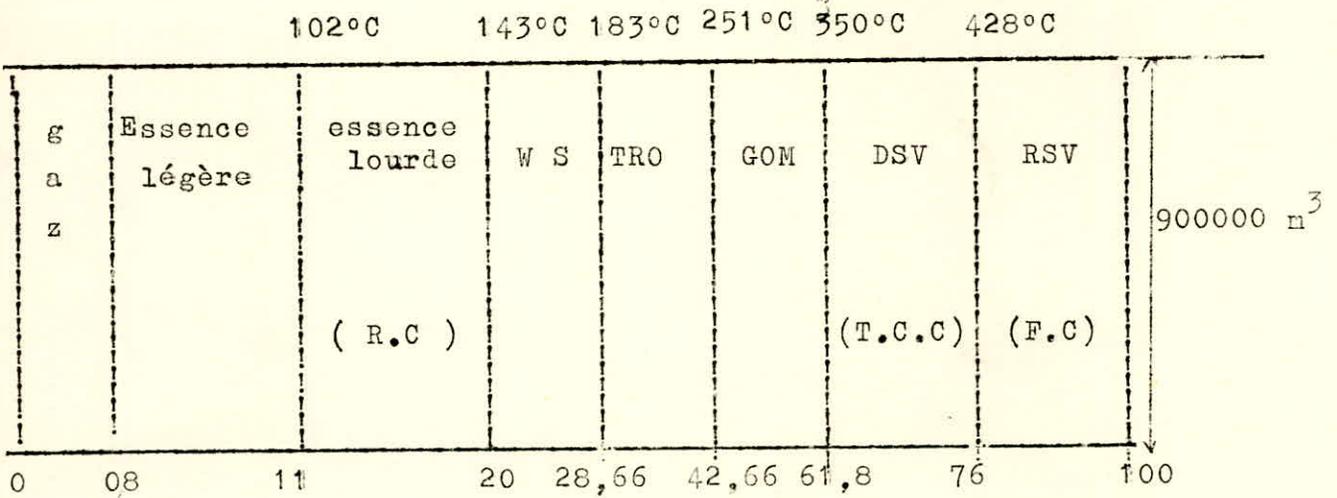
$V = 2200000 \text{ m}^3$

$d = 0,8395$

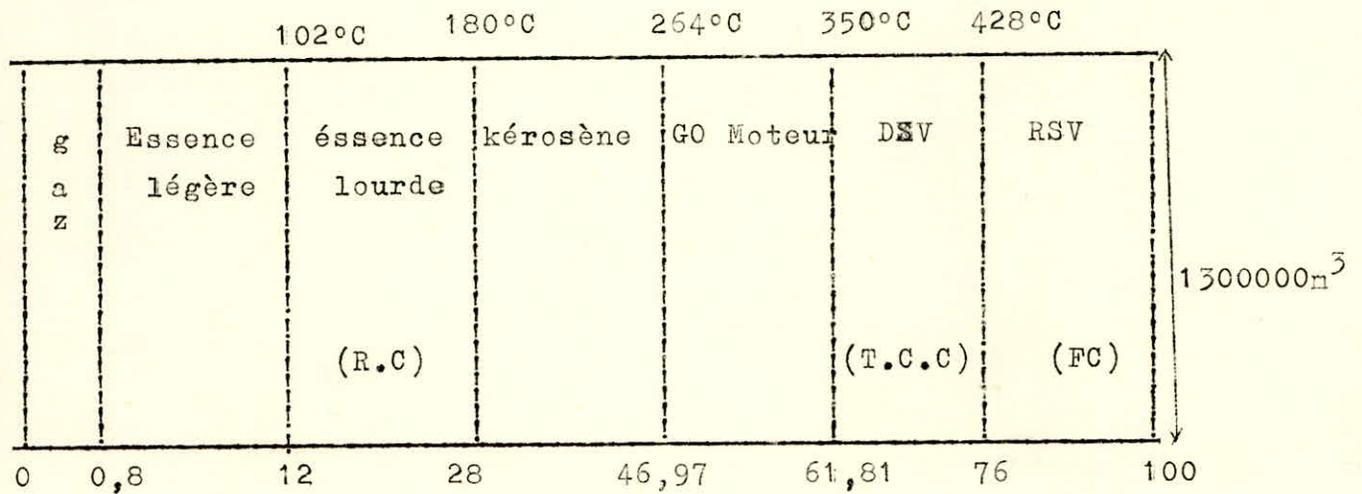
$p = 1846900 \text{ T}$

Le brut a été traité de 2 manières

Marche A

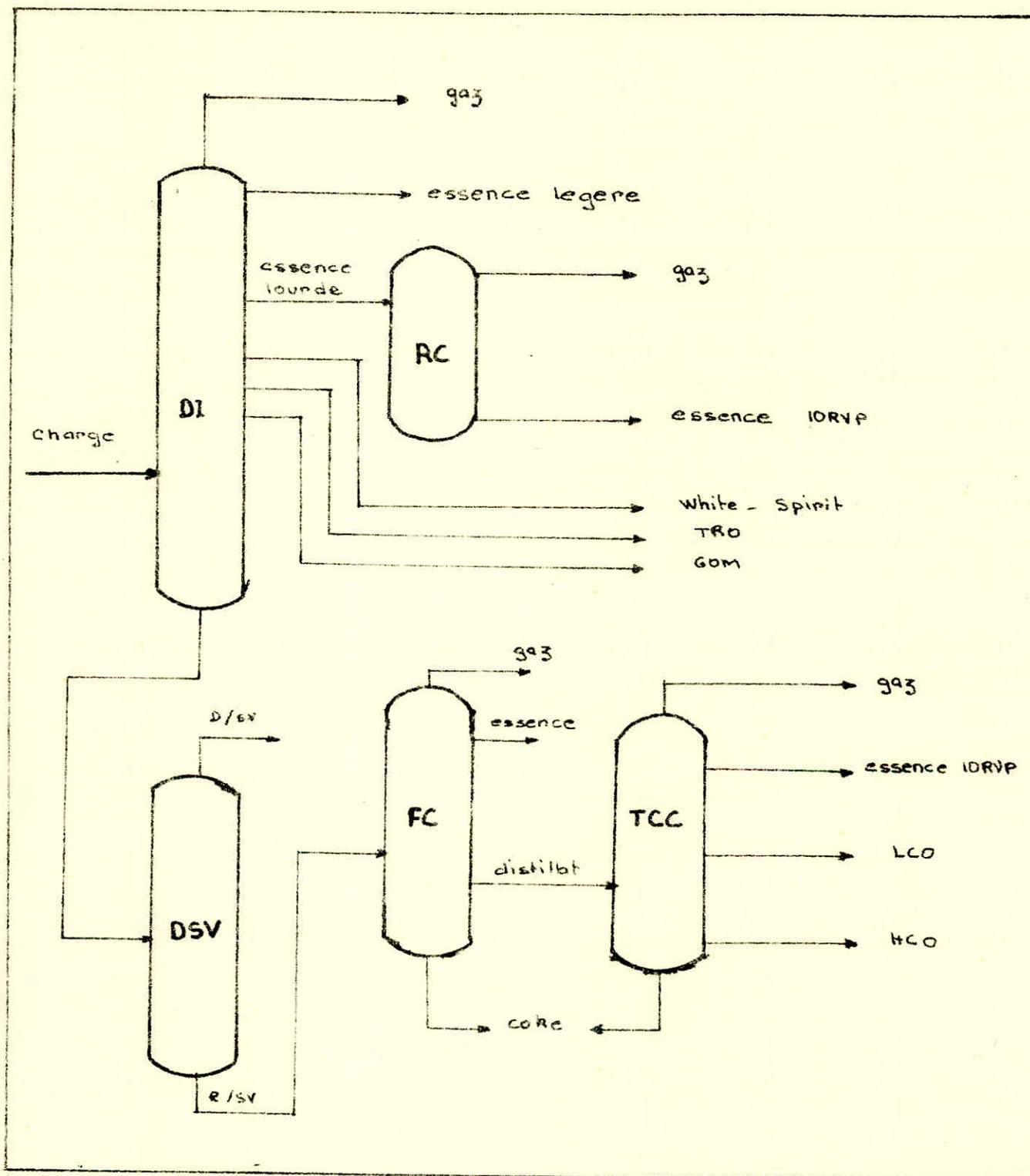


Marche B



SCHEMA DE FABRICATION

MARCHE A



- DI : distillation initiale
- FC : Fluid - coking
- TCC : cracking catalytique
- RC : re forming catalytique

I- DISTILLATION TRAITÉE

MARCHE A

V= 900000 m³

D= 0,8394

P= 755550 T

Bilan de la distillation

PRODUITS	RENDEMENT	VOLUME (m ³)	DENSITE	POIDS (tonnes)
Gaz	0,80	7200	0,529	3809
Essence légère	10,20	91800	0,675	61965
Essence lourde	9,00	81000	0,7357	59592
White spirit	8,66	77940	0,7714	60123
Tro	14,00	126000	0,7980	100550
Gom	19,14	172260	0,8444	145456
Distillat sous-vide	14,20	127800	0,8903	113788
Résidu sous-vide	24,00	216000	0,9734	210267
Charge	100,00	900000	0,8394	755550

MARCHE B

V= 1300000 m³

D= 0,8395

P= 1091350 T

Bilan de la distillation

PRODUITS	RENDEMENT % v	DENSITE	VOLUME (m ³)	POIDS (t)
Gaz	0,80	0,529	10400	5502
Essence légère	11,20	0,678	145600	98717
Essence lourde	16,00	0,7546	208000	156956
Keroséne	19,00	0,8030	247000	198341
Gasoil	15,00	0,8505	195000	165847
Distillat sous-vide	14,00	0,8903	182000	162035
Résidu sous-vide	24,00	0,9742	312000	303952
Charge	100,00	0,8395	1300000	1091350

II REFORMING CATALYTIQUE.

Les coupes d'essences lourdes obtenues n'ont pas les caractéristiques convenables pour être utilisées on mélange des produits finis, elles seront alors reformés.

Le mélange des deux coupes constituera la charge du reforming catalytique.

PROVENANCE	VOLUME (m ³)	DENSITE	POIDS (tonnes)	POIDS moléculaire	NOMBRE de moles	KUOP
Marche A	81000	0,7357	59591	115	518	12,15
Marche B	208000	0,7546	156957	120	1307	12
Mélange	289000	0,7490	216548	119	1825	12

Le calcul de la densité, du poids moléculaire et du kuop est donné en annexe A.

Bilan du réforming catalytique

$$V = 289000 \text{ m}^3$$

$$D = 0,7490$$

$$P = 216548 \text{ T}$$

On choisit le rendement en réformat 10 RVP de manière à obtenir NO + 0,4‰ assez élevé

PRODUITS	RENDEMENT % V	DENSITE	POIDS tonnes	RENDEMENT % P	VOLUME m ³
reformat 10RVP	88	0,7637	194245	89,7	254320
C ₄ du reformat	7,55	0,584	12742	5,6	21819
C ₄ extérieur	0				
C ₄ reformat 10RVP	7,55	0,584	12742	5,6	21819
reformat C ₅	80,45	0,7829	182024	84,10	232500
C ₄	7,45	0,584	12742	5,60	21819
C ₃		0,508	10069	4,65	19821
C ₂		0,374	6496	3,00	17370
C ₁		0,300	3573	1,65	11910
H ₂			2165	1,00	7399
charge	100	0,749	216548	100	289000

Reformat 10 RVP (essence stabilisée)

$$d = 0,765$$

$$\text{TVR} = 0,7 \text{ kg / cm}^2$$

$$V = 254320 \text{ m}^3$$

$$P = 194245 \text{ T}$$

$$\text{NO cl} = 90$$

$$\text{NO} + 0,4\text{‰} = 96$$

La détermination de NO cl, NO + 3cc, NO + 0,4‰ est donnée en Annexe.

III TRAITEMENT DU BRUT

a) Fluid - Coking

Pour satisfaire la production de coke on fait un fluid-coking des deux résidus obtenus à partir de la distillation sous-vide du résidu atmosphérique.

PRODUITS	VOLUME (m ³)	DENSITE	POIDS (T)
Marche A	216000	0,9734	210267
Marche B	312000	0,9742	303952
Mélange	528000	0,9738	514219

Bilan du fluid - coking

$$V = 528000 \text{ m}^3$$

$$D = 0,9738 = 13,8^\circ\text{API}$$

La correspondance densité et degré ²API est donnée dans 1

PRODUITS	RENDEMENT % V	DENSITE	RENDEMENT % P	POIDS tonnes	VOLUME (m ³)
C ₃			7,3	37905	
C ₄	1,9	0,584		5859	10032
Essence C ₅	21	0,765		84823	110880
Distillat	64,6	0,9135		311584	341080
Coke			14,4	74048	
Charge	100	0,9738		514219	528000

Essence C₅⁺

$$\text{NO cl} = 74$$

$$\text{NO} + 0,4\% = 80$$

$$\text{TVR} = 0,2 \text{ hpz} = \text{kg/m}^2$$

Distillat

$$d = 23,4^\circ\text{API}$$

$$\text{Kuop} = 11,6$$

Il est nécessaire de butaniser l'essence C₅⁺ pour relever sa TVR jusqu'à 0,7 kg / m²

c) CRACKING CATALYTIQUE

T.C.C du distillat de fluid - coking

$$\begin{aligned}
 V &= 341080 \text{ m}^3 \\
 D &= 0,9135 = 23,4 \text{ }^\circ\text{API} \\
 P &= 34584 \text{ T} \\
 K_{uop} &= 11,6
 \end{aligned}$$

Conversion de la charge 56,5%

PRODUITS	RENDEMENT %V	DENSITE	RENDEMENT %P	VOLUME (m ³)	POIDS tonnes
C ₂		0,35	1,7	15134,3	5297
C ₃		0,522	2,75	16413,8	8568
C ₃		0,508	2,5	15334,6	7790
C ₄	4	0,600	2,62	13643	8186
C ₄ net	8,452,5=5,9	0,584	3,77	20124	11752
Essence 10 RVP	45,5	0,740		155191	114841
LCO	22,5	0,840	20,70	76743	64516
HCO	21	1	23	71627	71627
Coke			6,1		19007
charge	100	0,9135	100	341080	311584

Le NO cl a été fixé à 90

Comme dans les mélanges d'essences on considéré le NO + 0,4‰ donné par l'abaque Wuithier.

Ce NO + 0,4‰ est le même pour des NO cl compris entre (90 - 95)

On choisira donc un NO cl = 90 de telle façon que le rendement en essence soit élevé.

IV STABILISATION DES ESSENCES

Les essences légères de première distillation doivent être stabilisées avant d'être mélangées de façon à répondre à la spécification de tension de vapeur REID des essences.

a) Butanisation de l'essence légère (Marche A)

$$\begin{aligned} V &= 91800 \text{ m}^3 \\ D &= 0,675 \\ P &= 61965 \text{ T} \end{aligned}$$

PRODUITS	VOLUME	DENSITE	POIDS tonnes	NO c1	NO + 3 cc	NO + 0,4 %
Essence	91800	0,6750	61965	59	85	76
Butane C ₄	3204	0,584	1871	100	100	
Mélange	95004	0,6719	63836	60	86	78

Les calculs concernant la quantité de butane à ajouter sont donnés en annexe A

b) Butanisation de l'essence légère (Marche B)

$$\begin{aligned} V &= 145600 \text{ m}^3 \\ D &= 0,678 \\ P &= 98717 \text{ T} \end{aligned}$$

PRODUITS	VOLUME (m ³)	DENSITE	POIDS tonnes	NO cl	NO + 3cc	NO + 0,4%
Essence	145600	0,6780	98717	58	84	76
Butane	5140	0,584	3002	100	100	
Mélange	150740	0,6747	101719	59	85	78

c) Butanisation de l'essence C₅⁺ du fluid - Coking

PRODUITS	VOLUME (m ³)	POIDS tonnes	DENSITE	NO cl	NO + 0,4%
Essence	110880	84823	0,765	73,6	80,3
Butane	11487	6708	0,584	100	
Mélange	122367	91532	0,748	76	82

Les calculs concernant la quantité de butane à ajouter sont donnés en annexe A

✓ PRODUITS FINIS

1) White - spirit

$$\begin{aligned}
 V &= 77940 \text{ m}^3 \\
 D &= 0,7714 \\
 P &= 60123 \text{ T}
 \end{aligned}$$

IL sert de solvant pour les peintures, vernis et les produits d'entretien.

Les spécifications du WS les plus importantes sont la distillation (PI, PF), le point d'éclair et le % S

SPECIFICATIONS	DEMANDEES	TROUVEES	REFERENCE
% S	0,05	0,024	courbe - 7 -
Intervalle de distillation	135° - 205°c	143° - 183°c	courbe - 1 -
Point d'éclair	30	31	annexe A

La détermination du point d'éclair est donnée en annexe

2) Tro

C'est un carburéacteur utilisé dans les brûleurs des turboréacteur et les propulseurs d'avion

$$\begin{aligned}
 V &= 126000 \text{ m}^3 \\
 D &= 0,798 \\
 P &= 100550 \text{ T}
 \end{aligned}$$

SPECIFICATION	DEMANDEES	CALCULEES	REFERENCE COURBE
Densité	0,739 d 0,825	0,798	
% S	0,2 max	0,12	7
Point de congélation (°C)	40 max	39,5	9
Point d'éclair (°C)	40 min	74	11
Distillation	10% : 200°cmax 90% 300 "	190 °c 250 °c	

3) Gasoil

C'est un combustible utilisé dans les moteurs Diesel

Marche A

V = 172260 m³
 D = 0,8444
 P = 145456 T

SPECIFICATION	DEMANDEES	CALCULEES	REFERENCE COURBE
Densite	0,810 d 0,890	0,8444	
% S	0,9	0,86	
Indice de ceta- ne	50	60	12
Point écoulement ° C	10	9,6	9
Point d'éclair ° C	55 120	122	11

Marche B

V = 192920 m³
 D = 0,8504
 P = 164059

SPECIFICATIONS	DEMANDEES	CALCULEES	REFERENCE
Densite	0,810 d 0,890	0,8505	
% S	0,9 max	0,9	19
Indice de cetane	50	60	12
Point écoulement °C	10 ° c	8	9
Point éclair °C	55 120	130	11

Ces deux Gasoils ne répondent pas aux spécifications du point d'éclair et du point d'écoulement. Ceci n'est pas grave puisqu'ils seront mélangés par la suite. L'essentiel est d'avoir un mélange qui satisfait à toutes les spécifications

4) Kerosène

V = 246610 m³
 D = 0,8033
 P = 198102 T

SPECIFICATIONS	DEMANDEES	CALCULEES	REFERENCE COURBE
% S	0,13	0,12	7
Point éclair °C	38	80	11
Point de congélation °C		36	9

5) Distillat sous - vide

Les distillats sous-vide seront utilisés comme Fuel-Oil
 n = 1

Marche A

V = 127800 m³
 D = 0,8903
 P = 113788 T

SPECIFICATIONS	DEMANDEES	CALCULEES	REFERENCE COURBE
Teneur en soufre	2%	2	courbe - 9 -
Point d'éclair °C	70 °C	140	courbe - 11 -
Viscosité à 50 °C	15 110cst	54 cst	annexe A

Marche B

V = 184470 m³
 D = 0,8903
 P = 164235 T

SPECIFICATIONS	DEMANDEES	CALCULEES	REFERENCE
% S	2	1,98	courbe - 19 -
Point d'éclair °C	70 °C	140	courbe - 11 -
Viscosité à 50 °C	15 110 cst	54 cst	annexe A

Les calculs des spécifications sont donnés en annexe A

VI BILAN

1°) Bilan d'essences

PROVENANCE	VOLUME (m ³)	DENSITE	POIDS (T)	NO c1	NO +0,4‰
R.C	254320	0,7637	194245	90	96
F.C	122367	0,748	91532	76	82
T.C.C	155190	0,740	114841	90	96
Ess. légère A	95004	0,6719	63836	60	78
Ess. légère B	150740	0,6747	101719	59	78
TOTAL	777621	0,728	566173		

2°) Bilan de coke

PROVENANCE	VOLUME (m ³)	POIDS tonnes
T.C.C		19007
F.C		74048
TOTAL		93055

3°) Bilan des fuels

PROVENANCE	VOLUME (m ³)	DENSITE	POIDS tonnes	VISCOSITE à 50 °C	PT ECLAIR °C
LCO	76743	0,840	64516	6	
HCO	71627	1,000	71627	630	
DSV A	127800	0,8903	113788	54	140
DSV B	184470	0,8903	164235	54	140
TOTAL	460640		414166		

4- Bilan des gaz

PROVENANCE	POIDS (tonnes)	VOLUME (m ³)
Distillation initiale	3809 5502	7200 10400
R.C de l'essence	C3: 10069 C2: 6496 C1: 3573 H2: 2165	19821 17370 11910 7399
F.C	C3: 37905 C4: 5859	
T.C.C	C2: 5297 C3: 8568 C3: 7790 C3: 8186 C4: 11752	13643 20124
Butane utilisé pour la stabilisation des essences	1871 3002 6708	3204 5140 11487
TOTAL	105322	

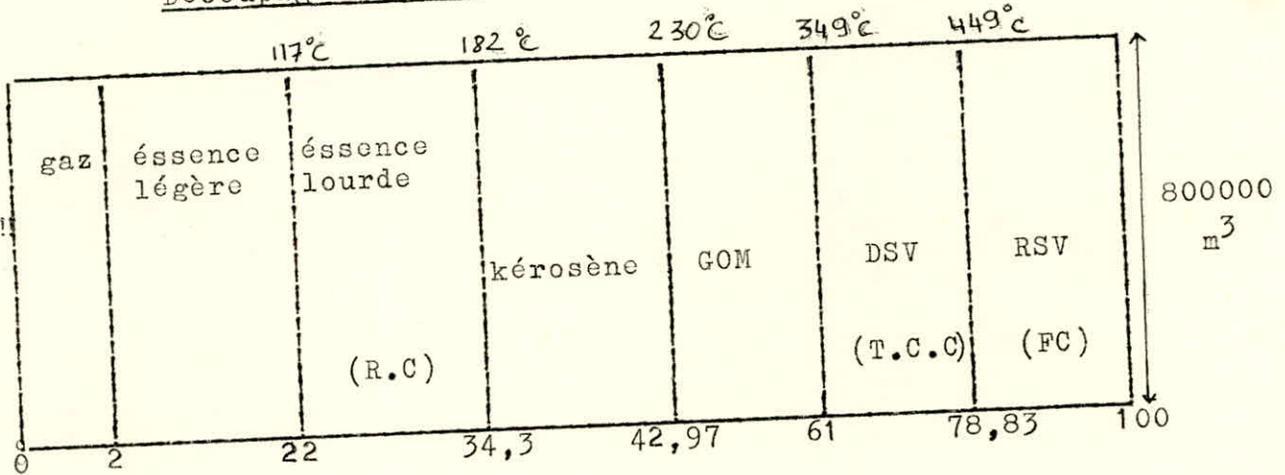
5- BILAN TOTAL DU BRUT 31

PRODUITS	VOLUME (m ³)	POIDS (tonnes)
Gaz		105322
Essence IORVP	777621	566173
Go	365180	309515
W.s	77940	60123
Tro	126000	100550
Kérosène	246610	198002
Fuel	460640	414160
Coke		93055
Charge		1846900

BRUT OKE

V = 800000 m³
 D = 0,826
 P = 660800 T

Découpage du brut

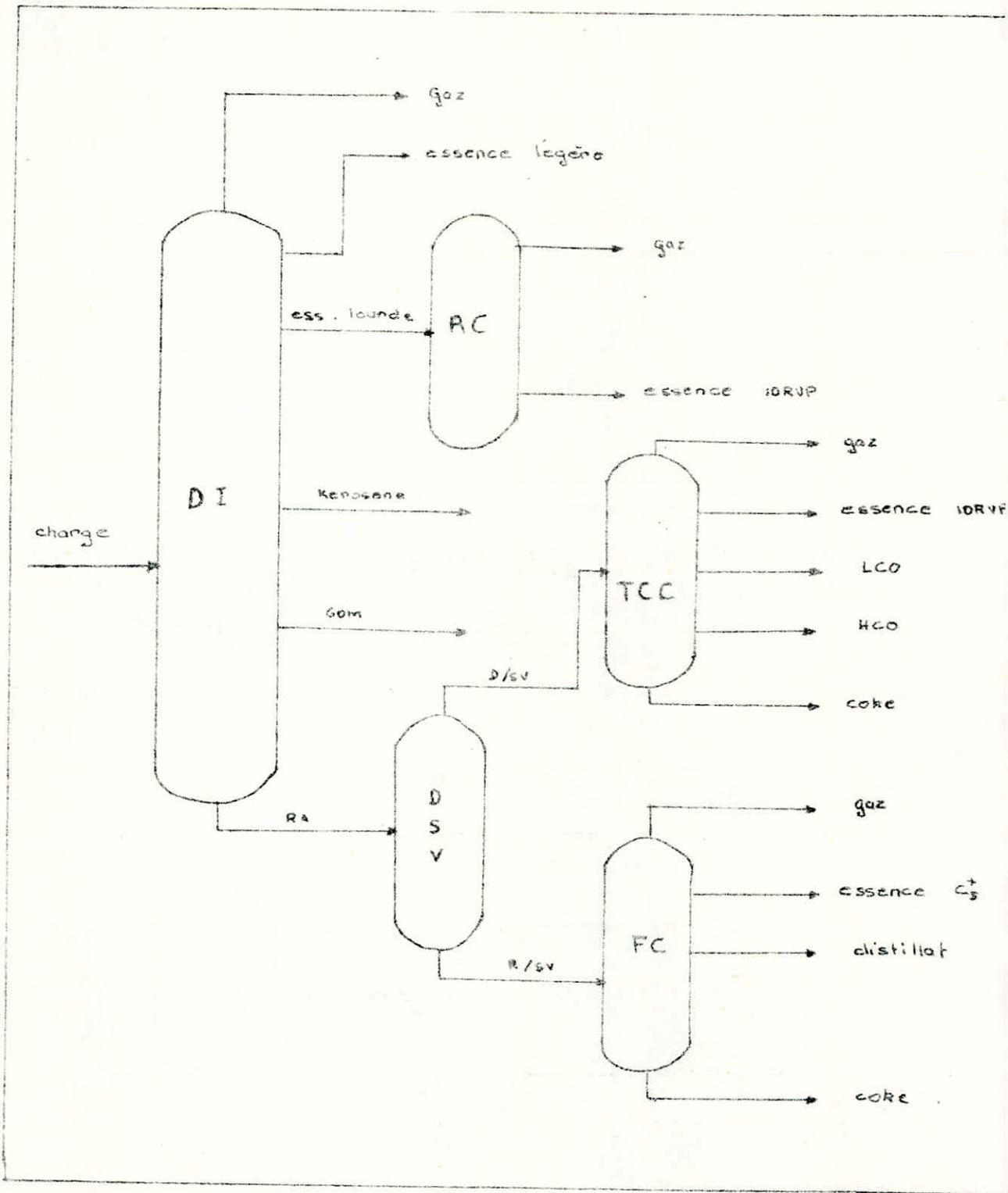


↳ Bilan de la distillation

PRODUITS	% V	d	V (m ³)	P (t)
Gaz	2,00	0,524	16000	8344,88
Essence légère	20,00	0,686	160000	109760
Essence lourde	12,30	0,7683	98400	75610
Kérosène	8,67	0,8061	69560	55915,60
GOM	18,03	0,8416	144240	121392,72
DSV	17,83	0,8811	142640	125683,41
RSV	21,17	0,9686	169360	164093,39
Charge	100,00	0,826	800000	660800,00

BRUT OKE

Schema de fabrication



Analyse des gaz

$$V = 16000 \text{ m}^3$$

$$D = 0,524$$

$$P = 8344,8 \text{ T}$$

PRODUITS	% V	VOLUME m ³	DENSITE	POIDS (tonnes)
Azote N ₂	0			800
Ethylène C ₂	0,21	1680	0,374	628,3
Propane C ₃	1,58	12640	0,508	6421,1
Isobutane IC ₄	0,11	880	0,563	495,4
	2,00	16000	0,524	8344,8

II Traitement du résidu

Le poids du résidu atmosphérique est obtenu par bilan matière de la distillation initiale

	VOLUME (m ³)	DENSITE	POIDS (tonnes)
DSV	142640	0,8811	125683,4
RSV	169360	0,9689	164093,4
Résidu- atmosphé- rique	31200	0,9287	289773,8

Le calcul de la densité du DSV est donné en annexe A

a) T.C.C du DSV

$$\begin{aligned}
 V &= 142640 \text{ m}^3 \\
 D &= 0,8811 = 29,1 \text{ }^\circ\text{API} \\
 P &= 125683,4 \text{ T}
 \end{aligned}$$

PRODUITS	% V	d	% P	P (T)	V (m ³)
Ethylène C ₂	5,3	0,374	2,2	2827,8	7560,9
Propylène C ₃			3,8	4838,8	
Propane C ₃	7,1	0,508	4,1	5153,0	10143,7
Butadiène C ₄	5,6	0,600		4792,7	7987,8
Butane C _{4net}	7,9	0,584		6580,8	11268,5
Essence 10RVP	50,7	0,740		53565,6	72386
LCO	26	0,889		32983,3	37086,4
HCO	5,1	1,000		7274,6	7274,6
Coke			6,1	7666,6	
Charge	100	0,8811	100	125683,4	142640

Conversion de la charge = 68,9 % V

ésence 10 RVP:

$$\begin{aligned}
 \text{No cl} &= 91 \\
 \text{No} + 0,4\% &= 96
 \end{aligned}$$

b) FLUID COKING DU RESIDU SOUS-VIDE

$$V = 169360 \text{ m}^3$$

$$D = 0,9689 = 14,6 \text{ }^\circ\text{API}$$

$$P = 164089,6 \text{ T}$$

PRODUITS	% V	d	% P	VOLUME (m ³)	POIDS tonnes
C ₃ ⁻		0,360			12125,5
C ₄	1,8	0,584		3048,5	1780,3
essence C ₅ ⁺	21	0,765		35565,6	27207,7
distillat 24,2° API	65,4	0,9088		110761,4	100659,9
coke			13,6		22316,1
charge		0,9689		169360	164089,6

Le distillat du fluid sera utilisé comme un fuel-oil

Essence C₅⁺

NO c1 = 73

NO + 0,4%

Cette essence sera stabilisée par la suite

III) REFORMING CATALYTIQUE

$$\begin{aligned}
 V &= 98400 \text{ m}^3 \\
 D &= 0,7683 \\
 P &= 75610 \text{ T} \\
 K_{uop} &= 11,90 \\
 PM &= 13,1
 \end{aligned}$$

Le calcul de la densité, du PM et du K_{uop} est donné en annexe A.

rendement en reformat 10RVP = 90
 NO cl du " " = 92,3
 NO + 3cc " " = 99
 NO + 0,4‰ " " = 96

PRODUITS	% V RENDEMENT	DENSITE	POIDS tonnes	% P	VOLUME (m ³)
Reformat 10 RVP	90	0,7828	69326,8		88560
C ₄ du reformat	6,8	0,584	3907,6		6691,2
C ₄ extérieur	1,5	0,584	861,9		1476,0
C ₄ reformat 10 RVP	8,3	0,584	4769,6		8167,2
reformat C ₅	81,7	0,803	64557,2		80393
butane : C ₄	6,8	0,584	3907,6		6691,2
propane : C ₃		0,508	3251,2	4,3	6400
éthane: C ₂		0,370	2041,5	2,7	5517,5
méthane: C ₁		0,300	1096,3	1,45	3654,5
H ₂			756,1	1,00	
charge	100	0,7683	75610	100	98400

IV STABILISATION

a) Débutanisation de l'essence légère

$$V = 160000 \text{ m}^3$$

$$D = 0,686$$

$$P = 109790 \text{ T}$$

21000 m³ de cette essence seront utilisés dans le T.R4 ,
il restera 139000 m³ qu'il faudra débutaniser.

PRODUITS	VOLUME (m ³)	DENSITE	POIDS (tonnes)	NO cl	NO + 3cc	NO + 0,4 ‰
Essence	139000	0,686	95354	69,4	88,3	83
Butane	8409,5	0,584	4911,1	100	100	
Mélange	130590,5	0,6925	90442,8	71,2	89	84

Le calcul concernant la débutanisation est donné en annexe A.

b) Butanisation de l'essence C₅⁺ du FLUID - COKING

PRODUITS	VOLUME (m ³)	DENSITE	POIDS (tonnes)	NO cl	NO + 0,4 ‰
Essence C ₅ ⁺	35565,6	0,765	27207,7	73	79,6
Butane C ₄	3773,4	0,584	2203,7	100	
Mélange	39339	0,7476	29411,4	75,7	81,7

V Produits finis obtenus à partir de la distillation

a) Kérosène

V = 69560 m³
 D = 0,8061
 P = 55915,6 T

SPECIFICATIONS	DEMANDEES	CALCULEES	REFERENCE
‰ soufre	≤ 0,13	0,026	courbe -28-
Point éclair °C	≥ 38	145	" -29-
Point de congélation °C	< -60	< -60	

b) G O M

V = 144240 m³
 D = 0,8416
 P = 121392,7 T

SPECIFICATIONS	DEMANDEES	CALCULEES	REFERENCE
Densité	0,81 < d < 0,89	0,8416	Annexe A
‰ soufre	≤ 0,9	0,14	courbe -28-
Indice de ceta- ne	≥ 50	57	
Pt écoulement (°C)	≤ -10	-12,2	courbe -26-
Pt éclair (°C)	55 < < 120	110	

Le calcul de la densité est donné en annexe A

On demande 118800 m³ de GOM, les 25440 m³ restant seront utilisés comme fuel-oil domestique.

VI Bilan du brut OKK

Bilan des gaz

PROVENANCE	POIDS (tonnes)	VOLUME (m ³)
<u>Production</u> Distillation initiale	8344,8	
Réforming catalytique RC	C ₄ : 861,98 C ₃ : 3251,20 C ₂ : 2041,50 C ₁ : 1096,40 H ₂ : 756,20	
T.C.C Cracking Catalytique	C ₂ : 2827,8 C ₃ : 4838,8 C ₃ : 5153,0 C ₄ : 4792,7 C ₁ : 6580,8	
Fluid-Coking FC	C ₃ : 12125,5 C ₄ : 1780,3	
<u>Utilisation</u> débutanisation de l'essence S.R	C ₄ : +4911,1	
débutanisation de l'essence C ₅	C ₄ : -2203,7	
TOTAL	55434,5	

Bilan d'essences

PROVENANCE	VOLUME (m ³)	POIDS (tonnes)	NO+O, 4‰
Dist initiale	130590,5	90442,8	84
R. Catalytique	88560	69326,8	96
T.C.C	78879,9	58371,1	96
F.C	39339	29411,3	82
TOTAL	337369,4	247552,2	

Bilan de coke

PROVENANCE	POIDS (tonnes)	VOLUME (m ³)
T.C.C	7666,6	
F.C	22316,1	
TOTAL	29982,7	

Bilan de fuel-oil

PROVENANCE	POIDS (tonnes)	VOLUME (m ³)
LCO	28177,7	37086,4
HCO	7274,6	7274,6
Dist du fluid coking	100659	110761,4
TOTAL	136111,4	155122,5

Bilan total du Brut OKE.

Produits	Poids (tonnes)	Volume (m ³)
gaz	555434,5	
essence IO RVP	261958,2	345777,3
GOM	121392,7	144240,0
kérosène	55915,6	69560
fuel	136111,4	155122,4
coke	29982,7	
total	660795	

T.R.4

Le T.R.4 est un carburéacteur utilisé par l'aviation militaire.

Il est constitué par un mélange de kérosène, d'essence légère et de butane.

Produits	Volume(m)	densité	poids(tonne)
kérosène	220170	0,796	175342,6
essence légère	21000	0,686	14406
butane	920	0,584	537
T.R.4	242090	0,793	190285,6

L'essence légère provient du brut OKE.

Spécifications	Demandées	Calculées
densité	$0,750 < d < 0,802$	0,793
pourcentage en soufre	$< 0,4$	$< 0,4$
T V R (g/cm ²)	$140 < < 210$	187
point de congélation(°c)	< -60	< -60

Les calculs des spécifications sont donnés en Annexe - A -

Mélange des essences

ORIGINE	VOLUME	NO. 0,4‰	NO. V
Essence straight run 31	A: 95004	78	7410312
	B: 150740	78	11757720
Essence St Run OKE	130084	84	10927056
RC. 31	254320	96	24414720
Réforming Catalyt du brut OKE	88560	96	8501760
T.C.C 31	155190	96	14898240
T.C.C OKE	72386	96	6949056
F C 31	122367	82	10034094
F C OKE	39339	82	3225798
TOTAL	1107990		

On demande 1107990 m³ d'essence avec
 588500 m³ d'essence super et
 519490 m³ d'essence normale.

Essence normale

NO = 83

VOLUME (m ³)	NO + 0,4‰	NO.V
95004	78	7410312
150740	78	11757720
130084	84	10927056
88560	96	8501760
55102	82	4518364
519490	83	43115212

$$NO \text{ mélange} = \frac{\sum NO.V}{\sum V}$$

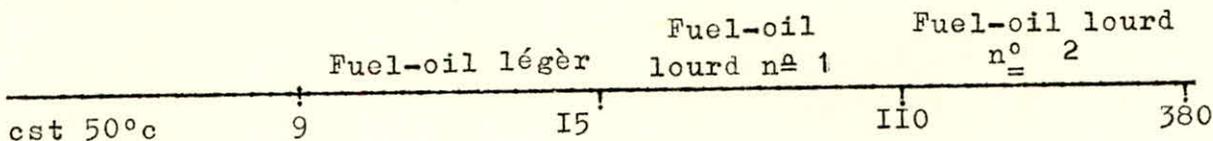
Essence super

NO = 93,5

VOLUME(m ³)	NO + 0,4‰	NO.V
67265	82	5515730
39339	82	3225798
72386	96	6949056
155190	96	14898240
254320	96	24414720
588500	93,5	55003544

Production de Fuel-oil.

La viscosité est le paramètre essentiel pour la classification des Fuel-oils.



Les distillats sous-vide du brut 31 A et 31 B seront utilisés comme FO, puisqu'il satisfont les spécifications demandées.

FUEL-OIL N° 1

Provenance	V(m ³)	d	P (T)
DSV 31 A	127800	0,8903	113787,89
DSV 31 B	184470	0,8903	164233,66
mélange	312270	0,8903	278021,55

Production de Fuel-oil domestique.

25440 m³ de GOM du brut OKE sont utilisés comme Fuel-oil domestique.

Spécifications	Calculées	Demandées
Viscosité à 50°c	3 cst	3,3 cst Max
Point éclair	110	55 140°c

n° La viscosité a été prise graphiquement sur la courbe
Viscosité = f (rendement).

Production de fuel-oil léger.

Les LCO ont une viscosité à 50°C = 6 est 50°C

Les LCO obtenues dans les T.C.C sont des fuel-oils légers. La viscosité du LCO est fixée à 40ssU_{100°F} = 6 est 50°C

Provenance	V (m ³)	d	P(T)	viscosité 50°C
LCO 3I A	31862,45	0,8405	26779,82	6
LCO 3I B	44467,48	0,8344	37105,72	6
mélange	76329,93	0,8392	63885,54	6

Production de HCO.

viscosité des HCO = 630 est 50°C

Provenance	V (m ³)	P (T)
HCO 3I A	28229,90	28229,90
HCO 3I B	43265,66	43265,66
HCO OKE	7274,64	7274,64
mélange	78770,20	78770,20

Production d'ASTM₂

Le LCO obtenu dans le T.C.C du brut OKE est un ASTM n° 2.

Faisons le mélange de ce LCO avec le distillat du FC du brut OKE.

PROVENANCE	V (m ³)	BI	VISCOSITE à 50 °C	BI.V	d	P (t)
LCO oke	37086,4	44	6	1631801,6	0,9005	33413,25
Distillat du FC	110761,44	37	15	4098173,31	0,9088	100659,99
Mélange	147847,84	38,8	11	5729974,9	0,9068	134073,24

La viscosité du mélange est calculée par le Blending Index.
 La viscosité à 50°C du distillat du FC a été déterminée à l'aide du Kuop et de la densité du distillat.

Bilan des Fuel - oils

	V (m ³)	d	P (t)
Fuel-oil domestique	25440,00	0,8416	21410,30
Fuel-oil léger	76329,93	0,8392	63885,54
FO ₁	312270,00	0,8903	278021,55
ASTM ₂	147847,81	0,9068	134073,24
HCO	78770,20	1,0000	78770,20
TOTAL	640647,84		570860,83

Bilan de coke

PROVENANCE	POIDS (tonnes)
31	93055
OKE	29983
	123038

Provenance	V (m ³)	d	P (T)
GOM 31 A	172260	0,8444	145456,34
GOM 31 B	192920	0,8504	164059,16
GOM OKE	118800	0,8416	99982,08
Mélange	483980	0,8461	409497,58

Détermination de l'indice de cétane du mélange

On mélange l'indice Diesel est une propriété additive

Provenance	V (m3)	I.D	I.D.V	I C
GOM 31 A	172260	66	1369160	60
GOM 31 B	192920	66	12732720	60
GOM OKE	118800	62,5	7425000	57
Mélange	483980	65,14	31526880	59

Indice de cétane du mélange = 59

Détermination du point d'écoulement du mélange

Le point d'écoulement du mélange est estimé à partir de l'abaque (5) à l'aide des points 50% ASTM et des points d'écoulement de chaque GOM.

Provenance	V (m3)	Indice mélange IM	Point écoulement	IMxV	Pt 50% ASTM
GOM 31 A	172260	12	-9,6	2067120	290
GOM 31 B	192920	14	-8,0	2700880	305
GOM OKE	118800	9	-12,2	1069200	283
Mélange	483980	12,06	-9,4	5937200	293

Point éclair = 125 °C

Point d'écoulement = 9,4 °C

On peut considérer le mélange de GOM comme correct tenant compte que les différentes spécifications ne sont qu'estimées

Bilan général des bruts 31 et OKE

Bruts	V (m ³)	d	P (T)
31	2200000	0,8395	1846900
OKE	800000	0,826	660800
total	3000000		2507700

Bilan

Produits	p (t)
gaz	161808,55
essence	812519,63
white-spirit	60122,91
kérosène	77291,41
TRO	100549,89
TRC	191768,96
GOM	409497,68
fuel	570850,07
coke	123285,89
total	2507694,40

CONCLUSION :

La solution de découpage proposée a permis d'obtenir tous les produits demandés en quantité et en qualité.

En ce qui concerne le TR4, nous avons essayé au maximum de satisfaire les spécifications en faisant le mélange de deux coupes différentes de kérosène. Pratiquement on ne procède pas à de tel mélangeage, on utilise une coupe de kérosène plus de l'essence légère pour diminuer le point de congélation et éventuellement du butane pour relever la TVR du TR4.

Certaines spécifications comme le point d'éclair, peuvent être réglées au niveau du soutirage.

D I S T I L L A T I O N

I N I T I A L E

D U

P E T R O L E B R U T

I Considérations générales sur la distillation d'un pétrole brut

A - Fonctionnement de la colonne à soutirage

- 1°) Zone d'expansion
- 2°) Reflux externe froid
- 3°) Soutirages

B - Qualité de fractionnement

II Distillation initiale du pétrole Brut 31

A) Données

B) Conditions de marche

C) Etude par section

- 1°) Zone d'expansion
- 2°) Fond de colonne
- 3°) Section du soutirage gasoil
- 4°) Section du soutirage kérosène
- 5°) Section du soutirage essence lourde
- 6°) Sommet de colonne
- 7°) Selectivité

D) Reflux circulant intermédiaire

III Dimension de la colonne

1/ Considérations générales sur la distillation d'un Pétrole brut

L'opération fondamentale du raffinage du Pétrole est la distillation. Elle permet de séparer le pétrole brut en un certain nombre de fractions ou coupes suivant leur point d'ébullition.

Cette première opération se fait en continu grâce à l'utilisation de colonne à plateaux et de four tubulaire.

Le pétrole brut est porté à la température voulue (300 à 350°C) en passant dans une série d'échangeur où il s'échauffe à contre courant de fluide provenant des Soutirages puis il pénètre dans un Four tubulaire.

A la sortie du Four, il est injecté dans la zone d'expansion de la colonne où il se produit un " flash ". Le brut se sépare en deux parties.

La partie liquide qui correspond aux produits plus lourds que le Gas-oil et qui ne sont pas vaporisés à la sortie du Four, tombe dans le fond de colonne : c'est le brut réduit.

Ce brut réduit est soumis généralement à un second fractionnement sous vide permettant une ébullition des produits lourds à plus basse température, ce qui évite leur décomposition par la chaleur (CRACKING).

La partie vaporisée du brut : gas-oil et plus légers s'élève dans la colonne et est condensée aux différents plateaux de soutirage d'après leur point d'ébullition, les coupes soutirées sont.

- Gas-oil
- Kérosène
- Essence lourde

La Vapeur sortant en tête passe dans un condenseur tubulaire qui condense l'essence plus la vapeur d'eau de stripping injectée en fond de colonne et dans les strippers. Une partie de l'essence légère est reinjectée en tête de colonne et constitue le Reflux externe froid (Ref) l'autre partie est soutirée à l'état liquide.

Certaines des coupes soutirées, après un traitement de finition ou addition de produits appropriés, ont les caractéristiques des produits commerciaux et peuvent être mise sur le marché. Les autres, seront reprises dans des unités de séparation ou de transformation pour modifier leurs caractéristiques.

Les gaz sortant en tête de colonne sont recueillis avec ceux des unités de transformation et soumis à un traitement d'épuration. Ils sont ensuite fractionnés dans l'unité de récupération des gaz où l'on sépare le propane commercial et butane commercial ainsi que certaines coupes d'HC en C₂, C₃, et C₄ qui serviront de charge pour des fabrications pétrochimiques.

La colonne de distillation permet un fractionnement d'autant meilleur que le nombre de plateaux est élevé; il ne faut

cependant pas oublier le point de vue économique quand on calcule une colonne de distillation.

En raffinerie les tours de fractionnement contiennent 45 à 50 plateaux de barbotage.

Les appareils de distillation sont complétés par de nombreux appareils d'échange thermique, échangeur de chaleur, condenseur, réfrigérant.

Les produits chauds soutirés de la colonne, servent à rechauffer la charge initiale tout en se refroidissant. Ces produits sont ensuite envoyés dans des bacs de stockage qui peuvent être soit à toit fixe ou à toit flottant.

A - Fonctionnement de la colonne à soutirage

La distillation du pétrole brut se fait dans une colonne à soutirage. (Fig -1-)

Cette colonne est équivalente à quatre tours placées en série qui effectueraient la même séparation. Cette décomposition explique le mécanisme de calcul par section d'une telle colonne.

Chaque section sera considérée comme une colonne de rectification.

1°) Zone d'expansion

Dans cette zone, le brut subit une détente isenthalpique, il se sépare en deux phases à l'équilibre.

La totalité des produits à soutirer doit se trouver en phase Vapeur et monter dans la colonne à la rencontre du reflux qui assurera le fractionnement, il existe sur chaque plateau un équilibre liquide-vapeur.

2°) Reflux externe froid

Le reflux froid (Ref) sert à ajuster la température de tête de colonne à la valeur choisie et permet l'établissement d'un gradient de température dans la colonne.

Ce reflux a la même composition que l'essence légère. Le Reflux froid injecté en tête de tour se vaporise en provoquant la condensation d'une quantité de molécules plus lourdes qui retombent avec le liquide pour se révaporer à leur tour au plateau inférieur en condensant des molécules plus lourdes descendant avec le liquide.

Il y a apparition d'un reflux interne de composition variable, de plus en plus lourd au fur et à mesure qu'il descend dans la colonne.

Ce reflux interne, dans lequel barbotent les vapeurs ascendantes, provoque un transfert de chaleur et de masse,

SCHEMA DE L'UNITE DE DISTILLATION

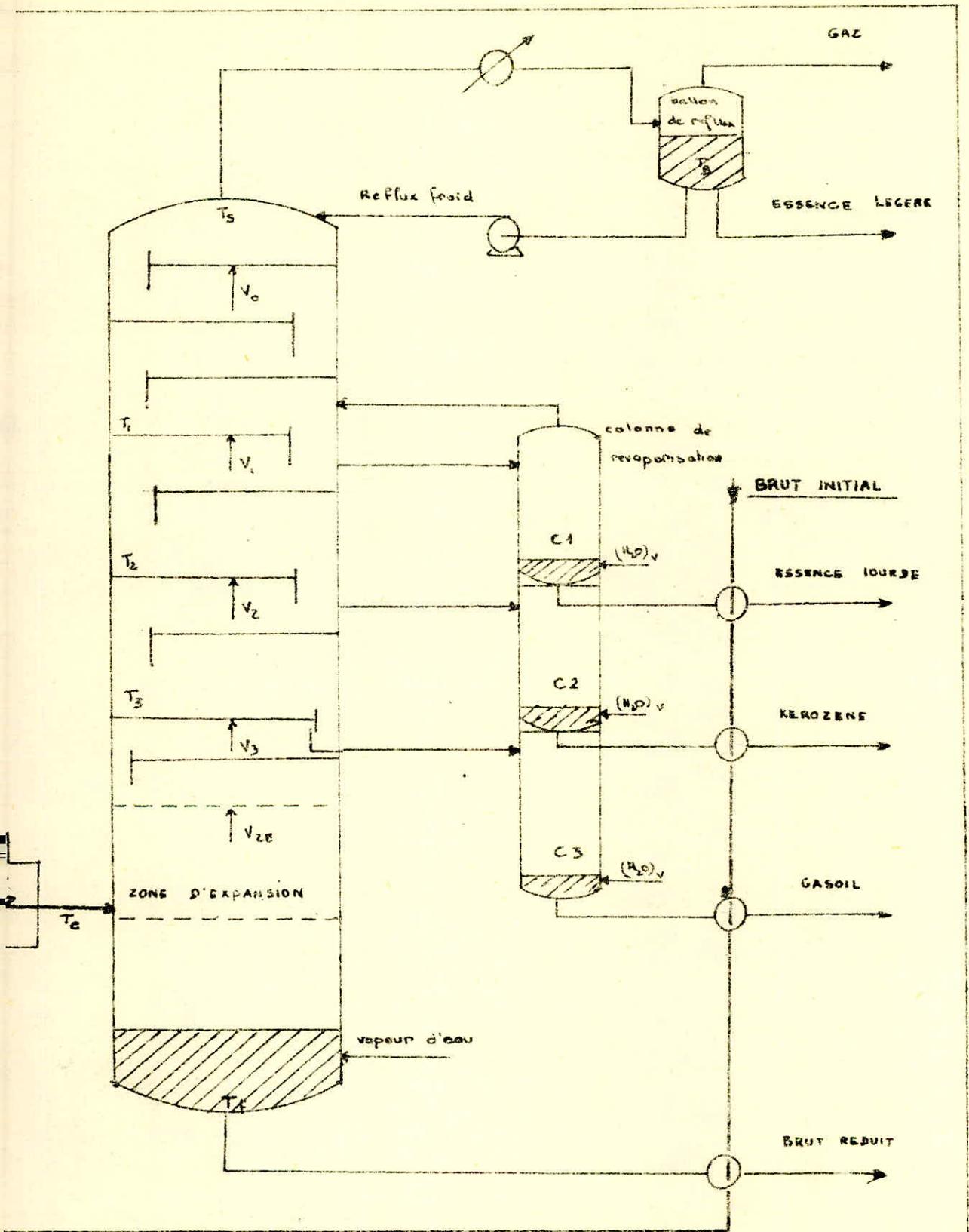


Fig - 1 -

permettant ainsi au fractionnement de s'effectuer.

Le reflux injecté en tête de tour a ici trois fonctions

- Assurer le reflux interne jusqu'au fond de tour
- Assurer la condensation de la quantité de produit correspondant aux soutirages
- Assurer le refroidissement des vapeurs montant le long de la colonne.

3°) Soutirages

Les soutirages sont prélevés sur le débit liquide de reflux interne se trouve donc diminuer du tonnage retiré au niveau de chaque soutirage
qualité des produits soutirés.

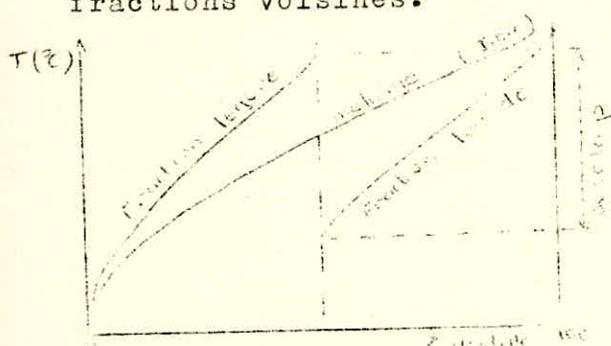
Sur chaque plateau de soutirage, le reflux interne se trouve en équilibre la vapeur ascendante contenant tous les constituants plus légers.

Le reflux contiendra lui aussi des constituants légers. Il s'ensuit que chaque soutirage comportera des produits légers indésirables.

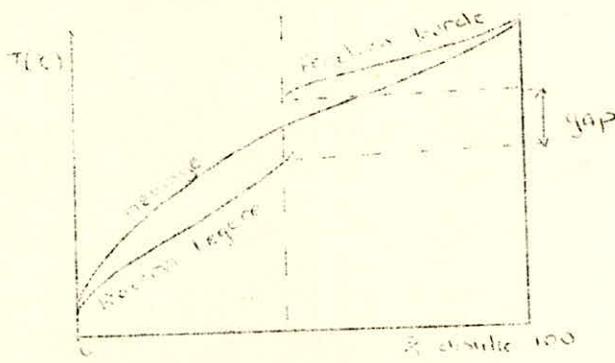
Pour limiter la teneur des têtes légères on effectue sur les soutirages une opération de " lavage " ou stripping. Cette opération s'effectue dans des petites colonnes auxiliaires ayant 4 à 6 plateaux

B) Qualité du fractionnement

La qualité du fractionnement ou selectivité représente le degré de séparation entre 2 coupes successives. Ce degré de séparation est déterminé par une teneur en constituants communs des deux fractions voisines.



Fractionnement peu sélectif



Fractionnement sélectif

La selectivité est mesurée par la différence entre le point final de la courbe A.S.T.M de la fraction légère et le point initial de la courbe A.S.T.M de la fraction lourde. si la différence est positive on l'appelle "OVERLAP", si elle est négative on l'appelle "GAP".

La détermination des points initiaux et finaux est peu précise.

J. PACKIE propose une corrélation expérimentale permettant d'évaluer la qualité du fractionnement en estimant la valeur du gap ou l'overlap (5% - 95%) entre 2 coupes successives en fonction de $F = n \cdot r$

n : nombre de plateaux théoriques

r : taux de reflux

et de la différence entre les points 50% A.S.T.M de la coupe lourde et de l'ensemble des soutirages plus légers.

$$r = \frac{R_i}{\sum S_i}$$

Les courbes sont données pour une séparation avec stripping et sans stripping (Fig - 6 -)

- II - DISTILLATION INITIALE DU PETROLE BRUT 31

A) Données

Propriété du Brut 31

sp gr = 0,8395

% S = 1,31

Viscosité :

SSU 100°F = 40,2

SSU 210°F = 34,2

Les autres caractéristiques sont données en annexe

Capacité de l'installation

La capacité prévue de l'unité est de 2.200.000 m³ par an de Brut 31 soit à une allure de 6300 t/jour de marche.

L'unité fonctionne en moyenne à 8000 h/an le débit volumique est

$$\frac{2200000}{8000} = 275 \text{ m}^3/\text{h}$$

Le débit massique est

$$275 \times 0,8395 = 231 \text{ t/h}$$

L'unité de distillation a été étudiée pour traiter le Brut 31 en marche B

Le découpage du brut 31 adapté pour la marche B est

Gaz	Essence légère	Essence lourde	Kérosène	Gasoil	Résidu atmosphé- rique
0,8	12	28	47	62	100

On dispose aussi de vapeur d'eau à 3kg/cm² surchauffée à 220°C (Données les plus courantes).

B) Conditions de marche de la colonne.

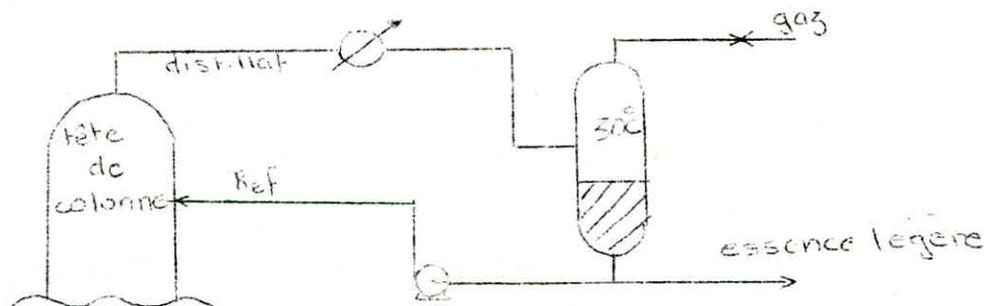
Les conditions de marche sont :

- La pression dans la zone d'expansion
- Les températures des différents soutirages.
- La température de tête.

Pression

Le paramètre principal de marche est la pression de
Le critère de détermination de la pression d'utilisation est le
suivant.

Tout le distillat constitué du mélange essence légère plus
reflux externe froid plus vapeur d'eau doit-être condensé à la
température de l'eau de réfrigération du condenseur.



La température du ballon a été prise égale à 30°C
(ce choix dépend des possibilités en réfrigération de l'unité,
par exemple à la Raffinerie d'alger, la température du ballon de
reflux varie entre 25° et 35°C)

Une pression de 1180 g/cm² dans le ballon de reflux est
suffisante pour obtenir le mélange à l'état liquide (les 0,8% de gaz
servent à régler la pression du ballon).

La pression au sommet est alors déterminée

$$P_{\text{sommet}} = P_{\text{ballon}} + \Delta P$$

ΔP : perte de charge dans le condenseur et dans la
tuyauterie.

ΔP a été approximée égal à 186 g/cm²

$$P_{\text{sommet}} = 1180 + 186 = 1366 \text{ g/cm}^2$$

Pression dans la zone d'expansion

$$P_{ze} = P_{\text{sommet}} + n \Delta p$$

P_{ze} : pression dans la zone d'expansion

n : nombre total de plateaux théoriques dans la zone de redification

En général 5 ou 6 plateaux entre chaque soutirage sont suffisants pour obtenir la séparation désirée on prend $n = 24$

ΔP : perte de charge dans chaque plateau

$$\Delta P = 8 \text{ g / cm}^2$$

$$\Delta P_{ze} = 1366 = + 24 \times 8 = 1558 \text{ g / cm}^2 = 1,5 \text{ atm}$$

Bilan matière de l'unité

Produits	Rendement % V	Débit m ³ /h	Sp. gr	Tonnage t/h	PM	Nombre de moles
Gaz	0,8	2,2	0,529	1,2	50	24
Essence légère	11,2	30,8	0,678	20,8	90	231
Essence lourde	16,0	44	0,7546	33,2	121	274
Kérosène	19,0	52	0,8033	42,0	192	219
Gasoil	15,0	41	0,8505	35,0	260	135
Soutirages S	62,0	170,5	0,7758	132,2	150	883
Brut réduit	38,0	104,5	0,9434	98,6	420	235
Brut	100	275	0,8395	231	207	1118

Ce bilan est établi en supposant que les différents produits sont obtenus par T.B.P

Les poids moléculaire des différents soutirages et du brut réduit sont obtenus sur la (courbe - 17 -) en annexe A

Le poids moléculaire du brut a été obtenu par bouclage du bilan.

C) Etude par Section

1°) Zone d'expansion

Le brut après avoir été partiellement vaporisé dans le Four entre dans la zone d'expansion, où il subit une détente (flash) à T_e, P_e

T_e : température d'entrée du brut
 P_e : pression dans la zone d'expansion

Dans la zone d'expansion le brut se sépare en deux phases à l'équilibre.

- vapeur initiale (VI) qui s'élève dans la colonne
- brut réduit initial (BRI) qui tombe au fond de la colonne.

Cette séparation n'est pas très selective de sorte que la vapeur VI entraîne des constituants lourds qui risqueraient de colorer le G.O, et le BRI contiendra des produits légers indésirables dans le résidu.

Pour améliorer les qualités du G.O et du Brut réduit (BR), on injecte au fond de colonne de la vapeur d'eau permettant de révaporer une fraction légère V_f et établir ainsi un reflux R_{ze} au dessous de l'alimentation.

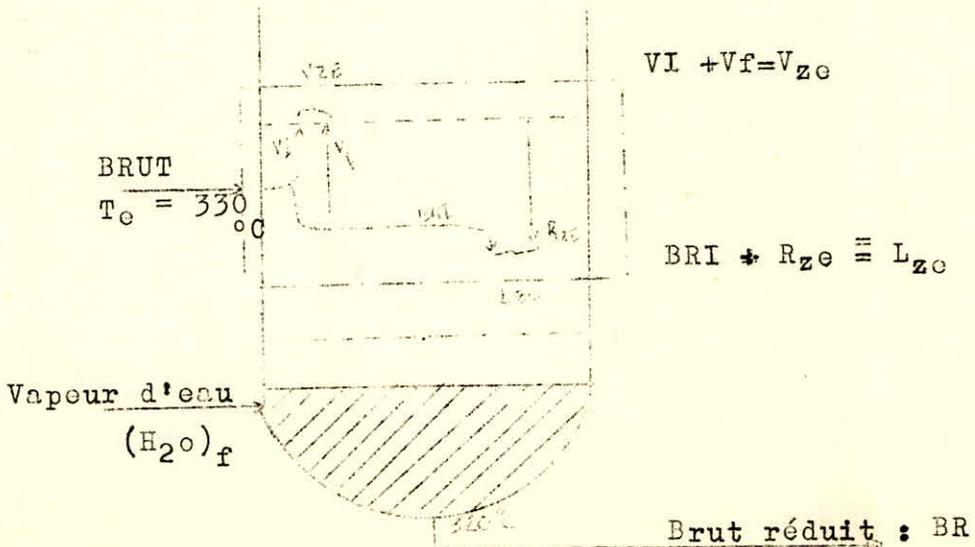
La vapeur qui monte à la zone d'expansion est

$$V_{ze} = V_i + V_f$$

avec $V_i \approx$ % gaz + % essences + % Kérosène + % gasoil. Le liquide qui descend au fond de tour est

$$L_{ze} = BRI + R_{ze}$$

Le Bilan de la zone d'expansion est donné par la figure ci-contre.



a*) Température dans la zone d'expansion

La température est déterminée à partir de la courbe de flash du brut à la pression régnant dans la zone d'expansion et le taux de vaporisation

courbe -2- en Annexe B

Le taux de vaporisation est égal à

$$VI = \% \text{ gas} + \% \text{ essences} + \% \text{ Kérosène} + \% \text{ Gas-oil} + 4\%$$

4% correspond à la révaporisation en fond de tour

$$VI = 62 + 4 = 66\%$$

La température correspondante à 66% sur la courbe de flash tracée à $P = 1,5 \text{ atm}$ est de 330°C
 $t_e = 330^{\circ}\text{C}$ (courbe -2- en Annexe B)

b*) Bilan matière dans la zone d'expansion

$$\text{soutirage} = VI + V_f - R_{ze}$$

$$\text{brut réduit} = BRI + R_{ze} - V_f$$

Produits	Rendement % V	Débit m^3 / h	Densité	Tonnage t/h
Vapour initiale VI	66	181,5	0,790	143,4
Révapori- sation V_f	+ 4	11	0,820	9
Reflux R_{ze}	- 8	22	0,913	20
Soutirages	62	170,5	0,7758	132,30
Brut ré- duit ini- tial BRI	34	93,5	0,9355	87,50
R_{ze}	+ 8	22	0,9130	20
V_f	- 4	11	0,820	9
Brut réduit	38	104,5	0,9434	98,60

La densité de VI a été déterminée par l'abque de corrélation des densités des produits en équilibre (1*)

La densité de V_f est estimée inférieure à celle du Gasoil

$$d_{vf} < d_{go}$$

densité de R_{ze}

$$d_{ze} > d_{go}$$

La densité de R_{ze} a été choisie de façon à boucler le 1er bilan tout en respectant $d_{ze} > d_{go}$

$$\sum S = VI + V_f - R_{ze}$$

les densités de V_f et de R_{ze} étant fixées par le 1er bilan, ceci permet de déterminer la densité de BRI par le 2° bilan de sorte que

$$d_{bri} < d_{br}$$

$$BR = BRI + R_{ze} - V_f$$

2°) Fond de tour

La révaporisation de la fraction légère V_f contenue dans le BRI s'effectue par stripping pour éviter les effets de Cracking .

Le stripping consiste en une injection de vapeur d'eau à basse pression (3 à 5kg /cm²) dans le brut réduit au fond de la colonne.

Cette vapeur abaisse la pression partielle des produits légers et leur permet de distiller.

Il est nécessaire de déterminer la quantité de vapeur d'eau injectée en fond de tour.

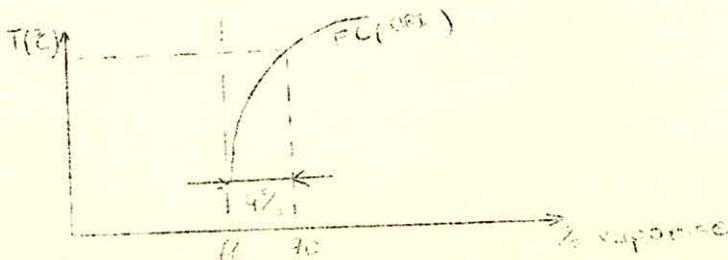
La Température de fond de colonne est inférieure à celle d'entrée dans la zone d'expansion t_{ze} cette différence est due

- aux pertes par les parois
- à l'injection de vapeur d'eau qui est à une température inférieure à t_{ze}

- la révaporisation de V_f fait diminuer la température du brut réduit.

On supposera que la température du fond de tour est de 320 °C et qui sera vérifiée ensuite par le bilan thermique..

La courbe de vaporisation du BRI est déterminée à partir de sa T.B.P sous 1 atmosphère (courbe -3- en Annexe B)



La température correspondant à 4% de révaporisation sur BRI est de 370°C à 1 atmosphère (en l'absence de vapeur d'eau).

En présence de vapeur d'eau cette révaporisation se fait à 320°C mais à une pression inférieure à une atmosphère.

Pour obtenir 4% de révaporisation sur le BRI à 320°C, il est nécessaire de déplacer cette courbe de vaporisation de 370 - 320 = 50°C, ce qui correspond à une pression partielle des hydrocarbures de 0,39 atm déterminée sur l'abaque Cox (2*)

En estimant à 210 le poids moléculaire de V_f (d'après courbe - 17- PM = f (densité) en Annexe A) le nombre de molécules révaporisées est donc

$$V_f = \frac{9000}{210} = 43 \text{ kmoles} = N_{hc}$$

On utilise généralement en zone d'épuisement 4 plateaux pour améliorer la séparation.

La pression au fond de tour est

$$P_f = P_{ze} - n_f \Delta P$$

n_f : nbr de plateau théorique en zone d'épuisement

ΔP : chute de pression

$$\Delta P = 8 \text{ g/cm}^2 ; n_f = 4$$

$$P_f = 1550 - 4 \times 8 = 1517 \text{ g/cm}^2 = 1,457 \text{ atm}$$

Au fond de colonne on a un mélange de vapeur d'eau et d'hydrocarbures. La pression totale est égale à la somme des pressions partielles des 2 constituants

$$P_f = P_{hc} + P_{eau}$$

$$P_{hc} = P_f - P_{eau}$$

La pression étant relativement faible on peut considérer la vapeur d'hydrocarbures comme un gaz parfait à qui on applique la loi de Dalton

$$P_{hc} = P_f \times X_{uc}$$

avec X_{uc} : fraction molaire de la vapeur d'hydrocarbures

$$X_{hc} = \frac{N_{hc}}{N} ; P_e = P_f \times \frac{N_e}{N}$$

P_{hc} : pression partielle des hydrocarbures;

P_e : pression partielle de l'eau

N_e : nombre de moles de vapeur d'eau

N_{hc} : nombre de moles des Hydrocarbures

N : nombre de moles total

$$P_{hc} = P_f \times \frac{N_{hc}}{N} = P_f \left(\frac{N - N_e}{N} \right)$$

$$P_{hc} = 0,390 \text{ atm}$$

$$N_{hc} = 43 \text{ moles / h}$$

$$N_e = \left(\frac{P_f - P_{hc}}{P_{hc}} \right) \times N_{hc}$$

$$N_e = \left(\frac{1,45 - 0,39}{0,39} \right) \times 43 = 117,6 \text{ moles / h}$$

soit encore

$$117,6 \times 18 = 2,1 \text{ t / h}$$

Bilan thermique du fond de tour

Chaleur entrant dans le système

Produits	Débit t/h	Température °C	Nature	Enthalpie cal / kg	Chaleur th / h
BRI	87,50	330	Liquide	189	16537,5
Rze	20,0	330	Liquide	192	3840
(H ₂ O) _f	2,1	220	Vapeur	695	1459,5
TOTAL	109,6				21837,0

Chaleur sortante du système

Produits	t / h	T (°C)	Nature	cal / kg	th / h
BR	98,6		Liquide	182,7	18021
V _f	9	330	Vapeur	249	2241
(H ₂ O) _f	2,1	330	Vapeur	750	1575
TOTAL	109,7				21837

Les enthalpies des coupes pétrolières sont déterminées à partir de l'abaque général d'enthalpie des fractions pétrolières pour $K_{uop} = 12$ (3*).

L'enthalpie de la vapeur d'eau est prise sur le diagramme enthalpique de l'eau.

Le bilan thermique au fond de tour s'équilibre pour une enthalpie du brut réduit à la sortie de 182,7 cal / kg ce qui correspond à une température de fond de tour de 321°C en bon accord avec l'hypothèse.

3°) Section Soutirage Gasoil

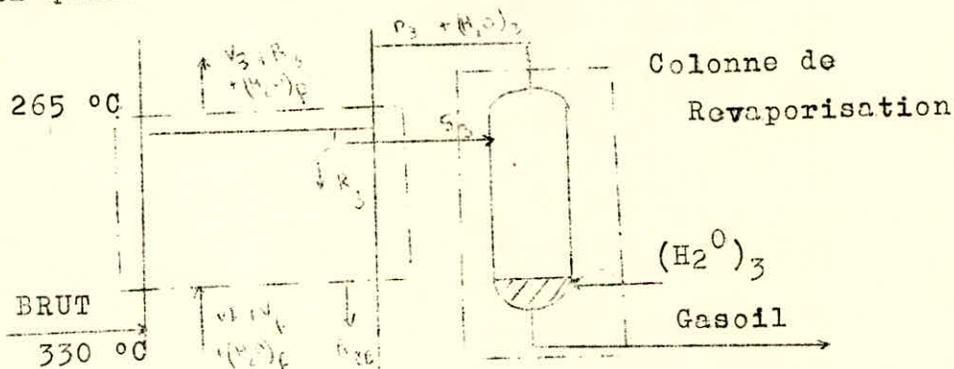
Chaque section de la colonne sera considérée comme une colonne de rectification.

Chaque soutirage contient des produits légers. Il est donc nécessaire de débarasser ces soutirages des parties légères indésirables et ainsi on pourra régler le point éclair des fractions.

Cette opération s'effectue dans des petites colonnes appelées " Strippers" annexées à la tour principale, par injection de vapeur d'eau dans le fond du Stripper.

La vapeur d'eau abaisse la pression partielle des produits légers et leur permet de se révaporer. Le mélange de vapeur d'eau et de produits légers retourne à la tour.

On commencera le calcul par la colonne de révaporisation pour déterminer la quantité soutirée S_3 de soutirage du G.O.



Circulation des produits au niveau du soutirage Gasoil

Il existe une relation simple proposée par Nelson entre la quantité révaporisée z et la quantité de vapeur d'eau injectée.

Pour une colonne de révaporisation à 3 étages théoriques cette corrélation fait l'objet de la (Fig 4 en Annexe A.

Pour une injection de 20 kg de vapeur d'eau par m^3 de G.O. soutiré on a 4% de révaporisées .

On admettra que la fraction révaporisée est constituée principalement de Kerosène.

L'établissement des bilans thermiques pour cette section nécessite une hypothèse sur la température

Cette température sera contrôlée à la fin du calcul

Hypothèse sur la température : 265 °C
 fraction révaporisée : Kérosène : 4%
 nbr de plateaux théoriques : $n = 6$

Bilan thermique de la colonne de révaporisation du Gasoil

ENTREE

Produits	Débit M ³ / h	Densité	Débit mass t/h	T(°C)	Etat	Enthal- cal/	Chaleur th/h
Gasoil	41	0,8505	35	265	Liquide	151,3	5295,5
r ₃	1,7	0,8033	1,4	265	Liquide	151,3	211,8
Soutirage S ₃	42,7		36,4				
(H ₂ O) ₃	20kg/m ³		0,8	220	Vapeur	695	556
TOTAL			37,2				6063,3

S₃ = G₀ + r₃ avec r₃ = 4% de S₃

S₃ = G₀ × $\frac{100}{96}$ (en débit)

SORTIE

Produits	Débit m ³ /h	Densité	t/h	T(°C)	Etat	cal/kg	th/h
G ₀	41	0,8505	35		Liquide	184,4	5193,3
r ₃	1,7	0,8033	1,4	265	Vapeur	210	294
(H ₂ O) ₃			0,8	265	Vapeur	720	576
TOTAL			37,2				6063,3

L'enthalpie du Gasoil à la sortie du stripper est de 148,4 cal/kg ce qui correspond à une température de 259°C sur l'abaque des enthalpies.

Détermination du reflux interne R₃ par bilan thermique de la section zone d'expansion - Gasoil

ENTREE					SORTIE				
Produits	t/h	T(°C)	cal/kg	th/h	Produits	t/h	T(°C)	cal/kg	th/h
VI	143,4	330	250	35850	V ₃	132,4	265	212	28069
V _f	99	330	246	2214	R ₃	R ₃	265	205	205R ₃
R ₃	R ₃	265	151,3	151,3R ₃	R _{ze}	20	330	195	3900
(H ₂ O) _f	2,1	330	750	1575	(H ₂ O) _f	2,1	265	720	1912
TOTAL	154,5			39639	TOTAL				33481
	R ₃			151,3R ₃					205R ₃

Bilan thermique

$$39639 + 151,3 R_3 = 33481 + 205 R_3$$

$$R_3 = 114 \text{ t/h}$$

Le liquide sur le plateau de soutirage est constitué du soutirage G0 et du Reflux interne R_3

$$S_3 + R_3 = 36,4 + 1,4 + 150,4 \text{ t/h}$$

Vapeur traversant le plateau de soutirage

$$V_3 + R_3 = 132,4 + 114 = 246,4 \text{ t/h}$$

Contrôle de la température de soutirage du G.0

J. Packie propose de considérer le soutirage à sa température de bulle sous une pression partielle correspondant à la présence d'incondensables (Vapeur)

Ces incondensables sont constitués par la somme des soutirages supérieurs à l'exception du soutirage immédiatement supérieur que l'on néglige.

$$\text{Incondensables} = \text{gaz} + \text{essence légère} + \text{essence lourde} + \text{vapeur d'eau} = 24 + 231 + 274 + 117,6 = 646 \text{ kmoles/h}$$

Nombre de moles de gasoil

$$S_3 + R_3 = \frac{150400}{260} = 578,5 \text{ kmoles/h}$$

Pression totale au niveau du soutirage

$$P_{S_3} = P_{ze} - \Delta P$$

P_{S_3} : pression totale au niveau du soutirage

P_{ze} : pression dans la zone d'expansion

n : nbr de plateaux théoriques entre la zone d'expansion et la soutirage G.0

$$\Delta P : 8 \text{ g/cm}^2$$

$$P_{S_3} = 1518 - 6 \times 8 = 1470 \text{ g/cm}^2 = 1,43 \text{ atm}$$

Pression partielle du Gasoil

$$P_{G0} = P_{S_3} \times \frac{N_{G0}}{N}$$

$$P_{G0} = 1,43 \times \frac{578,5}{646 + 578,5} = 0,675$$

On construit la courbe de flash à la pression partielle du Gasoil.

La température de soutirage sera le point initial de la courbe de flash car la fraction est soutirée à l'état liquide.

$$T = 268^\circ\text{C} \quad (\text{courbe -4- Annexe B})$$

4 °) Soutirage kérosène

Choix de la fraction réévaporisée par stripping : 5% .

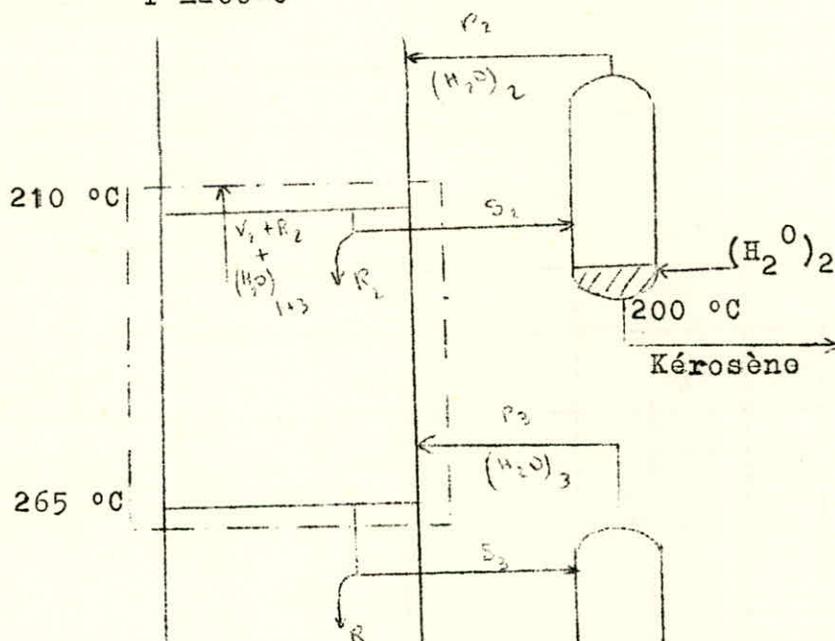
Quantité d'eau de stripping : 35 kg/m³ fraction réévaporisée : essence lourde. hypothèse sur la température de soutirage : 210°C

Nombre de plateaux théorique = 6

Bilan thermique de la colonne de réévaporisation

ENTREE						SORTIE				
Produits	m ³ /h	Densité	t/h	cal/kg	th/h	Produits	m ³ /h	t/h	cal/kg	th/h
Kérosène	52	0,8033	42	120	5040	Kérosène	52	42	117,2	4923
r ₂	2,7	0,7546	2	122	244	r ₂	2,7	2	184	368
S ₂	54,7									
(H ₂ O) ₂	35 kg/m ³		1,8	695	1251	(H ₂ O) ₂		1,8	691	1244
TOTAL			45,8		6535	TOTAL		45,8		6535

L'enthalpie du kérosène égale à 117,2 cal/kg correspond à une température de 200°C $T = 200^{\circ}\text{C}$



Circulation des produits entre les soutirages G.O et Kérosène

Bilan thermique de la Section 60 - Kérosène

Entrée				Sortie			
Produits	t/h	cal/ Kg	th/h	Pro- duits	t/h	cal/ Kg	th/ h
V ₃	132,4	212	28068,8	V ₂	97,4	184	17921,6
R ₃	116	205	23780	R ₂	R ₂	179	178 R ₂
R ₂	R ₂	120	120 R ₂	S ₃ +R ₃	152,4	151,3	23058
R ₂	1,4	210	294	(H ₂ O) _f	2	691	1382
(H ₂ O) _f	2	717	1434	(H ₂ O) ₃	0,8	691	553
(H ₂ O) ₃	0,8	717	573,6				
Total	252,6		54150,4+ 120 R ₂	Total	252,6		42914,4+ 179 R ₂

Bilan thermique

$$54150,4 + 120 R_2 = 42914,4 + 179 R_2$$

$$R_2 = 190 \text{ t/h}$$

liquide sur le plateau

$$S_2 + R_2 = 44 + 190 = 234 \text{ t/h}$$

vapeur traversant le plateau

$$V_2 + R_2 = 97,4 + 190 = 287,4 \text{ t/h}$$

Contrôle de la température

Incondensables = Gaz + essence légère + vapeur d'eau

$$= 24 + 231 + 117 + \frac{20 \times 36,4}{18} = 412,4 \text{ Kmoles/h}$$

Nombre de moles de kérosène.

$$S_2 + R_2 = \frac{234000}{192} = 1218,7 \text{ k moles /h}$$

Pression au niveau du soutirage kérosène

$$P_k = P_{60} - n \cdot P$$

$$P_k = 1470 - 6 \times 8 = 1422 \text{ g /cm}^2$$

$$= 1,37 \text{ atm}$$

FRS

SORTIE							
Produits	m ³ /h	d	t/h	T(°C)	Nature	cal/kg	th/h
Essence lourde	44	0,7546	33,2		Liquide	69	2289,5
R ₁	2,3			130	Vapeur	145	217,5
(H ₂ O) ₁	42kg/m ³			130	Vapeur	655	1179
TOTAL							3686

A partir du bilan thermique on trouve l'enthalpie de l'essence lourde à la sortie du stripper de 69 cal/kg ce qui correspond à une température de 128 °C

Bilan thermique de la section kérosène - essence lourde

ENTREE					SORTIE				
Produits	t/h	T(°C)	cal/kg	th/h	Produits	t/h	T(°C)	cal/kg	th/h
V ₂	97,4	210	184	17921,6	V ₁	55,4	130	145	8033
R ₂	190	210	179	33820	R ₁	R ₁	130	140	140R ₁
R ₁	R ₁	130	70	70R ₁	S ₂ + R ₂	234	210	120	28080
R ₂	2	210	184	368	(H ₂ O) _{f+3+2}	4,6		655	3013
(H ₂ O) _{f+3}	2,8	210	691	1934,8					
(H ₂ O) ₂	1,8	210	691	1243,8					
TOTAL	294			55288,2					39126
	R ₁ +			+ 70 R ₁					+ 140R ₁

Bilan thermique

$$55288,2 + 70 R_1 = 39126 + 140 R_1$$

$$R_1 = 230 \text{ t/h}$$

Liquide sur le plateau

$$S_1 + R_1 = 34,7 + 230 = 264,7 \text{ t/h}$$

Vapeur traversant le plateau

$$V_1 + R_1 = 55,4 + 231 = 285,4 \text{ t/h}$$

Contrôle de la température de soutirage

$$\begin{aligned} \text{Incondensables} &= \text{gaz} + \text{vapeur d'eau} \\ &= 24 + 117 + 40,4 + \frac{42 \times 34,7}{18} = 262,3 \text{ kmoles/h} \end{aligned}$$

Nombre de moles de l'essence lourde

$$S_1 + R_1 = \frac{264700}{164} = 1614 \text{ kmoles/h}$$

Préssion totale

$$\begin{aligned} P &= 1422 - 6 \times 8 = 1374 \text{ g/cm}^2 \\ &= 1,31 \text{ atm} \end{aligned}$$

Préssion partielle de l'essence lourde

$$P_e = 1,31 \times \frac{1614}{1614 + 262,3} = 1,1 \text{ atm}$$

Pour cette préssion on lit sur la (courbe -6- Annexe B) la température de bulle de l'essence lourde.

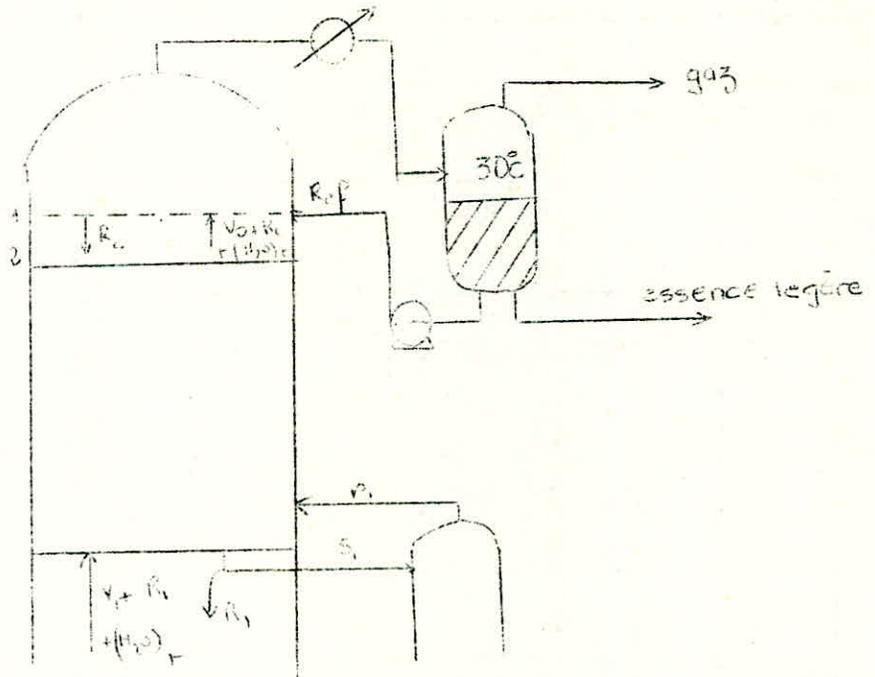
$$T = 132^\circ\text{C}$$

6°) Sommet de colonne

Hypothèse sur la température = 80°C

Température de reflux externe froid : ref = 30°C

Au niveau du 2° plateau ce reflux froid se transforme en reflux chaud R_c



Circulation des produits au sommet de colonne.

Bilan thermique du sommet de colonne au-dessus du premier plateau

ENTREE					SORTIE				
Produits	t/h	T(°C)	cal/kg	th/h	Produits	t/h	T(°C)	cal/kg	th/h
V ₁	55,4	130	145	8033	V ₀	22,2	80	125	2775
R ₁	230	130	140	32200	R _c	R _c	80	124	124R _c
(H ₂ O) _t	6,4	130	655	4192	(H ₂ O) _t	6,4	80	632	4044,8
R _c	R _c	80	43	43R _c	S ₁ + R ₁	264,7	130	70	18529
F ₁	1,5	130	143	214,9					
TOTAL	291,5 + R _c			44639,5 + 43 R _c		291,5 + R _c			25348,8 + 124 R _c

Bilan thermique

$$44639,5 + 43 R_c = 25348,8 + 124 R_c$$

$$R_c = 238 \text{ t/h}$$

Vapeur traversant le 2° plateau

$$V_0 + R_c = 22,2 + 238 = 260,2 \text{ t/h}$$

Le reflux externe froid R_{ef} rentre dans la colonne à 30°C liquide avec une enthalpie de 15 cal/kg et en sort vapeur à 80°C avec une enthalpie de 125 cal/kg

$$R_c (124 - 43) = R_{ef} (125 - 15)$$

$$R_{ef} = R_c \frac{124 - 43}{125 - 15} = 238 \times \frac{81}{110} = 180 \text{ t/h}$$

Vapeur dans la ligne de tête

$$V_0 + R_{ef} = 22,2 + 180 = 200 \text{ t/h}$$

Bilan du condenseur

$$Q_c = (R_{ef} + \text{essence légère}) (H'_{ts} - H'_{tb}) + \text{gaz} (H''_{ts} - H''_{tb}) + (H_2O)_v (H'''_{ts} - H'''_{tb})$$

tel que H_{ts} : enthalpie du produit à la température du sommet (80°C)

H_{tb} : enthalpie du produit à la température du ballon (30°C)

$$Q_c = (180 + 20,8) (120 - 15) + 1,2 (128 - 104) + 6,4 \\ (632 - 30) = 21084 \quad + \quad 28,8 \quad + \quad 3852,8$$

$$Q_c = 24965,6 \text{ th/h}$$

Cette charge Q_c ne tient pas compte du reflux circulant intermédiaire.

En faisant travailler l'eau de réfrigération entre 20 et 40°C on a un débit d'eau sur le condenseur.

$$\text{débit} \quad \frac{24965,6}{20} = 1248 \text{ m}^3/\text{h}$$

Contrôle de la température de tête
incondensables $\frac{6400}{18} = 355,5 \text{ kmoles/h}$

hydrocarbures
 $Q_{ref} + R_{ref} \frac{200000}{90} = 2266,6 \text{ kmoles/h}$

$$\text{Préssion totale} = 1422 - 7 \times 8 = 1366 \text{ g/cm}^2 = 1,23 \text{ atm}$$

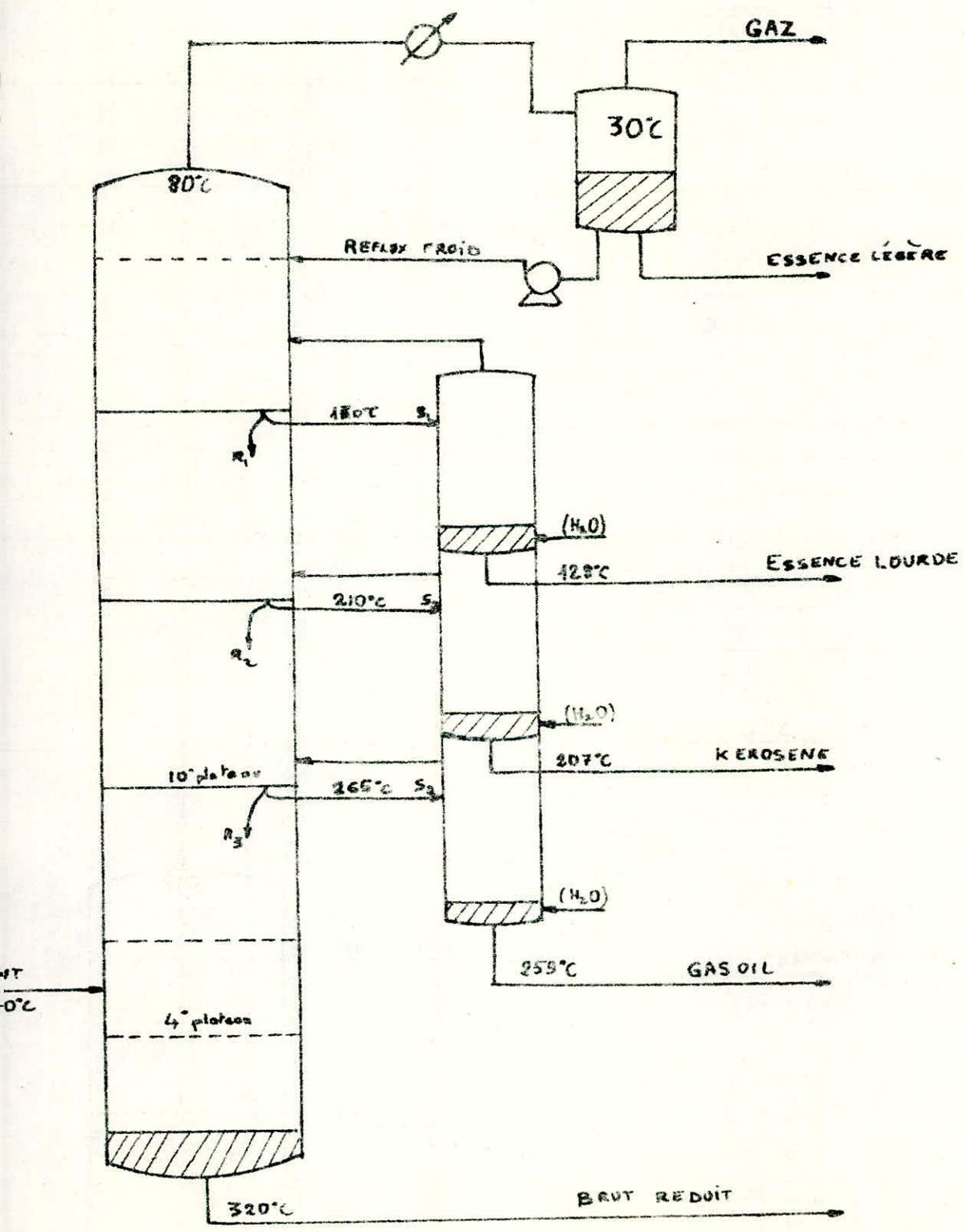
Préssion partielle des HC

$$P_e = 1,23 \frac{2866,2}{2266,6 + 355,5} = 1,06 \text{ atm}$$

La température de tête de colonne est la température de rosée du mélange d'hydrocarbures passant en tête, à leur préssion partielle dans le mélange hydrocarbure et vapeur d'eau.

La température de rosée est fournie par la courbe de flash, c'est le point final de cette courbe

$$T_s = 76^\circ\text{C} \quad (\text{voir courbe -7- en Annexe B})$$



BILAN GENERAL DE LA COLONNE

ENTREE				SORTIE			
Pro- duits	t/h	cal/ kg	th / h	Produits	t / h	cal/Kg	th/ h
VI	143,4	250	35850	Brut réduit	98,6	182,7	18021
BRI	87,5	189	16537,5	Gazoil	35	148	5193,3
				Kérosène	42	117,2	4923
				ess.lourde	33,2	69,	2289,5
Vapeur d'eau	6,4	695	4448	ess.légère	20,8	15	315
				Gaz	1,2	104	124,8
				Eau	6,4	30	192
				Q _c			24965,
Total			56835,5	Total			56023,6

Sélectivité du Fractionnement.

J. Packie () propose une corrélation expérimentale permettant d'évaluer la qualité du fractionnement en estimant la valeur du gap ou l'overlap (95% - 5% ASTM) entre 2 coupes successives en fonction de F (fig 5 et 6)

$$F = n \cdot R$$

n : nombre de plateaux théoriques

R : taux de reflux

et de la différence entre les points 50% A.S.T.M de la coupe lourde et de l'ensemble des soutirages plus légers.

$$R = \frac{R_i}{L_i}$$

Les courbes établies par J.Packie correspondantes à F en fonction du gap ou overlap sont données en Annexe B.

	Essence légère - Essence lourde	Essence lourde - Kérosène	Kérosène - Gasoil
Nombre de plateaux	6	6	6
Reflux interne Ri (m ³ /h)	Rc = 351	R ₁ = 304,8	R ₂ = 236,5
Somme des soutirages (s) :	33	77	129
Taux de reflux	10,6	4	1,8
F = n · R	63,6	24	10,8
Pt 50% T.B.P de Si + 1 (°C)	144	226	306
Pt 50% T.B.P de Si (°C)	74	120	180
Différence des points 50 %	70	106	126
D escalers (°C)	18-3=15	17-3=14	13-3=10°C

On obtient des gap assez élevés pour les différents produits donc le nombre de plateaux pris initialement à priori est suffisant pour obtenir une bonne qualité de fractionnement. Les températures des points 50% de Si+1 et Si sont déterminées en Annexe B.

REFLUX CIRCULANT INTERMEDIAIRE

Reportant les différents débits liquide et vapeur circulant le long de la colonne sur un graphique Fig-8-en Annexe B.

On remarque l'inégalité des charges des différents plateaux de Soutirage.

Par exemple au plateau de soutirage de l'essence lourde on a 264,7 t/h de liquide et 285,4t/h de vapeur tandis qu'au plateau du G.O on a 150,4t/h de liquide et 246,4t/h de vapeur.

Pour mieux répartir la charge des plateaux il est possible d'extraire une certaine quantité de chaleur à différents niveaux au lieu d'éliminer la totalité de la chaleur au sommet.

Ceci permet de diminuer et d'équilibrer les débits dans chaque section, c'est le rôle du reflux circulant intermédiaire.

Le reflux circulant intermédiaire consiste en un soutirage de liquide chaud à un niveau de la colonne.

Ce soutirage est refroidi puis réintroduit dans la colonne à 3 ou 4 plateaux d'intervalle.

On extrait ainsi à ce niveau une quantité de chaleur. Ceci diminuera le condenseur de tête et les débits liquide et vapeur en tête.

En dessous du reflux circulant, les débits liquide et vapeur ne sont pas modifiés si les conditions d'alimentation restent constantes.

En général on soutire ce reflux circulant à un niveau de température élevé.

La quantité de chaleur extraite permet de préchauffer le brut initial.

Dans notre cas, on pourra retirer 30t/h au niveau du Gazoil que l'on réintroduira 3 Plateaux au-dessus à 170°C après passage dans un échangeur.

La quantité de chaleur à éliminé à ce niveau est

$$q = D (h_{265^{\circ}\text{C}} - h_{170^{\circ}\text{C}}) \quad D = 30 \text{ t/h}$$

$h_{265^{\circ}\text{C}}$ enthalpie du G.O à 265°C

$H_{170^{\circ}\text{C}}$: enthalpie du G.O à 170°C

$$q = 30 (152 - 90) = 1860 \text{ th /h}$$

Les débits liquide et vapeur au-dessus du gazoil se trouvent réduits dans une proportion correspondant à cette quantité de chaleur q.

Ainsi au niveau de chaque soutirage les charges se réduisent d'une quantité $q / \Delta H$

Nouvelle distribution

a) Niveau Kérosène

$$\text{Liquide : } (R_2 + S_2) - D_2$$

$$\text{tel que } D_2 = \frac{q}{H_v - H_l}$$

(Une quantité de vapeur de kérosène montant du plateau G.O se condense au contact du reflux circulant et retourne vers le plateau du G.O sous forme liquide. Les débits liquides et vapeur du kérosène seront alors réduits)

Liquide : $(52 + R_2) = 234 - 1860/179-120 = 202,5 \text{ t/h}$

Reflux : $R_2 = 190 - 1860/179-120 = 158,5 \text{ t/h}$

Vapeur = Σ soutirages + $R_2 = 97,4 + 158,5 = 255,9 \text{ t/h}$

b) Niveau essence lourde

Liquide $(S_1 + R_1) : 264,7 - 1860/140-70 = 238 \text{ t/h}$

Reflux $R_1 : 230 - 1860/140-70 = 203,4 \text{ t/h}$

Vapeur $(V_1 + R_1) : 55,4 + 203,4 = 258,8 \text{ t/h}$

c) Niveau sommet.

Reflux de tête : $Ref = 180 - 1860/125-15 = 163 \text{ t/h}$

Vapeur de tête : $V_0 + Ref = 22,2 + 163 = 185,2 \text{ t/h}$

d) Niveau : 2ème Plateau

Reflux chaud : $R_c = 238 - 1860/124-43 = 215 \text{ t/h}$

Vapeur $(V_0 + R_c) = 22,2 + 215 \text{ t/h} = 237,2 \text{ t/h}$

Ces nouvelles valeurs de débits liquide et vapeur montrent que la charge des plateaux est devenue plus homogène et que le débit vapeur maximal a diminué.

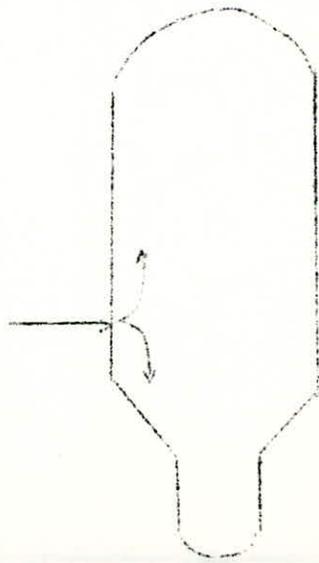
Le débit de vapeur maximal est au niveau de l'essence lourde

$$V_1 + R_1 = 258,8 \text{ t / h.}$$

Le diamètre de la colonne sera calculé pour un débit v vapeur de 258,8 t/h au dessus de l'alimentation

Pour le fond de colonne on aura un diamètre plus petit du fait du débit de vapeur nettement inférieur aux autres débits

Donc la colonne sera de la forme



DIMENSION DE LA COLONNE

Diamètres de la colonne

La colonne comportera deux diamètres l'un pour la rectification, l'autre pour l'épuisement.

Le diamètre de la colonne sera fixé par l'étude hydrodynamique du plateau et aussi par le débit de vapeur maximal.

Le plateau le plus chargé est celui de l'essence lourde

$$S_1 + R_1 + (H_{20})_{f+3+2} = 158,8 + 4,6$$

Estimation du diamètre

$$D_{\text{mini}} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \frac{W_v}{c \sqrt{\rho_v (\rho_l - \rho_v)}}$$

W_v : débit massique de vapeur en kg/h

ρ_l : masse volumique du liquide en kg/m³

ρ_v : masse volumique de la vapeur en kg/m³

c : coefficient dépendant de la distance entre plateaux et de la tension superficielle du liquide

Pour éviter les calculs on utilisera un abaque par point alignés établis par WUITHIER (fig 7)

A) Calcul des diamètres de la colonne

a) Diamètre Supérieur

Pour utiliser l'abaque il faudra connaître P_l , P_v , $P_l - P_v$, W_v , tension superficielle du liquide, distance entreplateaux.

Toutes ces valeurs seront calculées en Annexe B.

Le débit de vapeur d'hydrocarbures maximun est au niveau du plateau de soutirage de l'essence lourde.

$$W_v = 258800 \text{ t/h}$$

Masse volumique de l'essence lourde

$$\rho_l = 661,1 \text{ Kg/m}^3 \quad \text{voir annexe B}$$

Masse volumique de la vapeur

$$\rho_v = 16,3 \text{ kg / m}^3$$

$$\rho_l - \rho_v = 661,1 - 16,3 = 644,8 \text{ kg / m}^3$$

Utilisation de l'abaque par point alignés.

$$\rho_v = 16,3 \quad \textcircled{1}$$

$$\rho_l - \rho_v = 644,8 \quad \textcircled{2}$$

$$T = 65 \text{ cm} \quad (\text{distance entre plateaux})$$

$$T_s = 13 \text{ dy / cm} \quad (4)$$

$$\text{Débit massique de vapeur} \quad (6)$$

$$258,8 + 6,4 = 265,2 \text{ t / h}$$

On trouve

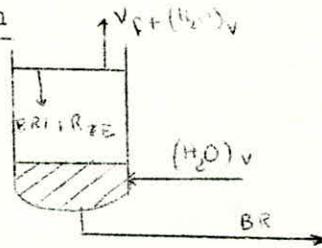
$$D_s = 4,2 \text{ m}$$

b) Diamètre inférieur

Le débit de vapeur minimum est au fond de tour
 = débit de vapeur d' HC + débit de vapeur d'eau

$$G_v = 9 + 2,1 = 11,1 \text{ t / h}$$

Fond de colonne



Masse volumique du liquide

$$\rho_l = 745,40 \text{ kg / m}^3$$

Masse volumique de la vapeur.

$$\rho_v = 2,07 \text{ kg / m}^3$$

$$\rho_l - \rho_v = 745,40 - 2,07 = 743,33 \text{ kg / m}^3 \quad 2$$

$$\text{Distance entre plateau} = 60 \text{ cm} \quad 4$$

$$\text{Tension superficielle} = 17 \text{ dynes / cm}$$

$$\text{Débit vapeur} = 11100 \text{ kg / h}$$

$$D_i = 1,5 \text{ m} \quad (\text{ voir schéma de la colonne })$$

B) Hauteur de la colonne

Pour déterminer la hauteur de la hauteur de la colonne
 il faut connaître le nombre de plateaux réels.

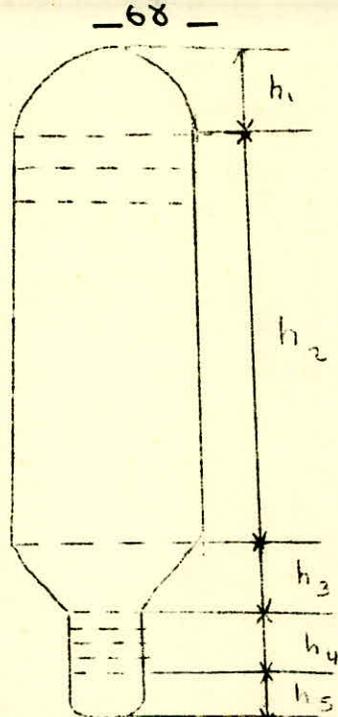
Efficacité des plateaux

$$e = \frac{\text{nombre de plateaux théoriques}}{\text{nombre de plateaux réels}} = \frac{n'}{n}$$

Dans les calculs préliminaires on prend une efficacité
 de 50 % pour les plateaux des colonnes de distillation

$$\frac{n'}{n} = 0,5$$

$$n = \frac{n'}{0,5}$$



h_2 : hauteur de la zone de rectification

$$h_2 = (N_2 - 1) \times L$$

N_2 = nombre de plateaux réels dans la zone de rectification

L = distance entre deux plateaux

$$h_2 = \frac{(24 - 1)}{0,5} \times 0,65 = 30,55 \text{ m}$$

h_4 = hauteur de la zone d'épuisement

$$h_4 = (N_4 - 1) \times L$$

N_4 : nombre de plateaux dans la zone d'épuisement

$$N_4 = \frac{4}{0,5} = 8$$

$$h_4 = (8 - 1) \times 0,60 = 4,2 \text{ m}$$

h_3 : hauteur de la zone d'expansion

$$h_3 = 2 \text{ m}$$

h_1 = Tête de colonne

$$h_1 = 1,5 \text{ m}$$

h_5 = fond de colonne

$$h_5 = 0,72 \text{ m}$$

Hauteur totale de la colonne :

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 =$$

39 m.

C. Plateau à barbotage.

La réalisation du contact liquide - Vapeur est effectuée sur des plateaux.

Il existe plusieurs types de plateaux parmi lesquels les plus courant sont :

- Plateaux à calottes
- Plateaux à clapets
- Plateaux perforés.

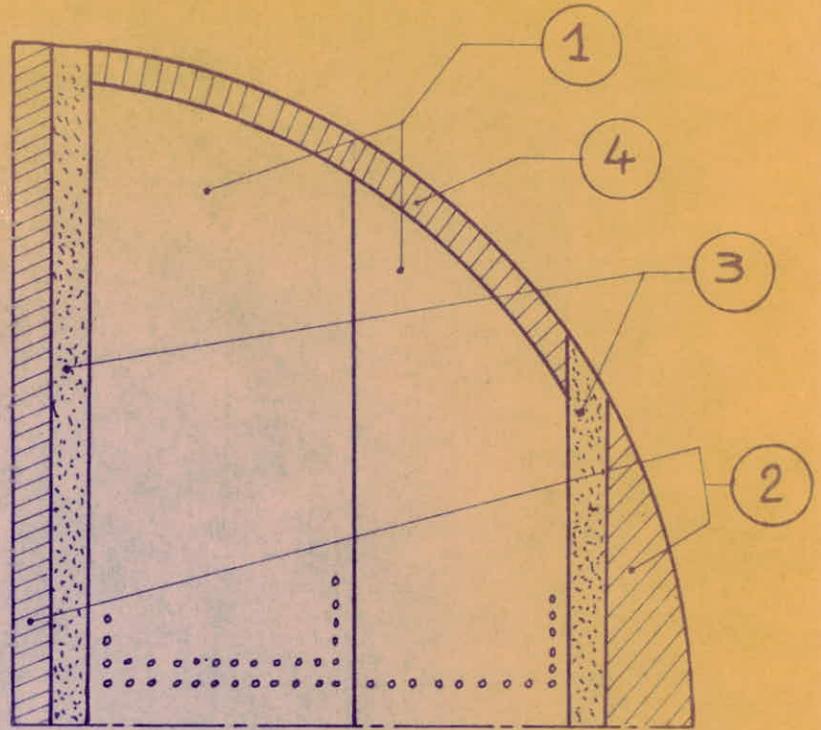
Industriellement les plus utilisés sont les plateaux à clapets.

Le choix du types de plateaux est déterminé en fonction du débit liquide $260 \text{ m}^3/\text{h}$

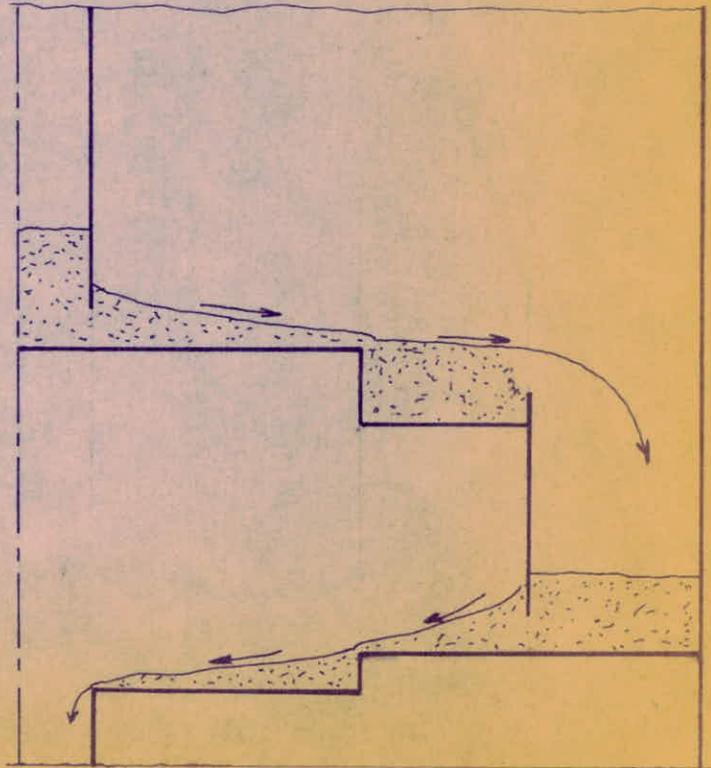
Pour un débit compris entre 250 et $400 \text{ m}^3/\text{h}$ on utilise des plateaux à double-passes et cascade
[voir Schéma]

Dans notre cas le débit liquide maximum est égal à

DESSIN D'UN PLATEAU A 2 PASSES ET CASCADE



N°	DESIGNATION
1	AIRE ALLOUEE AUX CLAPETS
2	AIRE DE DESCENTE
3	AIRE DE DISTRIBUTION LIQUIDE
4	PERTES LATERALES



R E C U P E R A T I O N

D E

C H A L E U R

3^{ème} PARTIE

INTRODUCTION.

Echangeur Essence lourde - Brut

Echangeur Kérosène - Brut

Echangeur Gasoil - Brut

Echangeur Reflux - Brut

Echangeur Brut Réduit - Brut

Echangeur à Eau du Kérosène

Echangeur à Eau du Gasoil

Puissance du Four

INTRODUCTION :

L'unité de distillation nécessite des quantités importantes d'énergie calorifique pour obtenir le gradient de température qui permettra le fractionnement.

Le cycle thermique de l'unité consiste à porter l'alimentation à haute température, puis à refroidir les produits obtenus à une température suffisamment basse permettant de les envoyer au stockage.

La valeur des calories libérées au four de chauffage de la charge constitue un des éléments essentiels du prix de revient de la fabrication.

On peut réduire le poste du four en réalisant un circuit de récupération de chaleur entre l'alimentation froide et les éfluents chauds de l'installation.

L'équipement de récupération est constitué par des appareils tubulaires d'échange de chaleur [Fig en Annexe]

Le but de cette partie est de calculer ces échangeurs de chaleur. La méthode de calcul utilisée est celle de KERN.(2)

Dans les différents calculs nous avons surtout essayé de réduire la résistance, thermique et les pertes de charge dans l'appareil.

Dans tout calcul d'échangeur de chaleur, il ne faut pas oublier que le but est d'obtenir la récupération d'une certaine quantité de chaleur dans des conditions économiques optimales.

La dualité transfert de chaleur-perte de charge domine tout le problème.

ECHANGEURS DE LA SECTION 100

Echan-geurs	Produit dans le faisceau	Produit dans la calandre	nombre de tubes	nombre de passe (nt)	diamètre de la calandre D_c (cm)	B (cm)	$10^4 R_s H.$ $m^2 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{Kca}$
E 101	Brut	essence lourde	640	2	78,8	30	4,7
E 102	Brut	Kérosène	914	2	94	30	5,7
E 103	Kérosène	Eau	166	2	43,9	30	4,4
E 104	Brut	Gasoil	886	4	94	30	6,4
E 105	Gasoil	Eau	124	2	38,7	30	2,2
E 106	Brut	Reflux	220	2	48,9	50	9,8
A ^{E 107} ou B	Brut réduit	Brut	640	2	78,8	30	4,5

Caractéristiques d'utilisation des échangeurs de brut.

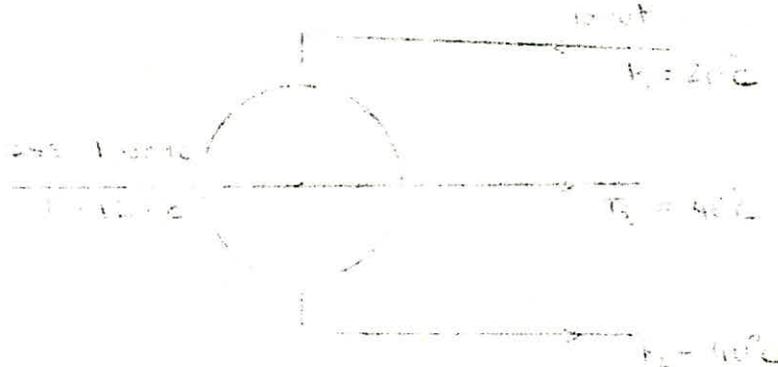
	E 101	E 102	E 104	E 106	E 107
Us kcal/h.m ² °C	185,6	189,2	191,6	244	201
$R_s, 10^4 \text{ h.m}^2/\text{kcal}$	4,7	5,7	6,4	9,8	4,5
Faisceau Δp_t (g/cm ²)	327	170	392	50	90
Calandre Δp_c (g/cm ²)	36	84	46	96	107

Calcul d'échangeur à Faisceau et calandre

METHODE DE KERN

ECHANGEUR : BRUT - ESSENCE LOURDE

E 101



Caractéristiques des fluides circulants

<u>Fluide 1 :</u>	<u>Pétrole brut</u>	<u>Fluide 2 :</u>	<u>Essence lourde</u>
débit :	231 t/h	débit :	33,2 t/h
densité :	0,8395	densité :	0,7546
viscosité			
ssu à 100°F =	40,2		
ssu à 210°F =	34,2		
		poids moléculaire =	121

1°) Bilan thermique

$$Q = M (h_1 - h_2) = M' (h_2' - h_1')$$

La quantité de chaleur Q perdue par le fluide chaud (1) est égale à celle prise par le fluide froid (2) M, M' débits massiques horaires de l'essence lourde et du brut.

Le fluide (1) entre à $T_1 = 128^\circ\text{C}$ dans l'échangeur de chaleur et sort à $T_2 = 30^\circ\text{C}$. IL est ensuite envoyé au stockage le fluide (2) entre à $t_1 = 20^\circ\text{C}$ dans l'échangeur et sort à T_2

Par bilan thermique, on déterminera l'enthalpie h_2' du fluide (2) à la sortie de l'échangeur

$$M (h_1 - h_2) = M' (h_2' - h_1')$$

$$33,2 (70 - 20) = 231 (h_2' - 10)$$

$$h_2' = \frac{M}{M'} (h_1 - h_2) + h_1'$$

h_1 , h_2 et h_1' sont déterminées à partir de l'abaque d'enthalpie des fractions pétrolières à l'aide de la densité du fluide, de son K_{hop} et de la température.

Cet abaque est donné par 1

Fluide	densité	Température °C	enthalpie /kg
1	0,7546	T ₁ = 128 T ₂ = 40	h ₁ = 70 h ₂ = 20
2	0,8395	t ₁ = 20 t ₂ = 40°C	h ₁ ' = 10 h ₂ ' = 18

$h_2' = 17 \text{ kcal/kg}$ correspond à $t_2 = 40^\circ\text{C}$ sur l'abaque des enthalpies:

2°) Calcul de la D.T.L.M

$$DTLM = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 128 - 40 = 88^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 40 - 20 = 20$$

$$DTLM = \frac{88 - 20}{\ln \frac{88}{20}} = 46^\circ\text{C}$$

3°) Détermination du nombre de passe N_c

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{128 - 40}{40 - 20} = 4,4$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{40 - 20}{128 - 20} = 0,18$$

Le terme E caractérise le rendement de l'échange. La limite supérieure de la température de sortie t_2 du fluide froid est égale à T_1 température d'entrée du fluide chaud

$$E = \frac{(t_2 - t_1) MC}{(T_1 - t_1) mc} = \frac{\text{chaleur échangée}}{\text{chaleur maximal échangeable}}$$

Ces valeurs R et E reportées sur l'abaque établi par (1) donnent $F = 0,85$ et $N_c = 1$
F mesure l'efficacité de l'appareil par rapport au contre courant pur.

$N_c = 1$: l'échangeur utilisé aura une passe côté calandre et 2 passes ou plus côté tube.

4°) Choix de l'appareil

La surface d'échange est

$$A = \frac{Q}{U \Delta T_{\text{moyen}}} \quad \text{avec } \Delta T_{\text{moyen}} = F \cdot (\text{DTLM})$$

$$A = \frac{Q}{UF \text{DTLM}}$$

La surface d'échange est calculée pour la valeur minimale du coefficient de transfert quand l'échangeur est sale.

L'expérience industrielle a permis d'établir des valeurs moyenne du coefficient de transfert de chaleur sale U_S en fonction de la nature des fluides en circulation et de leur rôle en chauffage ou refroidissement.

Le tableur des valeurs U_S (2*) est fonction de la viscosité des fluides. On peut considérer que l'essence burde est constituée d'hydrocarbures légers (10 cpo) et que le brut est constitué d'hydrocarbures lourds (100 cpo)

Le coefficient de transfert sale pour ces deux catégories d'hydrocarbures est estimé entre 50 - 200 $\text{Kcal} / \text{m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C}$.

Pour les calculs on prend $U'_S = 200 \text{ Kcal} / \text{m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C}$

Estimation de la surface d'échange

$$A' = \frac{Q}{U'_S F \text{DTLM}}$$

$$A' = \frac{33200 (70 - 20)}{200 \times 0,85 \times 46} = 212 \text{ m}^2$$

Choix des dimensions des tubes

Industriellement le diamètre extérieur des tubes est pris égal à $\frac{3}{4}$ éche = 1,905 cm

Les épaisseurs des tubes sont normalisés selon le calibre BWG

On utilise le plus couramment des tubes 12, 14 et 16 BWG dans des longueurs de 8, 12, 16, et 20 feet. On choisira dans notre cas 14 BWG.

En raffinerie on utilise la disposition carré afin d'espacer les arrêts pour nettoyage et aussi pour qu'ils puissent être nettoyés par des moyens mécaniques au cas où les moyens chimiques seraient inefficaces.

Dans le calcul des différents échangeurs on essaiera de standardiser les tubes c'est-à-dire d'utiliser la même longueur et les mêmes diamètres extérieurs et intérieur des tubes.

Longueur des tubes : $l = 20 \text{ feet} = 6 \text{ m}$
 diamètre intérieur 14 BWG $d_i = 1,483 \text{ cm}$
 diamètre extérieur $\frac{3}{4}$ $d_o = 1,905 \text{ cm}$

disposition des tubes en carré
Pas carré normal

$$P = 1'' = 2,54 \text{ cm}$$

surface d'échange d'un tube

$$A = \pi d_o l$$

$$A = \pi \times 1,9 \times 610^{-2} = 0,357 \text{ cm}^2$$

estimation du nombre de tubes par calandre

$$N'_t = \frac{A'}{a \times n_c}$$

$$N'_t = \frac{212}{0,357 \times 1} = 594$$

Choix de l'appareil donnant N_t le plus voisin possible de N'_t

Le choix de N_t est donné dans le tableau (4*) en fonction de la disposition des tubes et de la valeur du pas. On trouve:

$$N_t = 640 \text{ correspondant à } n_t = 2 \text{ et } D_c = 78,8 \text{ cm}$$

D_c diamètre de la calandre

n_t nombre de passes côté tube

N_t nombre de tubes du faisceau

5°) Détermination de U_s de l'appareil

$$U_s = U'_s \times \frac{N'_t}{N_t}$$

$$U_s = 200 \times \frac{594}{640} = 185,6 \text{ kcal/cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

6 °) Choix de l'emplacement des fluides à l'intérieur du faisceau et dans la calandre.

La mise en place des fluides à l'intérieur ou à l'extérieur des tubes dépend de leur caractère salissant. c'est-à-dire de la viscosité des fluides.

Le fluide le plus sale circule à l'intérieur des tubes. Le brut sera dans le faisceau.

L'assesse lourde sera dans la calandre.

7 °) Températures calorifiques

$$t_c = t_f + F_c (t_2 - t_1)$$

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2)$$

On calcul F_c de la façon suivante

$$F_c = \frac{DTLM - \Delta t_{\text{froid}}}{\Delta t_{\text{chaud}} - \Delta t_{\text{froid}}}$$

$$\Delta t_{\text{froid}} = T_2 - t_1 = 40 - 20 = 20 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{\text{chaud}} = T_1 - t_2 = 128 - 40 = 88 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$F_c = \frac{46 - 20}{88 - 20} = 0,38$$

$$t_c = 20 + 0,38 (40 - 20) = 27,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_c = 40 + 0,38 (128 - 40) = 73,4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

8 °) Calcul du coefficient de transfert propre U_p

FAISCEAU

Section par passe

$$a_t = \frac{N}{n_t} \times \dots \times \frac{1}{4}$$

$$a_t = \frac{640}{2} \times \dots \times \left(\frac{1,48}{4} \right)^2 = 0,055 \text{ m}^2$$

Vitesse massique

Caractéristiques du fluide (2) à $t_c = 27 \text{ } ^\circ\text{C}$

chaleur spécifique à t_c

$$c' = 0,46 \text{ kcal / kg } ^\circ\text{C (5)}$$

conductivité thermique

$$\lambda = 0,118 \text{ kcal / m h } ^\circ\text{C}$$

densité

$$d' = 0,8395$$

viscosité dynamique

On a les données suivantes pour le brut

ssu à 100 °F = 40,2 qui correspond à 4,4 est
 ssu à 210 °F = 34,2 qui correspond à 2,8 centistokes.

La viscosité cinématique est connue à deux températures. Dans ce cas (MAXWELL) à établi un abaque permettant de tracer linéairement la courbe viscosité = f (température) passant par les deux valeurs connues (6*) on lit alors pour $t = 27 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$\nu' = 5 \text{ centistokes}$$

$$\mu' = \nu' d'$$

$$\mu' = 5 \times 0,8395 \times 3,6 = 15,11 \text{ kg / m h}$$

Nombre de Reynolds

$$Re_f = \frac{d_i G_w}{\mu} = \frac{1,4810^{-2} \times 4,210^6}{15,11} = 4113$$

$$j_h = \frac{(h_i d_i)}{\lambda} \frac{(c \rho)^{-1/3}}{\lambda} Q_t^{-1}$$

En reportant la valeur de Re_t sur l'abaque $j_h = f(Re_t)$

On trouve :

$$j_h = 15 \text{ et } f = 0,020$$

$$\frac{h_i}{Q_t} = j_h \times \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{c \rho}{\lambda} \right)^{1/3}$$

$$h_i = 15 \times \frac{0,118}{1,4810} \left(\frac{0,46 \times 15,11}{0,118} \right)^{1/3} = 459$$

$$\frac{h_{i0}}{Q_t} = \left(\frac{h_i}{Q_t} \right) \times \frac{d_i}{d_o} = 459 \times \frac{1,48}{1,90} = 358$$

Calandre

Section par calandre

$$a_{ct} = \frac{d_c}{c} (p - d_o) \cdot B$$

$$a_{ct} = \frac{p}{2,54} 78,8 \times (2,54 - 1,90) \times 30 = 0,0595 \text{ m}^2$$

Vitesse massique

$$G_{ct} = \frac{M}{a_{ct}} = \frac{33200}{0,0595} = 557983 \text{ Kg / m}^2 \text{ h}$$

Diamètre équivalent.

$$D_e = \frac{4p^2}{\pi d_o} - d_o = \frac{4 \times (2,54)^2}{\pi \times 1,9} - 1,9 = 2,42 \text{ cm}$$

Caractérisation du fluide (1) essence lourde à $T_c = 62^\circ\text{C}$

Chaleur spécifique

$$c = 0,55 \text{ kcal / Kg } ^\circ\text{C} \quad (8^*)$$

Conductivité thermique

$$\lambda = 0,113 \text{ Kcal / m.h}^\circ\text{C} \quad (9^*)$$

Densité.

On approxime la spécificy-gravity à la d_4^{20}
La variation de la densité en fonction de la température est sous la forme suivante.

$$d = d_4^{20} - k (T_c - 20)$$

$$d = 0,7546 - 0,00085 (62 - 20) = 0,7189$$

$$d = 0,7189$$

Détermination de la viscosité dynamique

$$\mu = \nu d$$

μ = viscosité dynamique

ν = viscosité cinématique

Par manque de données on ne peut qu'estimer la valeur de ν pour l'essence lourde.

La viscosité des fractions pétrolières liquides est en relation avec le poids moléculaire.

Watson et Hougen ont proposé une corrélation (10*)

PM de l'essence lourde = 121 ce qui correspond à un hydrocarbure en $C_{10}H_{20}$

à $T_c = 62^\circ C$ on trouve $\nu = 0,62$ Centistokes pour $C_{10}H_{20}$

$$\mu = \nu d$$
$$\mu = 0,62 \times 0,7189 \times 3,6 = 1,6 \text{ kg/m.h}$$

Nombre de Reynolds

$$Re_c = \frac{D_e Q_{ct}}{\mu} = \frac{2,42 \cdot 10^{-2} \times 557983}{1,6} = 8439$$

$$j'_h = 45 \text{ (11*)}$$

coefficient de friction

$$f' = 0,15$$

$$\frac{h_o}{\mu} = j'_h \times \lambda^{1/3} \left(\frac{c' \mu}{\mu} \right)^{1/3}$$
$$\frac{h_o}{\mu} = 45 \times \frac{0,113}{2,4210} \left(\frac{0,55 \times 1,6}{0,113} \right)^{1/3} = 460$$

Température de tube.

$$t_t = T_c - \frac{h_{io}/Q_t}{h_o + h_{io}/Q_t} (T_c - t_c)$$

$$t_t = 73,4 - \frac{358}{358+460} (73,4 - 27,6) = 53,3 \text{ }^\circ C$$

Détermination de Q_c

$$Q_c = () 0,14$$
$$\mu_c = 0,68 \text{ cst ; } d_c = 0,7262$$
$$\mu_c = 0,68 \times 0,7262 \times 3,6 = 1,77 \text{ kg/m.h}$$
$$Q_c = \frac{(c' \mu_c)}{1,77} 0,14 = 0,98$$

$$h_o = \frac{(h_c)}{Q_c} \times Q_c = 460 \times 0,98 =$$

Détermination de Q_t

$$Q_t = () 0,14$$

$$\mu_t = \nu_t \times d_t$$

$$\nu_t = 3,8 \text{ cost ; } d_t = 0,83$$

$$\mu_t = 3,8 \times 0,83 \times 3,6 = 11,36 \text{ kg/m.h}$$

$$Q_t = \frac{(15,11)}{11,36} 0,14 = 1,04$$

$$h_{i0} = \left(\frac{h_{i0}}{Q_t} \right) \times Q_t = 358 \times 1,04 = 372,3$$

Coéfficient de transfert propre.

$$U_p = \frac{h_o \times h_{i0}}{h_o + h_{i0}}$$

$$U_p = \frac{450,8 \times 372,3}{450,8 + 372,3} = 204$$

9°) Résistance d'encrassement

$$R_s = U_p - U_s \quad U_s = 186$$

$$R_s = \frac{204 - 186}{204 \times 186} = \frac{4,7 \cdot 10^{-4} \text{ h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/kcal}}{204 \times 186}$$

Résistance admissible

$$R_{sm} = 2 + 4 \times 1,9 = 7,1 \cdot 10^{-4} \text{ h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} / \text{Kcal}$$

$$R_s < R_{sMax}$$

10°) Perte de charge

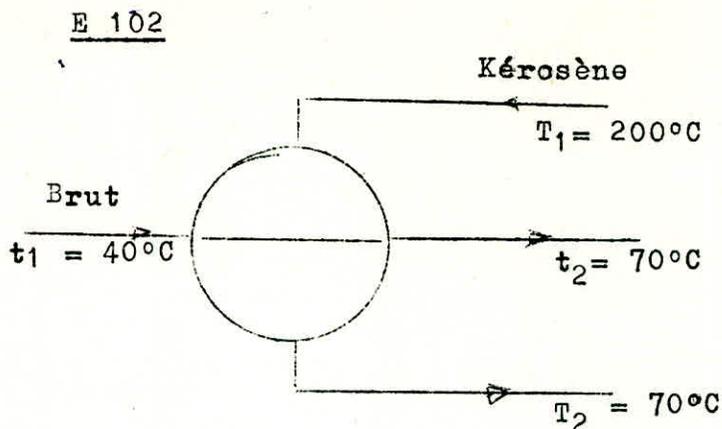
<u>Faisceau</u>
$n_c = 1$
$n_t = 2$
$Gt = 4,2 \cdot 10^6$
$f_t = 0,021$
$p = \frac{1 \times 2 \times (4,2)^2 \cdot 10^{12} \cdot 0,021 \times 600 + 2}{1,271 \times 10^{15} \times 0,83 \cdot 1,48 \times 1,04}$

$$\Delta P_t = 327 \text{ g} / \text{cm}^2$$

<u>Calandre</u>
$f_c = 0,15$
$n_c = \frac{600}{30} = \frac{2}{B}$
$D_c = 78,8 \text{ cm}$
$G_c = 5,6 \cdot 10^5$
$P_c = \frac{1 \times 0,15(20+1) \times 78,8 \times (5,6)^2 \cdot 10^{10}}{1,271 \times 10^{15} \times 0,726 \times 2,42 \times 0,92}$

$$\Delta P_c = 36 \text{ g} / \text{cm}^2$$

Echangeur Brut - Kérosène



1°) Bilan thermique

$$Q = 42 (112 - 30) = 231 (h_2' - 17)$$

$$h_2' = 32 \text{ cal / kg} \implies t_2 = 70^\circ\text{C}$$

2°) DTLM = 68°C

3°) Nombre de passes n_c

$$R = 4,3 \implies F = 0,82$$

$$E = 0,18 \implies n_c = 1$$

Choix de l'appareil

$$100 < U_s' < 300$$

$$\text{En prend } U_s' = 200$$

$$A' = 309 \text{ m}^2$$

Dimension des tubes

$$l = 6 \text{ m}$$

$$d_o = 1,9 \text{ cm}$$

$$d_i = 1,48$$

$$P = 2,54 \text{ cm}$$

$$a = 0,357 \text{ m}^2$$

Choix de la calandre

$$N_t = 914$$

$$D_c = 94 \text{ cm}$$

$$n_t = 2$$

5°) Températures calorifique

$$F_c = 0,39$$

$$T_c = 121^\circ\text{C}$$

$$t_c = 52^\circ\text{C}$$

6°) Caractéristiques des fluides aux températures calorifiques

Faisceau : brut

$$c = 0,49$$

$$d = 0,8178$$

$$\lambda = 0,116$$

$$\nu = 4$$

$$\mu = d = 11,77$$

Galandre : kérosène

$$c' = 0,55$$

$$d' = 0,7471$$

$$\lambda' = 0,114$$

$$\nu' = 0,9$$

$$\mu' = 2,42$$

7°) Détermination de j_h et j_h'

$$q_t = 0,0785$$

$$G_t = 2,910^6$$

$$Re_t = 3646$$

$$j_h = 17$$

$$f = 0,022$$

$$\frac{h_i}{Q_t} = 484$$

$$\frac{h_{i0}}{Q_t} = 376$$

$$B = 30 \text{ cm}$$

$$a_{cT} = 0,071$$

$$G_{cT} = 5,910^6$$

$$Re_{cT} = 5900$$

$$j_{h'} = 45$$

$$f' = 0,16$$

$$\frac{h_o}{Q_c} = 477$$

8 °) Température du tube

$$t_t = 121 - \frac{376}{477 + 376} \quad (121 - 51)$$

$$t_t = 90^\circ\text{C}$$

9°) Détermination de Q_t et Q_c

Brut

$$\nu_t = 2,8$$

$$d_t = 0,7892$$

$$\mu_t = 7,97$$

$$Q_t = 1,05$$

$$h_{i0} = 395$$

Kérosène

$$\nu_t' = 1,2$$

$$d_t' = 0,7553$$

$$\mu_t' = 3,26$$

$$Q_c = 0,96$$

$$h_o = 458$$

10°) Détermination du coefficient de transfert propre

$$U_p = \frac{458 \times 395}{458 \times 395} = 212 \text{ k cal / h. m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

11°) Résistance d'encrassement

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s} = \frac{212 - 189}{212 \times 189}$$

$$R_s = \frac{5,7 \cdot 10^{-4}}{m^2 \cdot h \cdot ^\circ C / K CAL}$$

Résistance admissible

$$R_{SM} = 3 + 4 \times \frac{1,9}{1,48} = 8,1 \cdot 10^{-4}$$

12°) Pertes de charge

Faisceau

$$n_c = 1 \quad G_t = 2,910^6$$

$$n_t = 2 \quad f_t = 0,022$$

$$\Delta P_t = \frac{2 \times (2,9)^2 \cdot 10^{12}}{1,271 \times 10^{15} \times 0,7892}$$

$$\left[\frac{0,022 \times 600}{1,48 \times 1,05} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = 170 \text{ g} / \text{cm}^2$$

Calandre

$$G_{CT} = 5,9 \cdot 10^6$$

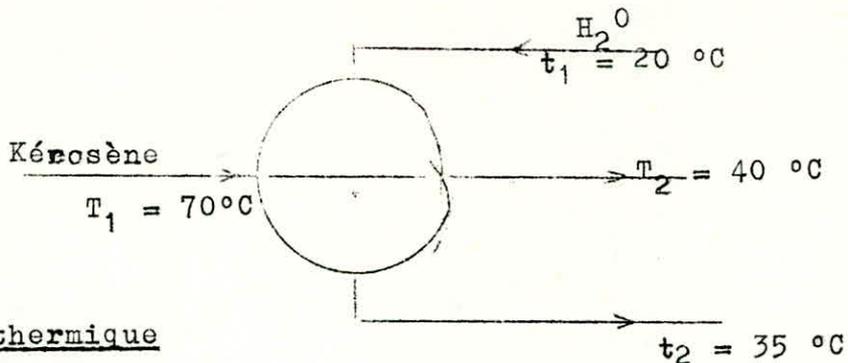
$$f_c = 0,16$$

$$\Delta P_c = \frac{0,16 \times (5,9)^2}{1,271 \times 10^{15} \times}$$

$$\frac{21 \times 94 \times 10^{12}}{0,755 \times 2,42 \times 0,96}$$

$$\Delta P_c = 84 \text{ g} / \text{cm}^2$$

ECHANGEUR A EAU DU KEROSENE.



1°) Bilan thermique

$$Q = M (h_1 - h_2) = M' (h'_2 - h'_1)$$

$$M' = \frac{M (h_2 - h_1)}{(h'_2 - h'_1)}$$

$$M' = 36,4 \text{ t / h}$$

$$Q = 42 \cdot 10^3 (32 - 19) = 546000 \text{ kcal}$$

2°) DTLM = 26,8 °C

3°) Nombre de passes Nc

$$\frac{R = 2}{E = 0,3} \rightarrow F = 0,86 \quad n_c = 1$$

4°) Choix de l'appareil.

$$A' = \frac{23689,7}{U's}$$

Estimation de U's

Le kérosène peut-être considéré comme un mélange d'hydrocarbures moyens.

$$U's = 400 \text{ kcal / h;m}^2 \text{ °C}$$

$$A' = 59,2 \text{ m}^2$$

Dimension des tubes

$$l = 20 \text{ ft}$$

$$d_i = 1,48 \text{ cm}$$

$$d_o = 1,9 \text{ cm}$$

$$a = 0,357 \text{ m}^2$$

$$p = 1' = 2,54 \text{ cm}$$

Choix de la calandre

$$N_t = 166$$

$$n_t = 2$$

$$D_c = 43,9 \text{ cm}$$

5°) Températures calorifiques

$$DTLM < 30 \text{ °C}$$

On peut prendre $F_c = 0,5$ $T_c = 55 \text{ °C}$
 $T_c = 27,5 \text{ °C}$

6°) Choix

6°) Caractéristiques des fluides aux températures calofifique

<u>Faisceau : kérosène</u>	<u>Calandre : eau</u>
$c = 0,52 \text{ kcal / kg } ^\circ\text{C}$	$c' = 0,996 \text{ kcal / kg } ^\circ\text{C}$
$d = 0,771$	$d' = 0,997$
$\lambda = 0,116 \text{ kcal / h m } ^\circ\text{C}$	$\lambda' = 0,54 \text{ kcal / h m } ^2\text{ } ^\circ\text{C}$
$\nu = 1,3 \text{ cst}$	$\mu' = 2,99 \text{ kg / h m}$
$\rho = 3,6 \text{ kg / m h.}$	

7°) Détermination de $j'h$ et j_h

$a_t = 0,0146 \text{ m}^2$	$B = 30 \text{ cm}$
$G_t = 2,910$	$a_{ct} = 0,033 \text{ m}$
$R_{et} = 11922$	$G_{ct} = 1,1 \cdot 10^5$
$J_h = 43 ; f_t = 0,018$	$R_{ect} = 8927$
$\frac{h_i}{Q_t} = 856$	$J'h = 50 ; f_c = 0,15$
$\frac{h_{io}}{Q_t} = 667$	$\frac{h_o}{Q_c} = 1876$

8°) Températures de ~~l'eau~~

$$t_t = 55 - \frac{667}{1876+667} (55 - 27,5)$$

$$t_t = 47,8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

9°) Détermination de Q_t et Q_c

<u>Kérosène</u>	<u>Eau</u>
$\nu_t = 1,62 \text{ cst}$	$\nu't = 0,59 \text{ cpo}$
$d = 0,78$	$\mu't = 2,13 \text{ kg/m.h}$
$\rho_t = 4,54 \text{ kg / m.h}$	$Q_c = 1,046$
$Q_t = 0,97$	$h_o = 1961$
$h_{io} = 647$	

10°) Détermination du coefficient de transfert propre U_p .

$$U_p = \frac{647 \times 1961}{647 + 1961} = 486 \text{ kcal / h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

11°) Résistance d'encrassement.

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s} = \frac{486 - 400}{400 \times 486} = 4,410^{-4} \text{ h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C / kcal}$$

$$R_s = 4,410^{-4} \text{ h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C / kcal.}$$

Résistance admissible.

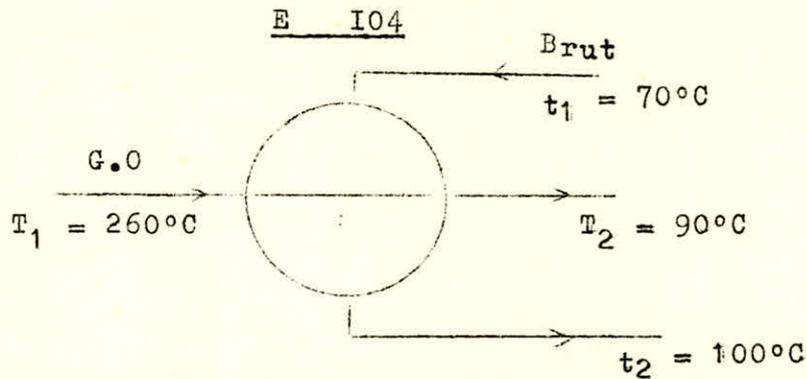
$$R_{sm} = 10^{-4} (2 + 4 \times \frac{1,9}{1,48}) = 7,110^{-4} \text{ h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/kcal}$$

$$R_s < R_{sm}.$$

12°) Pertes de charge.

<u>Faisceau</u>	<u>Calandre</u>
$n_c = 1$	$D_c = 43,9 \text{ cm}$
$n_t = 2$	$Q_c = 1,046$
$d_i = 1,48$	$N_c = 600/30 = 20$
$g_t = 2,910^6$	$g_{ct} = 1,110^6$
$\Delta P_t = \frac{2 \times (2,9)^2 \times 10^{12}}{1,271 \times 10^{15} \times 0,77} \frac{0,018 \times 600 + 2}{1,48 \times 0,57}$	$\Delta P_c = \frac{0,15 \times (1,1)^2 \times 10^{12} (21) \times 43,9}{1,271 \times 10^{15} \times 0,997 \times 2,42 \times 1,046}$
<u>$\Delta P_t = 164 \text{ g / cm}^2$</u>	<u>$\Delta P_c = 52 \text{ g / cm}^2$</u>

ECHANGEUR GASOIL - BRUT



Caractéristiques des fluides

GASOIL

débit : 35 t / h

densité : 0,8505

BRUY

débit : 231 t / h

densité : 0,8395

1°) Bilan thermique.

$$Q = M (h_1 - h_2) = M' (h'2 - h'1)$$

$$h'2 = \frac{M}{M'} (h_1 - h_2) + h'1$$

$$h_1 = 150 \text{ kcal / Kg}$$

$$h_2 = 42 \text{ kcal / Kg}$$

$$h'1 = 34 \text{ kcal / Kg}$$

$$h'2 = \frac{35}{231} (150 - 42) + 34 = 50 \text{ kcal / Kg}$$

$$h'2 = 50 \text{ kcal / Kg correspond à } t_2 = 100^\circ\text{C}$$

2°) Calcul de la DTLM

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 260 - 100 = 160^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 90 - 70 = 20^\circ\text{C}$$

$$DTLM = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{160 - 20}{\ln \frac{160}{20}} = 67,3^\circ\text{C}$$

3°) Nombre de passe nc.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{260 - 90}{100 - 70} = 5,6$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{100 - 70}{260 - 70} = 0,157$$

$$F = 0,9$$

$$nc = 1$$

L'appareil utilisé aura 2 passes côté calandre.

4°) Choix de l'appareil.

Estimation du coefficient de transfert sale U'S

$$U'_s = 200 \text{ kcal} / \text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Les G.Ø et brut peuvent être considérés comme des hydrocarbures moyens.

Surface d'échange

$$A'_s = \frac{Q}{U'_s \cdot F \cdot \text{DTLM}}$$

$$A'_s = \frac{35000 (150 - 45)}{200 \times 0,9 \times 67,3} = 303,4 \text{ m}^2$$

On prendra les mêmes dimensions des tubes que précédemment

$$N'_t = \frac{303}{0,357} = 849$$

Choix de la calandre.

$$N_t = 886 \quad n_t = 4$$

$$D_c = 94 \text{ cm}$$

$$U_s = U'_s \frac{N'_t}{N_t} = 200 \times \frac{849}{886} = 191,6 \text{ kcal/hm}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\text{Diamètre équivalent } D_e = \frac{4p^2}{\pi d} - d_o = 2,42 \text{ cm}$$

5°) Températures calorifiques.

$$F_c = \frac{\text{DTLM} - \Delta t_h}{\Delta t_{ch} - \Delta t_h}$$

$$\Delta t \text{ froid} = T_2 - t_1 = 90 - 70 = 20^\circ\text{C}$$

$$\Delta t \text{ chaud} = T_1 - t_2 = 260 - 100 = 160^\circ\text{C}$$

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2)$$

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1)$$

$$F_c = \frac{67,3 - 20}{160 - 20} = 0,34$$

$$T_c = 90 + 0,34 (260 - 90) = 148^\circ\text{C}$$

$$t_c = 70 + 0,34 (100 - 70) = 80^\circ\text{C}$$

6°) Calculs du coefficient de transfert propre U_p à l'intérieur des tubes on met le brut.

Faisceau : Brut.

$$a_t = \frac{886 \cdot \pi (1,48 \times 10^{-2})}{231000} = 0,0761$$

$$g_t = 231000 = 3,1 \cdot 10^5$$

Calandre : Gasoil.

$$B = 30 \text{ cm} \quad D_c = 94 \text{ cm}$$

$$a_{ct} = \frac{94 (2,42 - 1,9) \times 30}{2,42} = 0,06$$

$$a_{ct} = 0,06$$

Caractéristique du brut à $87,5^\circ\text{C}$

$$g_{ct} = \frac{35000}{0,06} = 5,8 \cdot 10^5$$

$c = 0,55 \text{ kcal/Kg } ^\circ\text{C}$
 $\lambda = 0,114 \text{ kcal/h.m.}^\circ\text{C}$
 $d = 0,7896$
 $\nu = 2,7 \text{ cst}$ (déterminée à partir du graphique viscosity-température (MAXWELL))
 $\mu = 2,7 \times 0,7896 \times 3,6$
 $\mu = 7,6$

Nombre de reynolds
 $Re = \frac{10^6 \times 1,48 \times 10^2}{7,6} = 5842$

$j_h = 22$

$f_t = 0,02$

$\frac{h_i}{\phi_r} = j_h \times \frac{\lambda}{d} \times \left(\frac{c \mu}{\lambda}\right)^{1/3}$
 $\frac{h_i}{\phi_r} = 22 \times \frac{0,114}{1,48 \times 10^{-2}} \times \left(\frac{0,55 \times 7,6}{0,114}\right)^{1/3}$

$\frac{h_i}{\phi_r} = 556$

$\frac{h_{i0}}{\phi_r} = 556 \times \frac{1,48}{1,9} = 433$

ϕ_r

Température de tube;

$t_t = T_c - \frac{h_i}{h + h_i} (T_c - t_c)$

$t_t = 149,5 - \frac{433}{426+433} (149,5 - 87,5)$

$t_t = 180^\circ\text{C}$

$\phi_r = \left(\frac{\mu}{\mu_r}\right)^{0,14}$

$\nu_r = 0,7 \text{ cst}$

$d_r = 0,7896$

$\mu_r = 5,77 \text{ kg/m.h}$

$\phi_r = 1,038$

$h_{i0} = 433 \times 1,038 = 450$

Caractéristiques du GO à $T_c = 140^\circ\text{C}$

$c' = 0,62 \text{ kcal/Kg } ^\circ\text{C}$
 $\lambda = 0,111 \text{ kcal/h.M } ^\circ\text{C}$
 $d' = 0,7650$

viscosité dynamique.

La courbe viscosité = ν (rendement) tracée pour les deux températures 100°F et 210°F permet de déterminer les viscosités cinématiques suivants

$\nu_{100^\circ\text{F}} = 30 \text{ cst}$

$\nu_{210^\circ\text{F}} = 6 \text{ cst.}$

Ces 2 valeurs reportées sur l'abaque viscosity - température dans (II) permettent d'avoir à $T_c = 140^\circ\text{C}$

$\nu = 1,25 \text{ cst}$

$\mu = d \nu$

$\mu = 3,44 \text{ Kg/m.h}$

$Re_c = \frac{2,42 \times 10^2 \times 5,8 \times 10^2}{3,44} = 4080$

$j'_h = 35$

$f_c = 0,16$

$\frac{h_c}{\phi_c} = 35 \times \frac{0,111}{2,42 \times 10^{-2}} \times \left(\frac{0,62 \times 3,44}{0,111}\right)^{1/3} = 426$

$\phi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu'_r}\right)^{0,14}$

$\nu'_r = 1,45 \text{ cst}$

$d'_r = 0,7785$

$\mu'_r = 4,05 \text{ kg/m.h}$

$\phi_c = 0,97$

$h_c = 426 \times 0,97 = 413$

Coefficient de transfert propre.

$$U_p = \frac{h_i \times h_o}{h_i + h_o} = \frac{450 \times 413}{450 + 413} = 215 \text{ kcal/h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Résistance d'encrassement.

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s} = \frac{215 - 189}{215 \times 189} = \underline{6,4 \cdot 10^{-4} \text{ h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/kcal}}$$

Résistance admissible.

$$R_{sm} = 2 + 4 \times 1,9 = 7,13 \text{ h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/kcal}$$

Rs \ Rsm
Perte de charge .

Faisceau

$$\begin{aligned} n_f &= 4 \\ n_r &= 2 \\ g_r &= 3 \cdot 10^4 \\ F_r &= 0,102 \\ l &= 6000 \text{ mm} \\ \phi_r &= 1,039 \end{aligned}$$

$$\Delta P_f = \frac{2 \cdot 4 \cdot (3 \cdot 10^4)^2}{6,271 \cdot 10^{10} \cdot 0,7455} \left[\frac{0,002 \cdot 600}{4,42 \cdot 10^{-5}} + 2 \right]$$

$$\Delta P_f = 392 \text{ g/cm}^2$$

Calandre

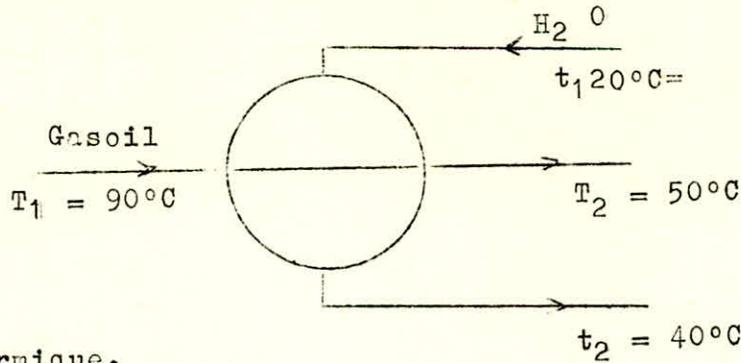
$$\begin{aligned} n_c &= 1 \\ g_{ct} &= 5,2 \cdot 10^5 \\ f_{ct} &= 0,16 \\ N_c &= 20 \\ D_c &= 94 \text{ cm} \\ D_o &= 2,42 \text{ cm} \\ \phi_c &= 0,97 \end{aligned}$$

$$\Delta P_c = \frac{0,16 \cdot (5,2 \cdot 10^5)^2 \cdot (20 \cdot 11) \cdot 94}{1,271 \cdot 10^{10} \cdot 0,7455 \cdot 2,42 \cdot 0,97}$$

$$\Delta P_c = 46 \text{ g/cm}^2$$

ECHANGEUR A EAU DU GASOIL

E 105



1°) Bilan thermique.

$$Q = M (h_1 - h_2) = M' (h'_2 - h'_1)$$

$$M' = M (h_1 - h_2) / (h'_2 - h'_1)$$

$$M' = 35 \times \frac{(42 - 24)}{(40 - 20)} = 31,5 \text{ t / h}$$

2°) DTLM = 39°C

3°) Nombre de passe N_c

$$R = 2 \quad F = 0,91$$

$$E = 0,28 \quad N_c = 1$$

4°) Choix de l'appareil

$$\Delta' = 17751,4 / U's \text{ } ^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$U's = 400 \text{ kcal / h.m } ^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A' = 44,4 \text{ m}^2$$

On prend les mêmes dimensions des tubes que précédemment

$$N't = 124$$

choix de la calandre

$$N_t = 124 \quad ; \quad n_t = 2 \quad ; \quad D_c = 38,7 \text{ cm}$$

5°) Températures calorifiques

$$F_c = 0,45$$

$$T_c = 68 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_c = 29 \text{ } ^\circ\text{C}$$

6°) Caractéristiques des fluides aux températures calorifique

Faisceau : GASOIL

Calandre : EAU

$$d = 0,816$$

$$\lambda = 0,115 \text{ kcal/h m } ^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$c = 0,52 \text{ kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$\nu = 2,2 \text{ cst}$$

$$\rho = 5,46 \text{ kg/m h}$$

$$D' = 0,996$$

$$\lambda' = 0,528$$

$$c' = 0,997$$

$$\nu' = 2,94$$

7°) Calcul du coefficient de transfert propre

$$a_t = 0,0106$$

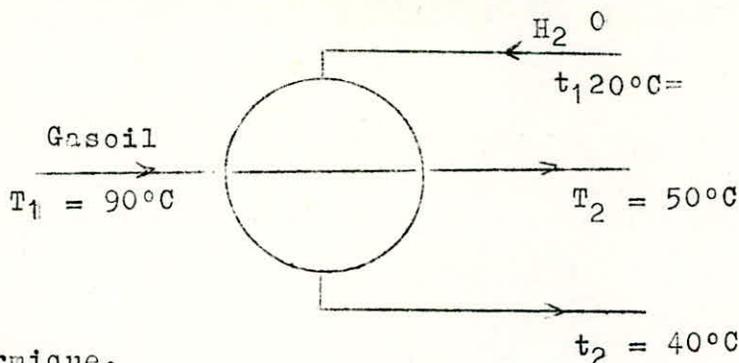
$$g_t = 3,310$$

$$a_{ct} = 0,0292 \text{ m}^2$$

$$g_{ct} = 1,0710 \text{ kg/ m } ^2 \text{ h}$$

ECHANGEUR A EAU DU GASOIL

E 105



1°) Bilan thermique.

$$Q = M (h_1 - h_2) = M' (h'_2 - h'_1)$$

$$M' = M (h_1 - h_2) / (h'_2 - h'_1)$$

$$M' = 35 \times \frac{(42 - 24)}{(40 - 20)} = 31,5 \text{ t / h}$$

2°) DTLM = 39°C

3°) Nombre de passe Nc

$$R = 2 \quad F = 0,91$$

$$E = 0,28 \quad Nc = 1$$

4°) Choix de l'appareil

$$\Delta' = 17751,4 / U's \text{ } ^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$U's = 400 \text{ kcal / h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A' = 44,4 \text{ m}^2$$

On prend les mêmes dimensions des tubes que précédemment

$$N't = 124$$

choix de la calandre

$$N_t = 124 ; n_t = 2 ; D_c = 38,7 \text{ cm}$$

5°) Températures calorifiques

$$F_c = 0,45$$

$$T_c = 68 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_c = 29 \text{ } ^\circ\text{C}$$

6°) Caractéristiques des fluides aux températures calorifique

Faisceau : GASOIL

Calandre : EAU

$$d = 0,816$$

$$\lambda = 0,115 \text{ kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$c = 0,52 \text{ kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$\nu = 2,2 \text{ cst}$$

$$\rho = 5,46 \text{ kg/m h}$$

$$D' = 0,996$$

$$\lambda' = 0,528$$

$$c' = 0,997$$

$$\nu' = 2,94$$

7°) Calcul du coefficient de transfert propre

$$a_t = 0,0106$$

$$a_{ct} = 0,0292 \text{ m}^2$$

Ret = 7560	Rect = 8807
j _n = 30	j'n = 53
f _t = 0,02	Fc = 0,16
$\frac{h_i}{Qt}$ = 723	$\frac{h}{Qc}$ = 2058

8°) Température de tube

$$t_t = 59,6^\circ\text{C}$$

9°) Détermination de Qt et Qc

<u>GASOIL</u>	<u>EAU</u>
d = 0,820	't = 0,48 cpo
t = 2,6	't = 1,72 kg/m. h
Qt = 0,97	Qc = 1,07
h _i = 546	h = 2202

10°) Détermination de Up

$$Up = 437,5 \text{ kcal} / \text{m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$$

11°) Résistance d'encrassement

$$Rs = 2,210 \cdot 10^{-4} \text{ h. m}^2\text{/kcal}$$

Résistance admissible

$$Rsm = (6 + 4 \times 1,9) \cdot 10^{-4} = 11,110 \cdot 10^{-4} \text{ h. m}^2\text{/kcal}$$

Rs Rsm

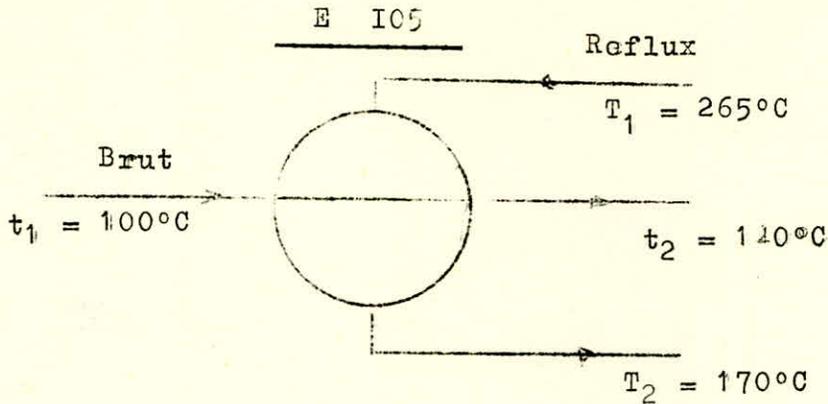
12°) Perte de charge

<u>Faisceau</u>	<u>Calandre</u>
nc = 1	nc = 1
nt = 2	dc = 38,7 cm
gt = 3,310 ⁶	g _{ct} = 1,0710 ⁶
$= \frac{2 \times (3,3)^2 \times 10^{12}}{1,271 \times 10^{15} \times 0,815}$	$P_c = \frac{0,16 \times (1,07)^2 \times 10^{12} (21) \times 38,7}{1,271 \times 10^{15} \times 0,997 \times 2,42 \times 1,07}$
$\frac{0,02 \times 600}{1,48 \times 991}$	

$$\underline{\Delta P_t = 219 \text{ g} / \text{cm}^2}$$

$$\underline{\Delta P_c = 45 \text{ g} / \text{cm}^2}$$

ECHANGEUR : REFLUX INTERMEDIAIRE-BRUT.



1°) Bilan thermique

$$Q = M (h_1 - h_2) = M' (h'2 - h'1)$$

$$h'2 = \frac{M}{M'} (h_1 - h_2) + h'1$$

$$M = 30 \text{ t/h} \quad \text{débit du reflux}$$

$$M' = 230 \text{ t/h} \quad \text{" "}$$

$$h'2 = \frac{30}{231} (152 - 90) + 50 = 58 \text{ kcal/Kg}$$

$$h'2 = 73 \text{ kcal/Kg correspond à } t_2 = 120^\circ\text{C}$$

2°) Calcul de la DTLM

$$t_1 = T_1 - t_2 = 265 - 120 = 145^\circ\text{C}$$

$$t_2 = T_2 - t_1 = 170 - 100 = 70$$

$$DTLM = \frac{t_1 - t_2}{\ln \frac{t_1}{t_2}} = \frac{145 - 70}{\ln \frac{145}{70}} = \frac{75}{\ln 2,1} = 103^\circ\text{C}$$

3°) Nombre de passes N_c

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{265 - 170}{120 - 100} = \frac{95}{20} = 4,75$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{120 - 100}{265 - 100} = 0,12$$

$$F = 0,94$$

$$N_c = 1$$

4°) Choix de l'appareil.

$$U'_s = 150$$

estimation de la surface d'échange.

$$A' = \frac{Q}{U'_s F \times DTLM}$$

$$A' = \frac{30000 (152 - 90)}{250 \times 0,94 \times 103} = 76,8 \text{ m}^2$$

Surface d'échange d'un tube,

$$a = \pi d l = \pi \times 1,910^{-2} \times 6 = 0,357 \text{ m}^2$$

Estimation du nombre de tubes

$$N'_t = \frac{A'}{a \times n_c} = \frac{96,5}{0,357} = 215$$

Choix de la calandre

$$N_t = 220$$

$$n_t = 2$$

$$D_c = 48,9 \text{ cm}$$

U_s de l'appareil

$$U_s = 250 \times \frac{215}{220} = 244 \text{ kcal / h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

4°) Températures Calorifiques

$$F_c = \frac{DTLM - \Delta t \text{ froid}}{\Delta t \text{ chaud} - \Delta t \text{ froid}}$$

$$\Delta t \text{ froid} = T_2 - t_1 = 170 - 100 = 70 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t \text{ chaud} = T_1 - t_2 = 265 - 120 = 145 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$F_c = \frac{103 - 70}{145 - 70} = 0,44$$

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) = 170 + 0,44 (265 - 170) = 212 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1) = 100 + 0,44 (120 - 100) = 105 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Calcul du coefficient de transfert propre U_p

Le brut sera mis dans la calandre (on met le plus grand débit dans la plus grande section).

Faisceau

Caractéristiques du reflux à

$T_c = 210^\circ\text{C}$

$$c = 0,65 \text{ kcal / Kg } ^\circ\text{C}$$

$$\lambda = 0,105 \text{ kcal / h m } ^\circ\text{C}$$

$$d = 0,708$$

$$\mu = 0,72 \text{ cst}$$

$$\rho = 1,83 \text{ kg / m h}$$

Détermination de j_h

$$q_t = \frac{N_t}{n_t} \times \frac{d_i^2}{4}$$

$$q_t = 220 \times \frac{1}{4} \times (1,48)^2 \cdot 10^{-4}$$

$$q_t = 0,0189 \text{ n}^2$$

$$g_t = M - 30000 = 1,510 \text{ kg/hm}^2$$

Nombre de Reynolds

$$R_{ct} = \frac{d_i g_t}{\mu}$$

$$R_{ct} = 1,48 \cdot 10^{-2} \times 1,0710^6 = 12131$$

$$j_h = 40$$

$$f_t = 0,02$$

$$h_i = \frac{0,105}{1,48 \cdot 10^{-2}} \cdot \frac{(0,65 \times 1,83)}{0,105}$$

$$h_i = 632$$

$$Q_t$$

$$\frac{h_i}{Q_t} = \frac{537,3 \times 1,48}{1,9} = 492$$

$$Q_t$$

Températures du tube

$$t_t = T_c - \frac{h_i / Q_t}{\frac{h_c}{Q_c} + h_i / Q_t} (T_c - t_c)$$

$$\frac{h_c}{Q_c} + h_i / Q_t$$

Calandre

Caractéristiques du brut à

$t_c = 128^\circ\text{C}$

$$c' = 0,58 \text{ kcal / Kg } ^\circ\text{C}$$

$$\lambda' = 0,111 \text{ kcal / h m } ^\circ\text{C}$$

$$d' = 0,7529$$

$$\mu' = 1,9 \text{ cst}$$

$$\rho' = 5,15 \text{ kg / m h}$$

Détermination de j'_h

$$a_{ct} = \frac{D_c}{p} (p - d) B$$

$$a_{ct} = \frac{49,8}{5,15} (2,54 - 1,9) \times 50$$

$$a_{ct} = 0,0627 \text{ n}^2$$

$$g_{ct} = \frac{231000}{0,062} = 3106$$

Nombre de Reynolds

$$R_{ect} = \frac{2,42 \cdot 10^{-2} \times 3,410^6}{5,15} = 17292$$

$$j'_h = 70$$

$$f'_c = 0,14$$

$$h = 70 \times \frac{0,111}{2,42 \cdot 10^{-2}} \cdot \frac{(0,58 \times 5,15)}{0,111}$$

$$\frac{h}{Q_c} = 951$$

$$Q_c$$

$$t_t = 212 - \frac{418,5}{418,5 + 883,6} (1212 - 105)$$

$$t_t = 177 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Détermination de Q_t et Q_c

$$Q_t = (\text{---}) 0,14$$

$$v_t = 0,8 \text{ cst}$$

$$d_t = 0,7245$$

$$v_t = 2,08 \text{ Kg/ m h}$$

$$Q_t = \left(\frac{1,83}{2,08} \right) 0,14 = 0,98$$

$$h_i = \left(\frac{h_i}{Q_t} \right) \times Q_t$$

$$h_i = \frac{Q_t}{492} \times 0,98 = 482$$

$$Q_c = (\text{---}) 0,14$$

$$v_t = 1,4 \text{ cst}$$

$$d_t = 0,7135$$

$$v_t = 3,6 \text{ Kg/ m h}$$

$$Q_c = \left(\frac{5,15}{3,6} \right) 0,14 = 1,05$$

$$h_c = \left(\frac{h_c}{Q_c} \right) \times Q_c$$

$$h_c = 952 \times 1,05 = 999,6$$

Coefficient de transfert propre

$$Up = \frac{h_c \times h_i}{h_i + h_c} = \frac{928 \times 410}{410 \times 928} = 331,6 \text{ kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Résistance d'encrassement

$$R_s = \frac{Up - U_s}{Up \times U_s} = \frac{284 - 250}{284 \times 250} = 4,8 \cdot 10^{-4} \text{ h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/kcal}$$

$$R_s = 9,8 \cdot 10^{-4} \text{ h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C / kcal}$$

Résistance permise

$$R_{sm} = 6 + 4 \times \frac{1,9}{1,48} = 11,1 \text{ h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C / kcal}$$

Perte de charge

Faisceau

$$n_c = 1$$

$$g_{ft} = 1,310^6$$

$$f_{ft} = 0,02$$

$$Q_t = 0,98$$

$$\Delta p_t = 2 (1,5)^2 \cdot 10^{12} \cdot 0,02 \times 600$$

$$1,271 \times 10^{15} \times 0,7245 \cdot 1,48 \times 0,98$$

$$\Delta p_t = 50 \text{ g / m}^2$$

Calandre

$$N_c = \frac{1}{B} = \frac{600}{50} = 12$$

$$D_c = 48,9 \text{ cm}$$

$$G_{ct} = 3,6 \cdot 10^{-6}$$

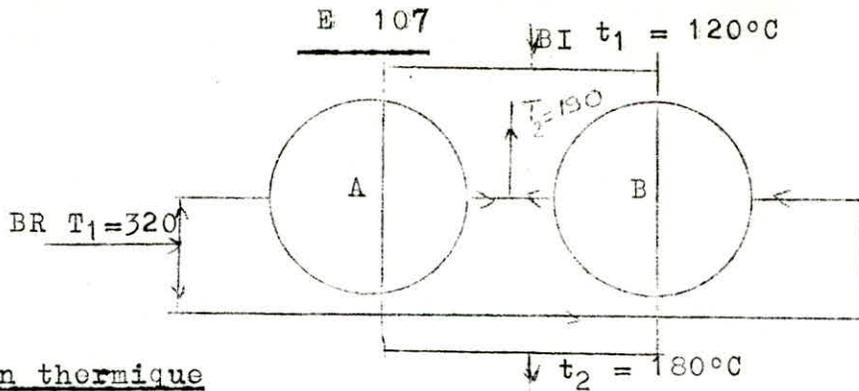
$$f_c = 0,16$$

$$p_c = 0,16 * (3,4)^2 \cdot 10^{12} (12+1)$$

$$1,271 \times 10^{15} \times 0,7135 \times 1,05 \times 48,5$$

$$\Delta p_c = 96 \text{ g / m}^2$$

ECHANGEUR A et B Brut réduit-Brut initial



1°) Bilan thermique

$$h'_2 = \frac{M}{M'} (h_1 - h_2) + h'_1$$

$$h'_2 = \frac{99}{231} (180 - 90) + 58 = 97 \text{ kcal/kg}$$

$$h'_2 = 97 \text{ kcal/kg} \implies t_2 = 180^\circ\text{C}$$

2°) DTLM = 101°C

3°) Nombre de passe Nc

$$\left. \begin{array}{l} R = 2,16 \\ E = 0,19 \end{array} \right\} \implies \begin{array}{l} F = 0,96 \\ n_c = 1 \end{array}$$

L'échangeur A (ou B) aura 1 passe côté calandre

4°) $U's = 200 \text{ kcal / h. m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

$$A' = 230 \text{ m}^2$$

On utilise 2 appareils en parallèle
Nombre de tube par calandre

$$N'_t = \frac{A'}{a n_c} = \frac{230}{0,357} = 644$$

5°) Choix de la calandre

$$N_t = 640 ; n_t = 2 ; D_c = 78,8 \text{ cm}$$

$$U_s = U's \times \frac{N'_t}{N_t} = 200 \times \frac{644}{640} = 201 \text{ kcal/h.m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

6°) Températures calorifique

$$\begin{array}{l} F = 0,44 \\ T_c = 247 \text{ }^\circ\text{C} \\ t_c = 146 \text{ }^\circ\text{C} \end{array}$$

7°) Caractéristiques des fluides aux températures calorifique

<u>Faisceau : Brut initial</u>	<u>Calandre : Brut réduit</u>
$t_c = 146 \text{ }^\circ\text{C}$	$T_c = 480 \text{ }^\circ\text{C}$
$c = 0,62$	$c' = 0,63$

$$= 0,108$$

$$d = 0,7232$$

$$= 1,5 \text{ cst}$$

$$= 3,9 \text{ kg / m.h}$$

$$t = 0,103$$

$$d' = 0,8026$$

$$t = 2 \text{ cst}$$

$$t = 5,77 \text{ kg / m.h (voirannexe)}$$

8°) Détermination de j_n et j'

$$a_t = 0,055 \text{ m}^2$$

$$G_t = 2,1 \cdot 10^6 \text{ kg/m}^2 \text{ h}$$

$$R_{et} = 7969$$

$$j_n = 30$$

$$f_t = 0,018$$

$$\underline{h_i} = 610$$

$$Q_t$$

$$\underline{h_{io}} = 475,6$$

$$Q_t$$

$$B = 30 \text{ cm}$$

$$a_{ct} = 0,0595 \text{ m}^2$$

$$G_{ct} = 8,310$$

$$j'_n = 30$$

$$f_c = 0,19$$

$$\underline{h_o} = 4,4$$

$$Q_t$$

9°) Température du tube

$$t_t = 247 - \frac{476,6}{476,6+414} = (247-175)$$

$$t_t = 200 \text{ °C}$$

10°) Détermination de Q_t et Q_c

$$t = 1,4 \text{ cst}$$

$$d_t = 0,712$$

$$t = 3,58$$

$$Q_t = 1,01$$

$$h_{io} = 480,3$$

$$t = 2$$

$$d'_t = 0,8329$$

$$t = 5,99 \text{ kg/m h}$$

$$Q_c = 0,99$$

$$h_o = 410$$

11°) Coefficient de transfert propre

$$U_p = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = 221$$

12°) Résistance d'encrassement

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s} \quad \underline{7,4 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C/kcal}}$$

$$R_{sm} = 6 + 6 \times 1,9 = 13,7 \cdot 10^{-4}$$

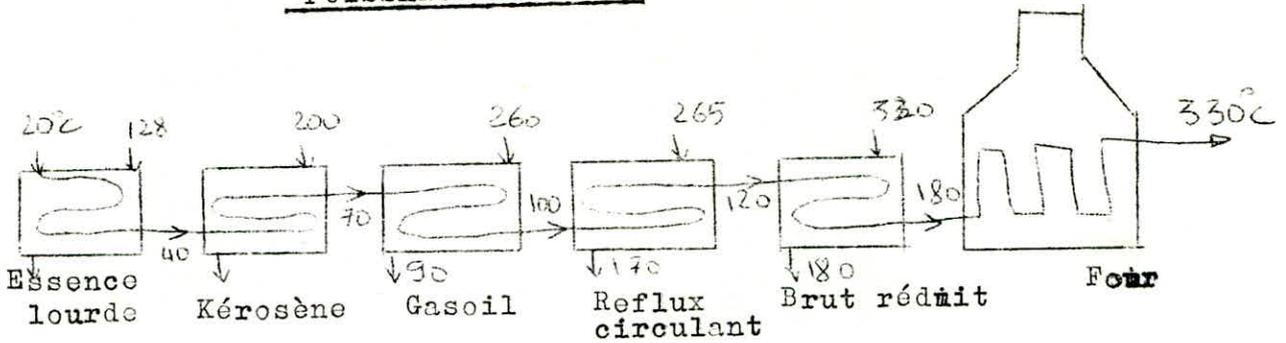
$$R_s \quad R_{sm}$$

13°) Perte de charges

$$\underline{\Delta p_t = 80 \text{ g / cm}^2}$$

$$\underline{\Delta p_c = 107 \text{ g / cm}^2}$$

PUISSANCE DU FOUR



Quantité de chaleur échangée

Edchangeurs.	Q (Kcal)
E 101	166000
E 102	3444000
E 104	3675000
E 106	1860000
E 107	8910000
TOTAL	19549000

Enthalpie du brut à l'entrée de la colonne à $t_c = 330^\circ\text{C}$
 $h_1 = 194$ kcal /kg.

Enthalpie du brut à l'arrivée de l'échangeur 101 à 20°C : $h_2 = 10$ Kcal /kg

Quantité de chaleur à fournir au brut
 $231 \times 10^3 (194 - 10) = 42504000$ kcal

Quantité de chaleur fournie par les échangeurs
 19549000 Kcal

Quantité de chaleur fournie par le four
 $42504000 - 19549000 = 22955000$ Kcal

Le four réalisé 54 % de l'échange
 $\frac{22955000}{42504000} = 0,54$

Pour un rendement du four d'environ de 0,8 la puissance de ce dernier sera

$$\frac{2295500}{0,8} = 2869375 \text{ th /h}$$

CALCUL

ECONOMIQUE

ET

CONCLUSION

Une nouvelle installation ne peut-être décidée qu'après étude de la valeur technique du procédé et de l'analyse de son intérêt économique.

L'intérêt d'un projet s'exprime par sa rentabilité, c'est-à-dire à l'aide des bénéfices escomptés par rapport aux capitaux à engager.

ETUDE ECONOMIQUE DU COMPLEXE.

L'objectif de cette étude consiste simplement à situer l'ordre de grandeur des coûts d'une unité de raffinage.

Il existe des règles simples permettant d'effectuer des estimations rapides : utilisation des données de la littérature concernant des unités conventionnelles, coût d'une usine en fonction de sa capacité de production à partir d'une usine de même type déjà construite, actualisation des coûts d'investissement réalisés dans le passé.

DONNEES DE BASE.

Les calculs de base nécessaires à l'étude figurent en Annexe.

On présentera ici successivement.

- Les dépenses d'investissement.
- Les frais opératoires
- Le prix de vente des produits
- La rentabilité.

A - MONTANT DES INVESTISSEMENTS.

	10 ³ \$
Unité de fabrication	41747
Installations générales	28600
Charge initiale de catalyseur.	1360
Redevances	4000
Pièces de rechange.	3000
Frais de démarrage.	3000
Intérêt intercalaires.	4600
Total des investissements	86307

B - Frais opératoires

Charges Variables	Coût unitaire dollars(\$)	Quantité annuelle	Coût par an 10 ³ \$
Matière première (brut)	106	2507700	265816
Catalyseurs			2000
Main d'oeuvre	7000	383	2681
TOTAL			270497
Charges Fixes			
Amortissement à 10% de l'investissement			8630
Intérêt à 3,5%			3020
Entretien			
Unité de fabrication à 4%			3452
Installation générale à 2,5%			2157
Frais généraux de l'usine à 2%			1726
Taxes et assurances à 1%			863
TOTAL charges fixes			19848
Coût Opérateur			290345

C - Prix de vente des produits

Produits	\$ / t	t / an	10 ³ \$/ an
Gaz liquifiés (c ₃ et c ₄)	150	57198	8550
Super carburant	175	442376	77350
Essence ordinaire	150	366539	54900
Kérosène	140	55915	7840
Gasoil	120	409497	49080
White - Spirit	140	60123	8400
Tro	150	100550	15000
Fuel	75	487000	36585
Tru	200	190285	38000
Coke	50	123038	6150
Total			301855

Les coûts des différents produits on été estimés en actualisant les coûts donnés en 1966 par

$$\text{Coût}_{77} = \text{Coût}_{66} \times X$$

$$X = 5$$

D - Rentabilité

	10 ³ \$/an
<u>CREDIT</u>	
Vente des produits	301855
<u>DEBIT</u>	
Charges	290345
<u>Rentabilité</u>	
Bénéfice après taxes à 50 %	5755
Bénéfice après taxes y compris amortissement	14305
Taux de rentabilité de l'investissement (%)	17%
Durée de remboursement de l'investissement (an)	6

CONCLUSION :

Il ressort de cette étude théorique que la détermination d'un schéma de fabrication est une opération très complexe mettant en jeu des facteurs techniques et économiques.

En réalité, aucune raffinerie n'atteint cette complexité du fait qu'actuellement certaines opérations telles que le FLUID-Coking, le Cracking Catalytique ne sont pas pratiqués ensemble.

En ce qui concerne l'unité de Topping, on peut conclure qu'industriellement lorsqu'on construit une colonne de distillation, c'est pour traiter deux à trois bruts différents. Pour passer d'un brut à l'autre l'expérience montre qu'il faut changer pendant un temps relativement court (maximum un jour) les conditions de marche ainsi qu'éventuellement la place de soutirages.

Ce travail nous a permis de faire un tour d'horizon de la complexité de l'industrie du Raffinage, il est évident que beaucoup d'approximations parfois hasardeuses ont été faites, cela provient pour une large part du manque d'informations dans la documentation ; ces approximations sont néanmoins pour la plupart justifiées.

BIBLIOGRAPHIE
§x§x§x§x§x§x§x§x§x§x§

- 1) P. WUITHIER ; Le pétrole
Raffinage et Génie Chimique
tome 1 page (3 - 142)
- 2) P. WUITHIER ; Raffinage et Génie Chimique
tome 2 page (1050 - 1057)
- 3) W.L NELSON ; Pétroleum Refinery Engineering
Page 226 - 263
- 4) X. NORMAND ; Leçon sommaires sur l'industrie
du raffinage du Pétrole
- 5) J. FLANDRIN Le pétrole
J. CHAPELLE
- 6) J.B MAXWELL ; DATA BOOK ON HYDROCARBONS
- 7) H. WEISS ; Le Pétrole
- 8) P. WUITHIER ; La distillation dans l'industrie
du pétrole
- 9) S.E CHITOUR ; Cours de technologie du pétrole
- 10) Publications ; CHEMICAL ENGINEERING
11 Avril 1977 page 129 à 133
- 11) MERCIER ; Industrie Pétrochimique et ses possibilités
d'implantation dans les pays en voie
de développement.

UNIVERSITE D'ALGER

6/77

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

CONTRIBUTION A L'ETUDE
D'UN PETROLE BRUT

ANNEXE

الدرسة الوطنية للعلوم الهندسية

البيئية
ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE
BIBLIOTHEQUE

ANNEE 76-77

ANNEXE

A

- B R U T O . K . E . -

Densité 0,826 (39,8° API)
P. P. 35° F
Viscosité 76,1 SSU 60° F
42,2 SSU 100° F
29 SSF 32° F

S %, en poids 0,25
N₂ , % en poids 0,10

G A Z (% volume liquide)

C ₂ -	C ₃	i C ₄	n C ₄	i C ₅	n C ₅
0,21	1,58	0,51	2,69	1,30	2,30

.../...

Distillats atmosphériques - (voir page 4)

Résidus :

Rendement	17,2	31,75	41,3	49,9	11,04
° API	19,2	21,9	24,0	25,4	11,0
SSF 122	-	95,5	35,8	22,0	
SSF 180	79,7	-	-	-	
SSF 210	42,2	-	-	-	84
SSU 210		106,8	69,8	53,4	
SSU 350					86
P.P. °F	85	105	85	40	

.../...

Essence :

COUPE TBP °F Rendement % vol.	C ₄ - 250 °F 19,1	C ₄ - 300°F 25,0	C ₄ - 350°F 30,4	C ₄ - 400°F 34,5	C ₄ - 430°F 39,0
° API	75,6	70,0	66,2	63,4	61,1
S % en poids	0,015	-	-	-	0,021
S % R S H	0,001	-	-	-	0,0006
N.O.F 2-clair	69,4	61,7	57,7	53,7	56,5
N.O.F 2+3 cc	85,8	-	-	-	72,9
N.O.F 1 clair	70,7	64,1	60,2	56,6	51,9
N.O.F 1+3 cc	88,2	-	-	-	75,7
{ P . I.	90	88	96	98	100
{ 10 %	107	116	128	134	138
Distillation ASTM.					
{ 50 %	165	198	222	238	258
{ 90 %	212	262	304	338	368
{ P.F.	255	296	343	378	411
{ Pertes	1,0	2,0	1,5	0,5	0,0
TVR, psi	15,05	14,5	12,3	11,2	10,7

Coupe TBP, °F	250-430	300-430	350-430	400-430	250-505	250-560	300-505	300-560	430-700	560-700
Rendement % en Vol.	20,0	14,0	8,6	4,6	22,8	29,6	16,9	23,7	24,9	15,3
° API	49,4	47,3	45,5	44,5	48,0	45,8	46,0	43,7	35,9	34,2
S % en poids	0,04	0,032	-	-	0,031	0,036	0,033	0,053	0,252	0,310
Distillation ASTM °F										
P I	267	316	350	362	274	284	322	326	464	520
10 %	294	331	362	377	298	310	340	352	494	551
50 %	328	352	377	390	343	372	368	400	542	587
90 %	385	389	398	406	420	480	429,	486	624	640
P F	415	414	428	429	472	534	480	541	660	664
Résidu	1,0	1,0	1,0	0,5	1,0	1,0	1,5	1,0	1,5	2,0
F P/ °F	-76	-76	-	-	-76	-50	-68	-46	PP = 10°F	PP=25°F
% aromatiques, vol.	15	16	-	-	-	16	-	17	-	-
Viscosité cSt 100°F	0,95	1,08	-	1,75	1,03	1,21	1,18	1,41	-	-
F.P °F (TCC)	82	113	-	-	85	90	111	121	230 (PM)	265 (PM)
Smoke point (mm)	TVR=1,7							42		
% S en poids (RSH)							0,0003			
Point d'aniline									166	190
NOF 2 clair	31,8	30,0	26,2	29,6						

- DISTILLATION T.B.P. DU BRUT -

% en volume cumulé	Température °F fin de coupe	densité d 15 15	% en volume cumulé	Température ° F	densité d 15 15
1,96	10	0,4915	43,87	505	0,827
2,88	100		46,74	530	0,8294
8,30	125		50,61	560	0,8353
9,11	150		53,44	604	0,8463
15,89	175		56,35	615	0,8463
18,87	200		59,23	652	0,8519
20,49	225		62,15	669	0,8586
21,03	250		64,97	694	0,8676
23,99	275		65,88	700	0,8697
26,94	300	0,7591	68,76	723	0,8756
29,78	325		71,74	839	0,8822
32,38	350	0,7779	74,61	844	0,8877
34,45	375		77,32	845	0,8956
36,41	400	0,7923	78,83	846	0,9018
40,98	430	0,804	81,17	-	0,9065
			83,30	-	0,9088

- ANALYSE DES COUPES T.B.P. -

Coupe TBP °F	° API	Viscosité en cSt à				% S en pds	P.P. °F	BCR	P.A °F
		60°F	100°F	130°F	210°F				
250 - 300	54,9	0,91	0,70	0,6	0,43	0,016	-		133
300 - 350	50,4	1,07	0,87	0,73	0,50	0,018	-		133
350 - 400	47,1	1,69	1,14	0,93	0,61	0,018	-		139
400 - 430	44,5	1,93	1,35	1,08	0,69	0,028			141
430 - 505	39,6	3,12	2,01	1,59	0,93	0,053	- 45		150
505 - 530	39,1	3,75	2,31	1,73	1,01	0,072	- 30		154
530 - 560	37,9	4,55	2,69	1,98	1,12	0,105	- 15		166
560 - 604	36,7	5,90	3,35	2,41	1,30	0,152	0		172
604 - 615	35,7	7,50	4,01	2,83	1,44	0,187	+ 15		175
615 - 652	34,6	10,75	5,28	3,52	1,69	0,239	25		177
652 - 669	33,3	13,65	6,58	4,37	2,03	0,299	35		182
669 - 694	31,6	20,8	8,85	5,54	2,36	0,359	40		182
694 - 700	31,2	23,9	9,89	6,06	2,46	0,370	55		188
700 - 723	30,1	37,5	14,03	8,13	3,04	0,397	60	0,058	195
723 - 839	28,9	57,5	19,7	10,92	3,73	0,408	65	0,057	203
839 - 844	27,9	92	28,5	15,45	4,79	0,446	95	0,061	210
844 - 845	26,5	130	43,5	21,76	6,45	0,463	95	0,069	212
845 - 846	25,4	195	55	27,1	7,41	0,472	95	0,082	214
-	24,6	450	108	48,0	11,09	0,492	110	0,138	219
-	24,2	570	130	57,1	12,50	0,511	115	0,170	

b) Calcul de la (T.V.V) de l'essence

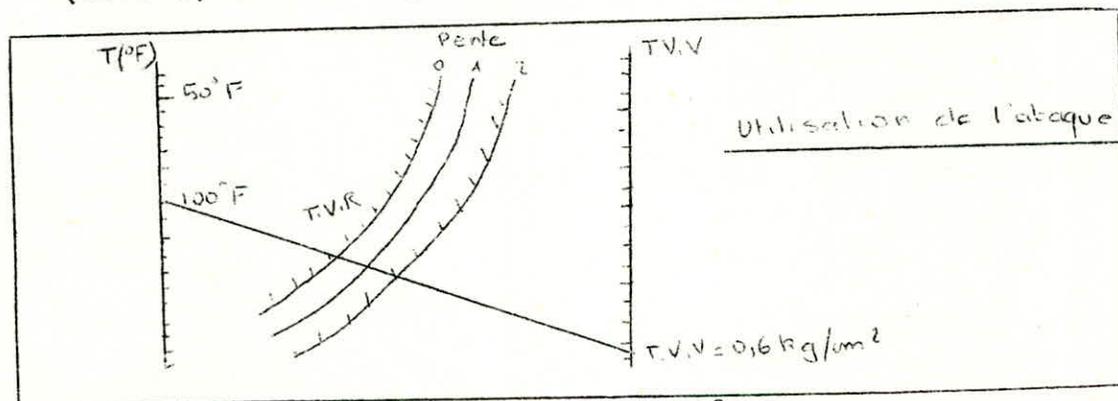
La T.V.V (tension de vapeur reid) mesure en réalité la tension de vapeur partielle des hydrocarbures constituant l'essence et de la pression partielle de l'air (à T = 100 °F)

Mais il existe une corrélation entre la tension de vapeur vraie (T.V.V) de l'essence et sa T.V.R.

Cette corrélation est fonction de la pente A STM (t_{15%} et t_{5%})

$$\text{Pente} = \frac{t_{15} - t_5}{10} = \frac{54 - 50}{10} = 0,4$$

T.V.R = 0,585 kg / cm² à 100°F (voir courbe -3-) connaissant la T.V.R et la pente A.S.T.M déterminera la (T.V.V.) essence (voir Wuihier p. 74)



Donc (T.V.V) essence = 0,6 kg / cm²

c) Mélange (essence + butane)

La tension de vapeur Reid du mélange est fixée à 0,7 kg/ cm² (T.V.V) m = 0,77 kg/cm² (à 100°F)

d) Butane.

$$\text{T.V.V} = 4,5 \text{ kg / cm}^2 \text{ à } 100^\circ\text{F}$$

$$X = 10^{-4} \left(\frac{d}{M} \right) \frac{\text{T.V.V}_m - \text{T.V.V}_{esc}}{\text{T.V.V}_4 - \text{T.V.V}_m} = 10^4 \frac{0,675}{88} \frac{0,77 - 0,60}{4,50 - 0,77} = 3,49$$

X = 3,49 % : fraction de butane à ajouter à l'essence

Calcul de l'indice d'octane du mélange

$$\text{NO mélange} = X \text{ NO butane} + (1-X) \text{ NO essence}$$

X : fraction volumétrique de la base à nombre d'octane élevé

NO essence = 59 (courbe n° 2)

NO butane = 100

$$\text{NOcl(mélange)} = \frac{3,49 \times 100 + (100 - 3,49) \times 59}{100} = 60,43$$

Détermination de NO + 0,4% de l'essence straight-run

NOcl mélange = 60,43

%5 (essence) = 0,002 (voir courbe n° 3)

Si on fixe le rendement en reformat IO RVP a 88 %V on trouve

NOc1 = 83
NO + 3cc = 94,2

L'abaque 2 donne la variation de la densité du reformat IO RVP en fonction du rendement et du NOR clair. pratiquement la densité du reformat IO RVP sera obtenue par bilan-matière de l'opération.

L'abaque 3 donne la production des gaz c1, c2, c3, (en pour-cent poids) ainsi que la production de c4 (en %V) en fonction du rendement en reformat IO RVP.

L'abaque 3 établit aussi le bilan-butane de l'opération en fonction du rendement en reformat IO RVP.

La production de l'hydrogène est fixée à 1% en poids de la charge.

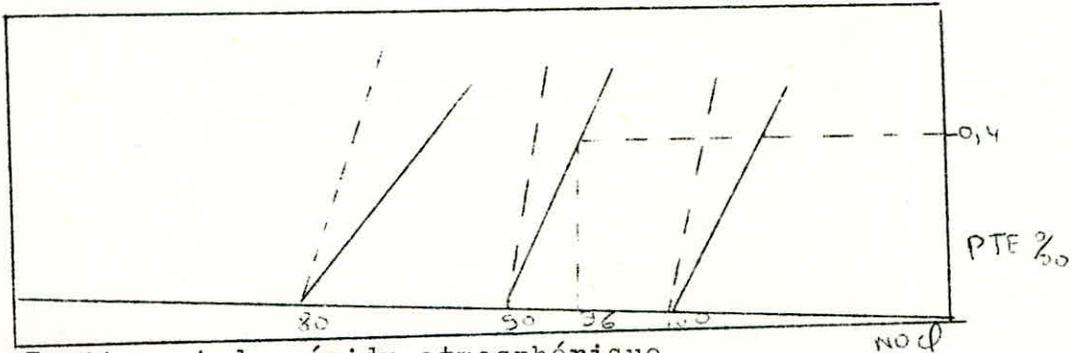
Reformat c4 = essence obtenu qu'il faudra butaniser pour ajuster sa T.V.R.

Reformat IO RVP = reformat c4 + c4 du reformat IORVP (c4 + c4)

Détermination du NO + 0,4% de l'essence IORVP obtenue

NO c1 = 92,2
En se reportant sur abaque wuithier p. 115 t.I fig 1 8I

on trouve
NO + 0,4% = 96,2



Traitement du résidu atmosphérique

Le résidu atmosphérique subit une distillation sous vide pour éviter son crackage à température élevée.

Le poids du résidu atmosphérique est obtenu par le bilan matière de la distillation initiale.

Calcul de la densité du RSV.

Produits	V (m ³)	d	P (T)
Distillat sous-vide DSV	127800	0,8903	113787,9
Résidu sous-vide RSV	216000	0,9734	210266,9
Résidu atmosphérique	343800	0,9424	324054,8

On fait un fluid-Coking du résidu sous-vide pour augmenter la production de coke.

FLUID - Coking du RSV.

C'est un cracking sévère de résidus lourds permettant de produire du coke.

Règles du F.C.

On peut produire 21 % d'essence (C₄) à partir de résidus lourds de densité = 0,765 et T.V.R^s = 0,2 hpa

Il existe:

2 abaques pour le F.C

L'abaque n° 1 nous donne en fonction de la densité de la charge et de son origine le % poids du coke
le % volumique du distillat ainsi que son kuop et sa densité.

L'abaque n° 2 donne les NO c₁ et NO + 0,4% des essences c₃ en fonction de l'API de la charge et de son origine.

Il nous donne également le % V en c₄

La fraction c₃ s'obtient en faisant le bilan matière de l'opération .

Butanisation de l'essence c₃ du F.C

On applique ici aussi la formule donnant la fraction de butane à ajouter pour relever la T.V.R de l'essence jusqu'à 0,7 kg / cm²

$$X = 10^4 \frac{(D)_{\text{essence}}}{M} \frac{T.V.V_m - T.V.V_{\text{ess}}}{T.V.V_4 - T.V.V_m}$$

$$d = 0,765$$

(T.V.V) mélange = 0,77 kg/cm²
 (T.V.R) essence = 0,204 kg/cm²
 (T.V.V) essence = 0,205 kg/cm² (laperte ASTM a été prise en)

(T.V.V)₄ = 4,5 kg/cm²

Le poids moléculaire PM a été approximé graphiquement à partir de la courbe PM = f (densité) tracée pour l'essence légère du brut.

PM = 112 (courbe n°5)

résultats nécessaires au tracé de la courbe PM = f(densité) des essences légères.

Coupe	d	t ₁₀ (°C)	t ₅₀ (°C)	t ₇₀ (°C)	t ₉₀ (°C)	t mav	PM
0,8-10,0	0,672	50	66	76	90	62	89
0,8-14,0	0,686	59	60	92	107	75,5	93
0,8-18,0	0,699	65	93	106	122	86,25	97
0,8-22,0	0,7105	70	106	121	137	94,75	99
0,8-26,0	0,7190	75	117	134	151	107,00	106
0,8-30,0	0,730	80	128	146	165	114,25	112
0,8-34,0	0,7385	84	140	159	179	123,75	116
0,8-38,0	0,744	87	-	170	193	-	-

Le PM de chaque coupe est déterminé sur l'abaque du facteur de caractérisation à l'aide de la t_{mav} et de la densité.

Calcul du NO + 0,4% du mélange

$$NO \text{ mélangé} = \frac{XNO \text{ butane} \times (100-X) NO_{essence}}{100}$$

$$NO_m = \frac{10,36 \times 100 + (100-10,36)}{100} = 82,07$$

Le NO + 0,4% du butane a été pris égale à 100

b) T.C.C du distillat du F.C

Le distillat obtenu à partir du FC du RSV peut-être utilisé comme Fuel-oil ou bien comme charge de T.C.C (cracking catalytique) dans le but d'augmenter la production de l'essence MORVP et la production du coke.

La densité du distillat $d = 0,9123$ convertie en OAPI
(correspondance specific gravity degré API p.896 wuithier)

Le critère de sévérité du cracking est la conversion
conversion = 100 = %vol (LCO + HCO)

LCO : distillat type gas-oil obtenu à partir du T.C.C
HCO : résidu lourd " " "

L'abaque 1 donne en fonction de °API de la charge
et son KUOP - la conversion maximum
- le pour-cent en poids de la charge de coke
- le pour-cent en volume " " LCO

La production de HCO s'obtient par
conversion = 100 - %vol LCO - %vol HCO
% vol HCO = 100 - %vol (LCO + conversion de la charge)

L'abaque 2 donne

Le rendement en essence 1ORVP en fonction du NOR
clair désiré et de la conversion de la charge

La production de dry-gaz (C_3) en % poids de la charge.

La densité de l'essence 1ORVP est fixée à 0,740

L'abaque 3 donne.

Dry-gaz Le pour-cent poids de C_2 , C_3 , C_3 en fonction du

Le pour-cent volumique de C_4

Le pour-cent volumique de C_4

La production nette de C_4 = %volumique de C_4 lue sur l'abaque
moins 2,5 % vol de C_4

Les 2,5 % vol de C_4 sont nécessaire pour ajuster
la T.V.R de l'essence.

Le L.C.O obtenu correspond à un fuel A.S.T.M n°2 (40 ssu 100 %F)

HCO correspond à un fuel lourd ou Bunkerc (630 est 50°C)

La densité de H.C.O est prise égale à 10°API

La production du L.C.O est obtetue en faisant le bilan-matière de l'opération .

Point d'éclair du White-Spirit.

C'est la température à la laquelle un produit émet des vapeurs qui s'enflamment en présence d'une étincelle.

Si la température est supérieure à ce point éclair les vapeurs du produit s'enflamment .

Ce point conditionne la température maximum du stockage.

Nelson (2) relie la température du point d'éclair au début de la courbe de distillation ASTM par la formule suivante

$$t = 0,64 - 62$$

t : point d'éclair en °C

T : température moyenne de l'intervalle de distillation entre les points 0 et 10% ASTM

Pour le White-Spirit on a

$$\text{Marche B. } t = 0,64 \times \frac{(143 + 147)}{2} - 62 = 30,8^{\circ}\text{C}$$

1°) Butanisation de l'essence légère du Brut 31 - B

Détermination de PM de l'essence

Pour cela on calcul la t_{nav} puis en se reportant à l'abaque du facteur de caractérisation. On déterminera PM

$$t_{10} = 55^{\circ}\text{C}$$

$$t_{50} = 74^{\circ}\text{C}$$

$$t_{15} = 65^{\circ}\text{C}$$

$$t_{70} = 84^{\circ}\text{C}$$

$$t_{90} = 98^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Pente } S = \frac{t_{70} - t_{10}}{60} = \frac{84 - 55}{60} = 0,48$$

$$t_v = \frac{t_{10} + 2 \times t_{50} + t_{90}}{4} = \frac{60 + 2 \times 74 + 98}{4} = 76,5^{\circ}\text{C}$$

$$t_{\text{nav}} = 71,5^{\circ}\text{C}$$

$$\text{PM} = 90$$

$$d = 0,678$$

Détermination de la tension de vapeur vraie de l'essence

$$\text{T.V.R} = 0,565 \text{ kg / cm}^2$$

penne de la courbe ASTM

$$\frac{t_{15} - t_5}{10} = \frac{65 - 52}{10} = 1,3$$

$$\text{T.V.V} = 0,595 \text{ kg / cm}^2$$

X % pourcentage volumique de butane ajouté à l'essence

$$X = 10^4 \left(\frac{d}{M} \right)_{\text{essence}} \times \frac{\text{T.V.V}_m - \text{T.V.V}_{\text{essence}}}{\text{T.V.V}_4 - \text{T.V.V}_m}$$

$$\text{T.V.V}_m = 0,77 \text{ kg / cm}^2$$

$$\text{T.V.V}_4 = 4,5 \text{ kg / cm}^2$$

$$X = 10^4 \times \frac{0,678}{90} \times \frac{0,77 - 0,595}{4,5 - 0,77} = 3,53$$

Calcul du NO mélange.

$$\text{NO}_{\text{mélange}} = \frac{X \text{ NO}_{\text{butane}} + (100 - X) \text{ NO}_{\text{essence}}}{100}$$

$$\text{NO}_m = \frac{3,53 \times 100 + (100 - 3,53) \times 58}{100} = 59,5$$

$$\text{NO} + 0,4 \% = \frac{3,53 \times 100 + (100 - 3,53) \times 69,2}{100} = 72,24$$

NO + 0,4% = de l'essence est obtenue à l'aide du NOCl et du % 5 de l'essence (abaque Wuithier p.114 t I)

2°) Calcul du PM densité et Kuop de l'essence lourde (marche B)

Coupe	%V	d	V(m ³)	p (T)	tmav	PM	nbr de moles
12 - 14	2	0,722	26000	18772	108	108	173,81
14 - 16	2	0,734	26000	19084	119	114	167,40
16 - 18	2	0,745	26000	19370	129	118	164,15
18 - 20	2	0,754	26000	19604	139	124	158,09
20 - 22	2	0,762	26000	19812	148	129	153,58
22 - 24	2	0,768	26000	19968	157	135	147,91
24 - 26	2	0,7735	26000	20111	166	138	145,73
26 - 28	2	0,7785	26000	20241	176	145	139,59
		0,7546	208000	156962		125,54	1250,26

$$d = 0,7546$$

$$PM = 125,54$$

$$Kuop = 12$$

(abaque facteur de caractérisation)

3°) Calcul de la densité du Résidu sous-vide

Produits	V(M ³)	d	p(T)
Résidu atmosphérique	496470	0,9446	468969,99
DSV	184470	0,8903	164233,64
RSV	312000	0,9767	304736,35

4°) Butanisation de l'essence C^t du FC.

$$X = 10^4 \left(\frac{d}{M} \right)_{ess} \frac{T.V.V_m - T.V.V_{ess}}{T.V.V_{c_4} - T.V.V_m}$$

$$d = 0,765$$

$$M = 112$$

$$(T.V.V)_m = 0,77 \text{ kg / cm}^2$$

$$(T.V.V)_{ess} = 0,205 \text{ kg / cm}^2$$

$$(T.V.V)_{c_4} = 4,5 \text{ kg / cm}^2$$

$$d'où X = 10^4 \frac{0,765 \times 0,77 - 0,205}{112 \quad 4,5 - 0,77} = 10,36$$

5°) Détermination de la viscosité du DSV.

La viscosité a été tracé avec une échelle logarithmique en ordonnée.

$\eta = f(\text{rendement})$ courbe n° 16

Dans l'intervalle (60 - 78% volumique) la représentation de la viscosité est linéaire donc on peut pondérer les valeurs instantannées.
résultats obtenus.

$$SSU_{100^\circ F} = 38 \text{ cst} \quad \text{courbe n° 16}$$

$$SSU_{210^\circ F} = 105 \text{ cst}$$

Pour déterminer la viscosité à 50°C connaissant celle à 100°F et 210°F on peut utiliser l'abaque (p. 166 dans Maxwell)

Viscosité à 50°C du DSV = 54 cst

Le η a été pris graphiquement sur la courbe n° 19 par pondération puisque le η est une propriété additive.

BRUT OKE

Débutankisation de l'essence légère

On applique toujours la formule

$$X = 10^4 \left(\frac{d}{PM_{ess}} \right) \frac{T.V.V_m - T.V.V_{ess}}{T.V.V_{c_4} - T.V.V_m}$$

Calcul du poids moléculaire : PM

$$t_{10\%} = 43,3^\circ C \quad t_{50\%} = 77,0^\circ C$$

$$t_{70\%} = 88^\circ C \quad t_{90\%} = 105^\circ C$$

$t_{19\%} = 47,3$ Ces températures sont prises sur la courbe - 25 -

$$\text{Pente : } S = \frac{t_{70} - t_{10}}{60} = \frac{88 - 43,3}{60} = 0,74$$

$$t_v = \frac{t_{10} + 2t_{50} + t_{90}}{4} = \frac{43,3 + 2 \times 77 + 105}{4} = 75,6^\circ C$$

$$t_{mav} = 64,6^\circ C$$

$$PM = 85$$

$$Kuop = 12,4$$

Détermination de la T.V.V de l'essence

On applique to
 T.V.R = 1,01 kg / cm²
 Pente de la courbe ASTM

$$\frac{t_{15} - t_{50}}{10} = \frac{47,3 - 40}{10} = 0,72$$

Ce qui donne T.V.Vessence = 1,05 kg / cm²

T.V.Vmélange = 0,77 kg / cm²

T.V.Vbutane = 4,5 kg / cm²

$$X = 10^4 \frac{d \text{ essence} = 0,686}{85} \frac{0,77 - 1,05}{4,5 - 0,77} = 6,05 \%$$

Il faudra alors enlever une quantité de butane contenue dans l'essence.

<u>essence</u> =		<u>mélange</u>
NO cl = 69,4		NO Q = 71,2
NO + 3cc = 88,3		NO + 3a = 89
NO + 0,4% = 74,5		NO + 0,4% = 76

(déterminés a partir de l'abaque wuithier L.I.P 114 avec %S = 0,015)

Calcul de la densité de l'essence lourde

Coupe	% V	Volume (m ³)	d	poids(T)	Tmav	PM	nbr de moles
22-23,99	1,99	15920	0,7450	11860,4	270	120	98,8
23,99-26,94	2,95	23600	0,7591	17914,7	287	125	143,3
26,94-29,78	2,84	22720	0,7779	17673,8	312	132	133,8
29,78-32,38	2,60	20800	0,7779	16180,3	337	140	115,6
32,38-34,3	1,90	15360	0,7800	11980,8	362	149	80,4
charge	12,3	98400	0,7683	75610		132	572

Les coupes étant assez étroites on pourra considérer tmoy = tmav

PM = 132

Kuop = 11, -

(déterminé sur la courbe de caractérisation du brut OKE)

d = 0,7682

Calcul de la densité et K_{uop} du DSV

Coupe	% V	V(m ³)	d	P (t)	T _{trav} OF	PM	Nbr de moles
61 - 62,15	1,15	9200	0,8586	7899,12	660	287	27,52
62,15 - 64,97	2,82	22560	0,8676	19573,05	681	300	65,24
64,97 - 65,88	0,91	7280	0,8697	6331,41	697	310	20,42
65,88 - 68,76	2,88	23040	0,8751	20162,30	711	314	64,21
68,76 - 71,74	2,98	23840	0,8822	21031,64	781	365	57,62
71,74 - 74,61	2,87	22960	0,8977	20416,60	841	416	48,56
74,61 - 77,32	2,71	21680	0,8956	19416,60	844	417	46,56
77,32 - 78,83	1,51	12080	0,9013	10887,70	845	418	26,04
Charge		142640	0,8811	125683,41		352,44	356,6

$PM = 352,44$
 $d = 0,8811$
 $K_{uop} = 12,2$

Calcul de la densité du GOM

Coupe	% V	V(m ³)	d	P (t)
42,97 - 43,87	0,9	7200	0,8270	3954,40
43,87 - 46,74	2,87	22960	0,8294	19043,02
46,74 - 50,61	3,87	30960	0,8353	25860,88
50,61 - 53,44	2,83	22640	0,8413	19047,03
53,44 - 56,35	2,91	23280	0,8463	19701,86
56,35 - 59,23	2,88	23040	0,8519	19627,77
59,23 - 61		14160	0,8586	12157,71
		144240	0,8416	121392,76

Butanisation de l'essence C₅ du fluid coking

Pour le FC on approxime le PM de l'essence à 109 d'après courbe PM = f (densité) de l'essence du brut.

$$\text{TVR de l'essence} = 0,2 \text{ hpz} = 0,204 \text{ kg / cm}^2$$

$$\text{TVV} \quad \quad \quad = 0,206 \text{ kg/ cm} \quad (\text{pente ASTM} \quad \underline{\quad} \quad 1)$$

$$X = 10^4 \left(\frac{d}{M} \right)_{\text{oss}} \quad \cdot \quad \frac{\text{TVV}_n - \text{TVV}_{\text{ess}}}{\text{TVV}_4 - \text{TVV}_n}$$

$$X = 10^4 \times \frac{0,765}{109} \times \frac{0,77 - 0,206}{4,5 - 0,77} = 10,61 \%$$

Spécifications du GOMDétermination de l'indice de Cetane

$$\text{Point d'aniline} = 174^\circ \text{ F} \quad (\text{courbe n}^\circ)$$

$$d = 0,8416 = 36,6 \text{ }^\circ\text{API}$$

$$\text{d'où indice Dièsel} = \frac{\text{PA } (^\circ\text{F}) \times \text{densité } (^\circ\text{API})}{100} = \frac{174 \times 36,6}{100} = 63,68$$

en se reportant sur la courbe dièsel index = f (indice de cetane)

$$\text{ID} = 63,68 \quad \Rightarrow \quad \text{indice de cetane} = 57$$

Point éclair du GOM

La coupe de GOM (42,97 - 61 % V qui correspond à 500°F - 660°F) est incluse dans la coupe (430°F - 700°F) du distillat atmosphérique on pourra alors considérer que le point éclair du GOM est à peu près égal à celui de la coupe 430°F - 700°F Point éclair — 110°C

Spécification du TR₄

Le kérosène utilisé dans le TR₄ est un mélange de kérosène provenant du brut OKE et du brut 31.

a) Calcul de la densité du kérosène et de son poids moléculaire

Kérosène du brut 31

COUPE	V (m ³)	d	P (T)	t _{nav}	PM	nombre de notes
28 - 30	26000	0,783	20358	185	162	125,6
30 - 32	26000	0,787	20462	194	170	120,4
32 - 34	26000	0,7915	20579	202	174	118,3
34 - 36	26000	0,7955	20683	212	180	114,9
36 - 38	26000	0,800	20800	221	188	110,6
38 - 39,58	20540	0,8055	16544,9	230	195	107,4
TOTAL	150610	0,793	119427		171	697,2

de PM des coupes a été pris sur la (courbe - 17 -)

Kérosène du brut OKE

COUPE	% V	V (m ³)	d	P (T)	PM	nombre de notes
34,3 - 34,46	0,15	1200	0,780	936	138	6,78
34,46 - 36,45	2,00	16000	0,7923	12676,8	152	83,40
36,45 - 40,98	4,53	36240	0,8040	29136,9	161	180,90
40,98 - 42,97	1,99	15920	0,8270	13165,8	180	73,14

Pour le TR₄ on a utilisé 150610 m³ du kérosène 31 et 669560 m³ du kérosène OKE

Kérosène	V (m ³)	d	P (T)	PM	nombre de notes
31	150610	0,793	119427,0	171	697,2
OKE	69560	0,8061	55915,6	162	344,3
Mélange	220170	0,796	175342,6	168	1041,6

b) Calcul de la tension de vapeur du TR4

La tension de vapeur d'un mélange est donnée par la loi de Raoult.

$$(T.V.V)_m = (T.V.V)_i \times X_i$$

avec $(T.V.V)_m$ = tension de vapeur vraie du mélange à la température m_t ($^{\circ}\text{C}$)

$(T.V.V)_i$ = tension de vapeur vraie d'un constituant i du mélange à t ($^{\circ}\text{C}$)

X_i = fraction molaire de ce constituant i dans le mélange

$$(T.V.V)_{TR4} = X_1 (T.V.V)_{\text{essence}} + X_2 (T.V.V)_{\text{butane}} + 3(T.V.V)_{\text{kérosène}}$$

La $(T.V.V)_{\text{kérosène}}$ est négligeable devant la $(T.V.V)_{\text{butane}}$ et la $(T.V.V)_{\text{essence}}$.

$$\text{d'où } (T.V.V)_{TR4} = X_1 (T.V.V)_{\text{essence}} + X_2 (T.V.V)_{\text{butane}}$$

Pour connaître les fractions molaire X_1 et X_2 il faudra calculer les poids moléculaire et le nombre de moles de chaque constituant.

Nombre de moles de l'essence légère

$$P = 14406 \text{ T}$$

$$PM = 86$$

(voir courbe)

$$N_{\text{essence}} = \frac{14406}{86} = 167,5$$

Nombre de moles de gaz

On utilise 920 m^3 de butane

$$P = 537,3 \text{ m}^3$$

$$N_{\text{butane}} = \frac{537,3}{58} = 9,3$$

Nombre de moles du kérosène

$$PM = 168$$

$$P = 175342,6 \text{ T}$$

$$N_{\text{kérosène}} = \frac{175342,6}{168} = 1043,7$$

Nombre de moles total

$$N = N_{\text{kérosène}} + N_{\text{essence}} + N_{\text{butane}} \\ = 1043,7 + 167,5 + 9,3 = 1220,5$$

$$\text{d'où } X_1 = \frac{N_{\text{essence}}}{N} = \frac{167,5}{1220,5} = 0,14$$

$$X_2 = \frac{N_{\text{butane}}}{N} = \frac{9,3}{1220,5} = 0,008$$

Tension de vapeur vraie du TR4

$$\begin{aligned} (T.V.V) \text{ TR4} &= X_1 (T.V.V) \text{ essence} + X_2 (T.V.V) \text{ C4} \\ &= 0,14 \times 1,05 + 0,008 \times 4,5 = 0,187 \\ (T.V.V) \text{ TR4} &= 187 \text{ g/cm}^2 \end{aligned}$$

c) Point de congélation du TR4

On détermine la température moyenne d'ébullition du TR4 et son KUOP à partir de l'abaque de factorisation, ()

A. l'aide du PM et de la densité du TR4 on déterminera Kuop et T moyenne.

Poids moléculaire du TR4

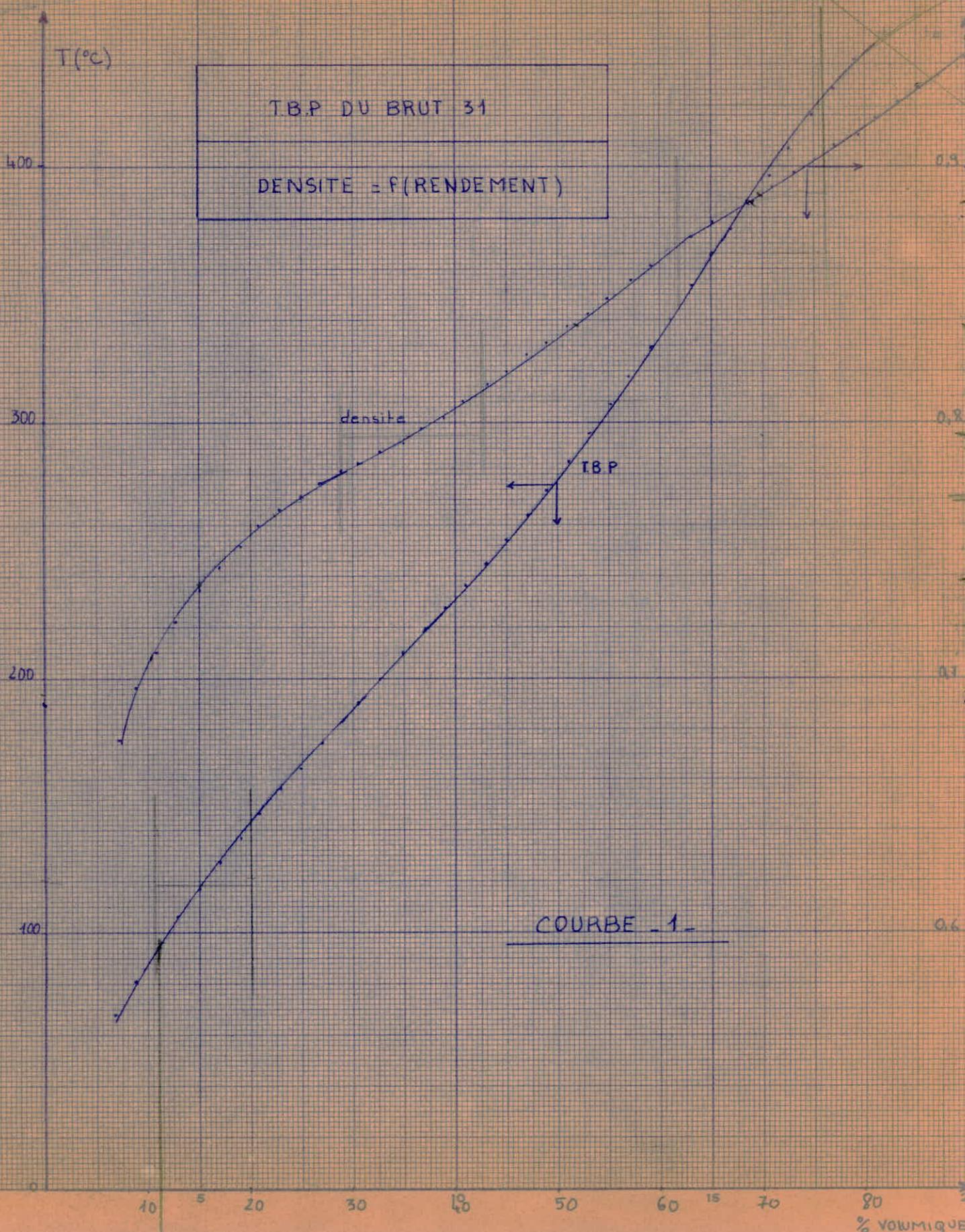
Produits	PM	Nombre de moles	Poids
Kérosène	169,8	1041,6	177057
Essence	86	167,5	14400
Butane	58	9,3	537
Mélange	157,5	1218,4	192000

Kuop = 11,8
T moyenne = 190°C

Ces valeurs reportées sur l'abaque ()
donnent :

Point de congélation = - 60

Le point de congélation est fixé à - 60, ceci garantit la pompabilité du combustible aux très basses températures rencontrées en altitude.



ESSENCES LEGERES DU BRUT 31

NO d
NO A
+3cc

NO d

COURBE 2

55 90

NO+3cc

50 80

45 70

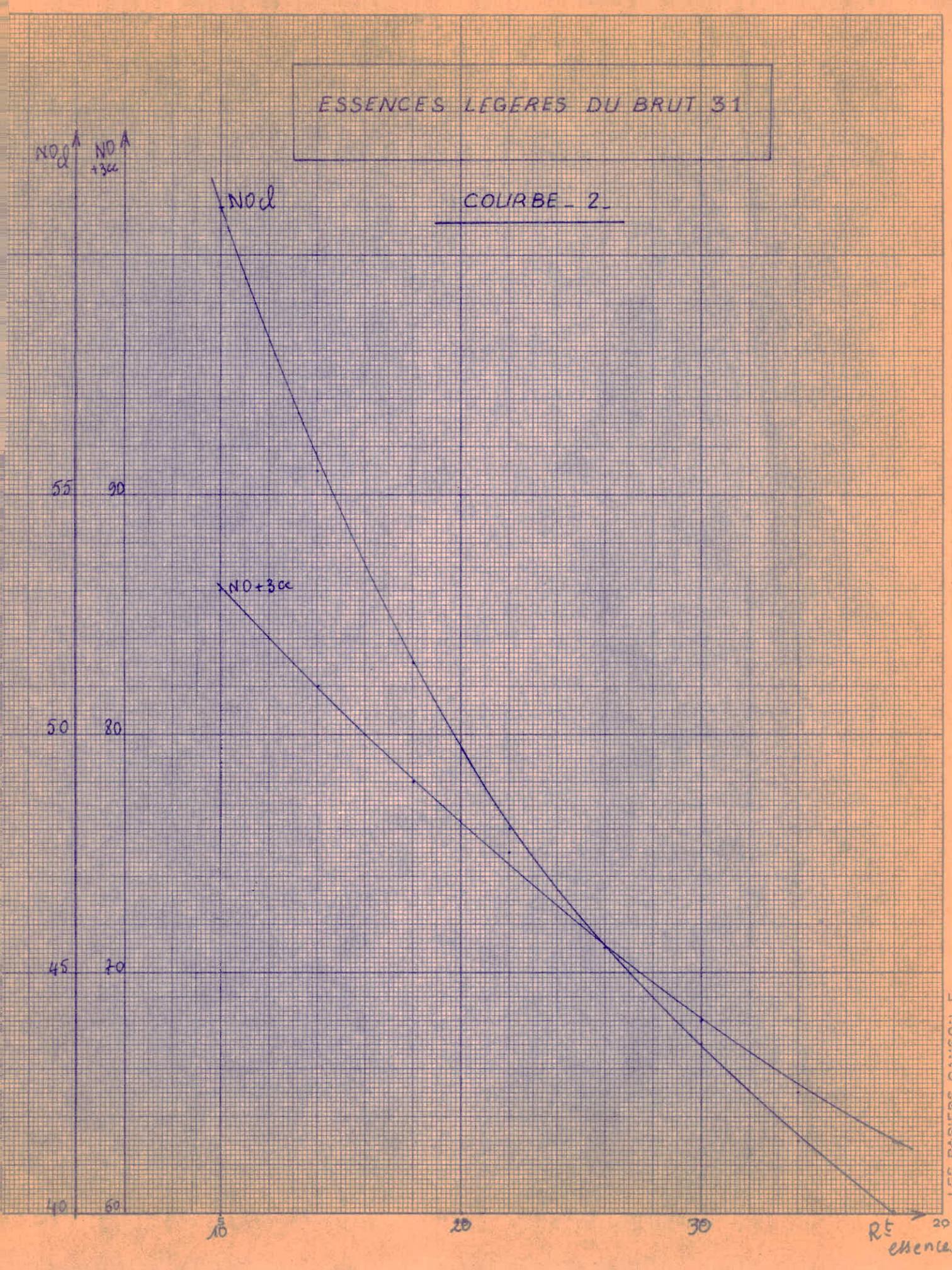
40 60

10

20

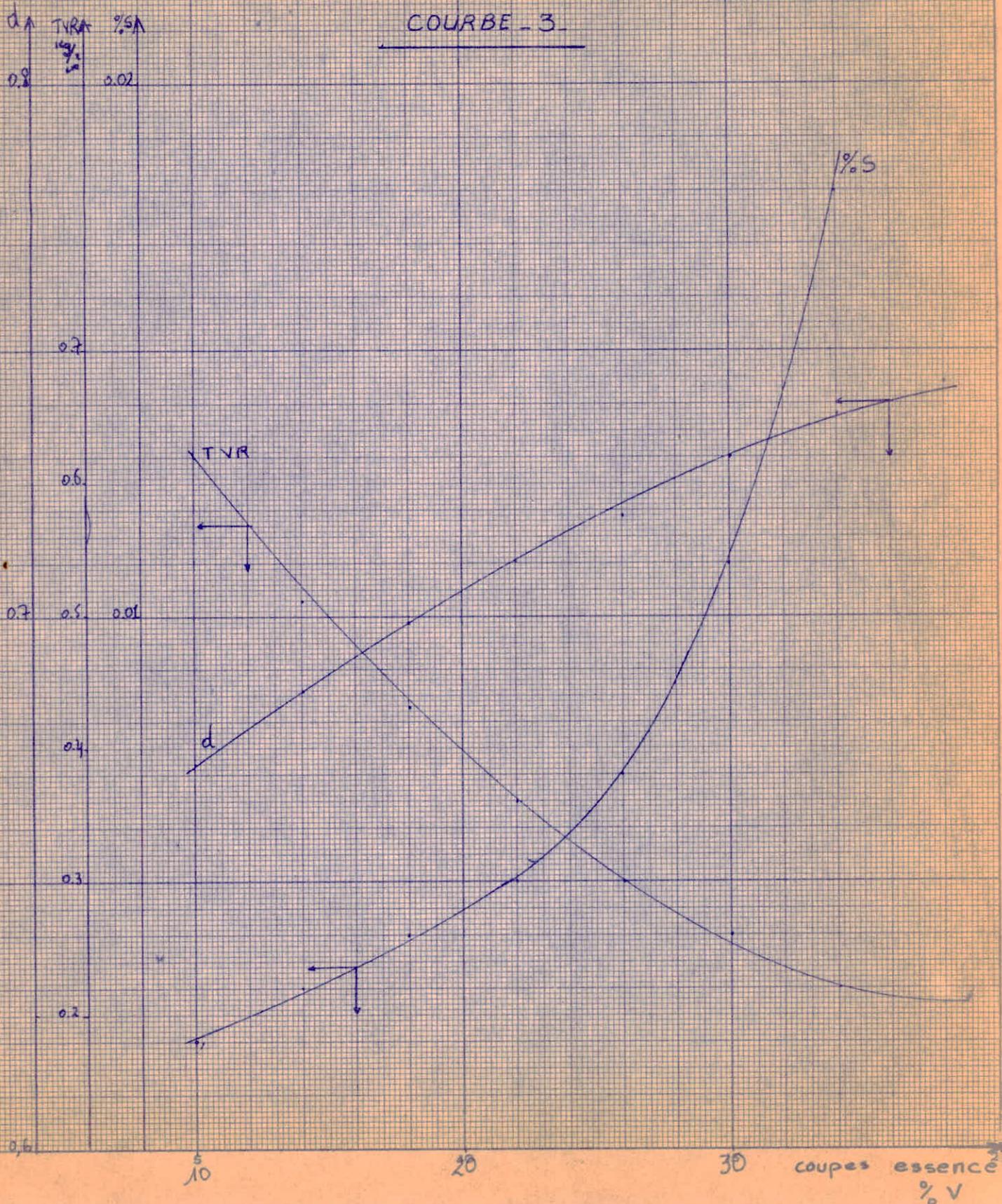
30

R^t essence



ESSENCES LEGERES DUBRUT 31

COURBE - 3 -



ESSENCES LEGERES DU BRUT 31
DISTILLATION ASTM.

COURBE - 4 -

T (°C)

200

100

0

5
10

20

30

Rt essences
(% V)

t₉₀

t₈₀

t₅₀

t₂₀

t₁₀

t₅

ESSENCES LEGERES DU BRUT 31

$$PM = f(DENSITE)$$

COURBE - 5

densité

0.8

0.7

0.6

80

90^s

100

110^o

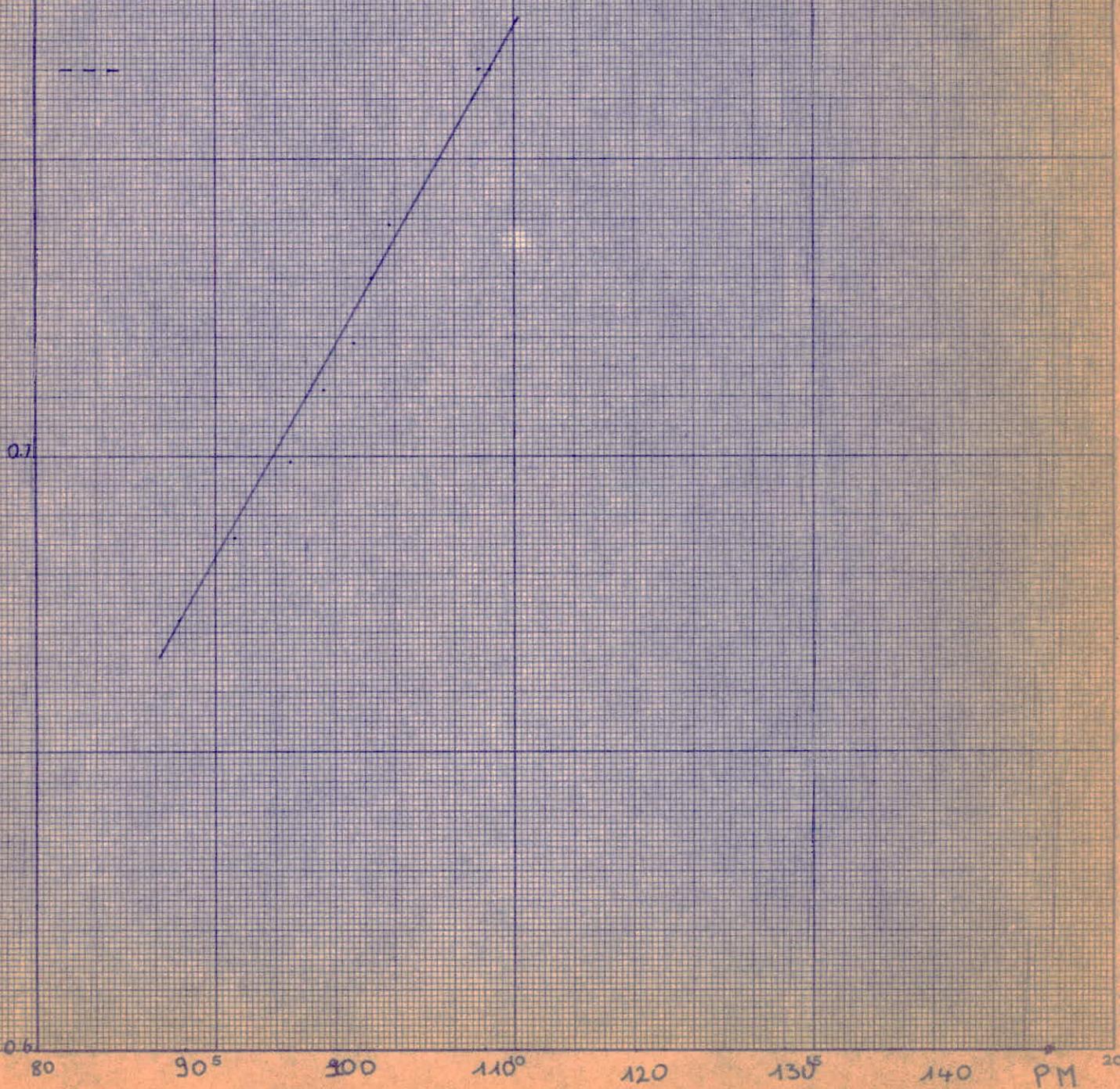
120

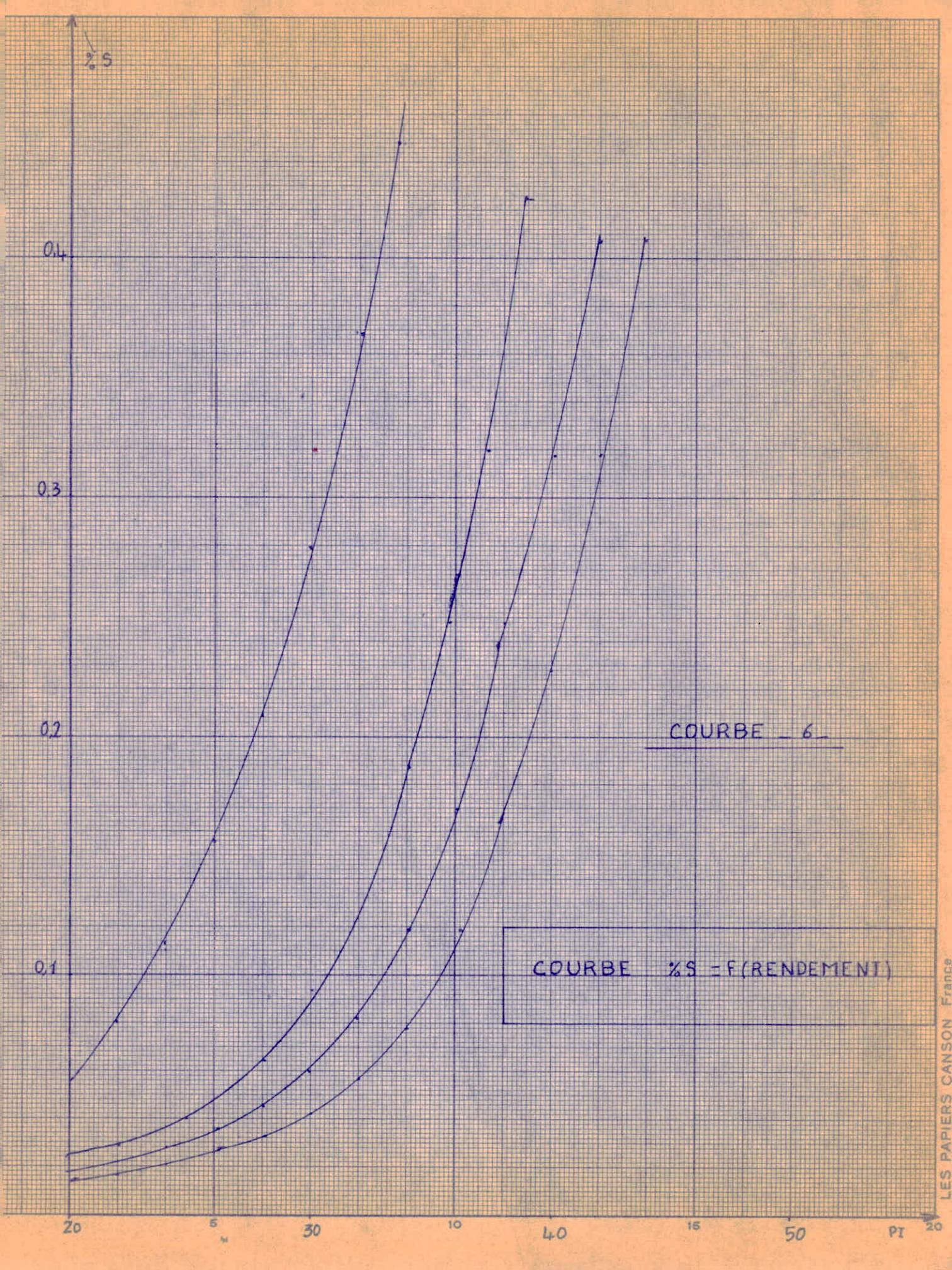
130^s

140

PM

20





2.5

0.4

0.3

0.2

0.1

COURBE 6

COURBE %S = F(RENDEMENT)

20

50

100

150

200

REND

PF

60

50

40

30

20

5

30

10

40

15

50

PI (point int)

0.4

0.3

0.2

0.12

0.1

0.03

0.024

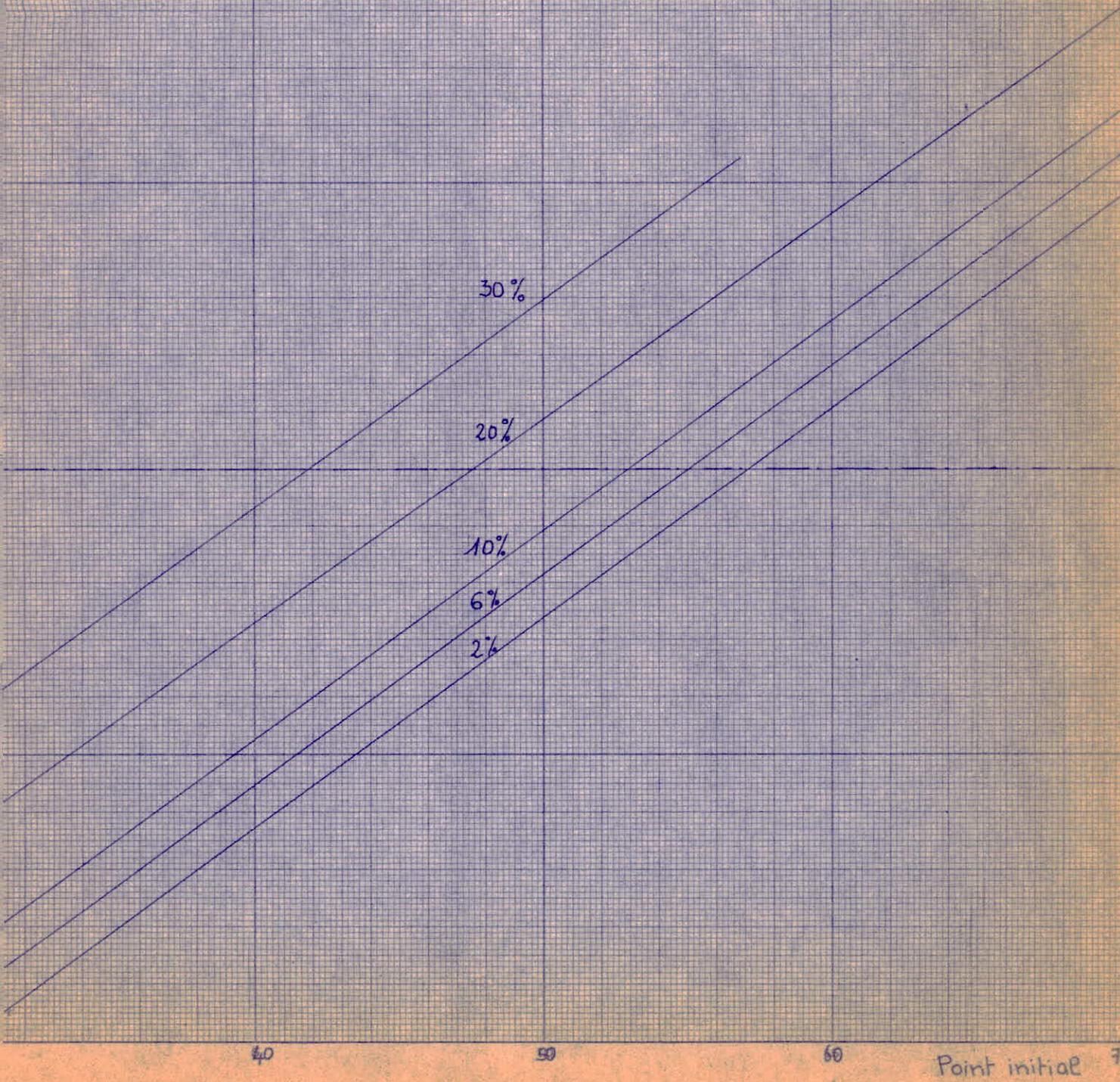
0.02

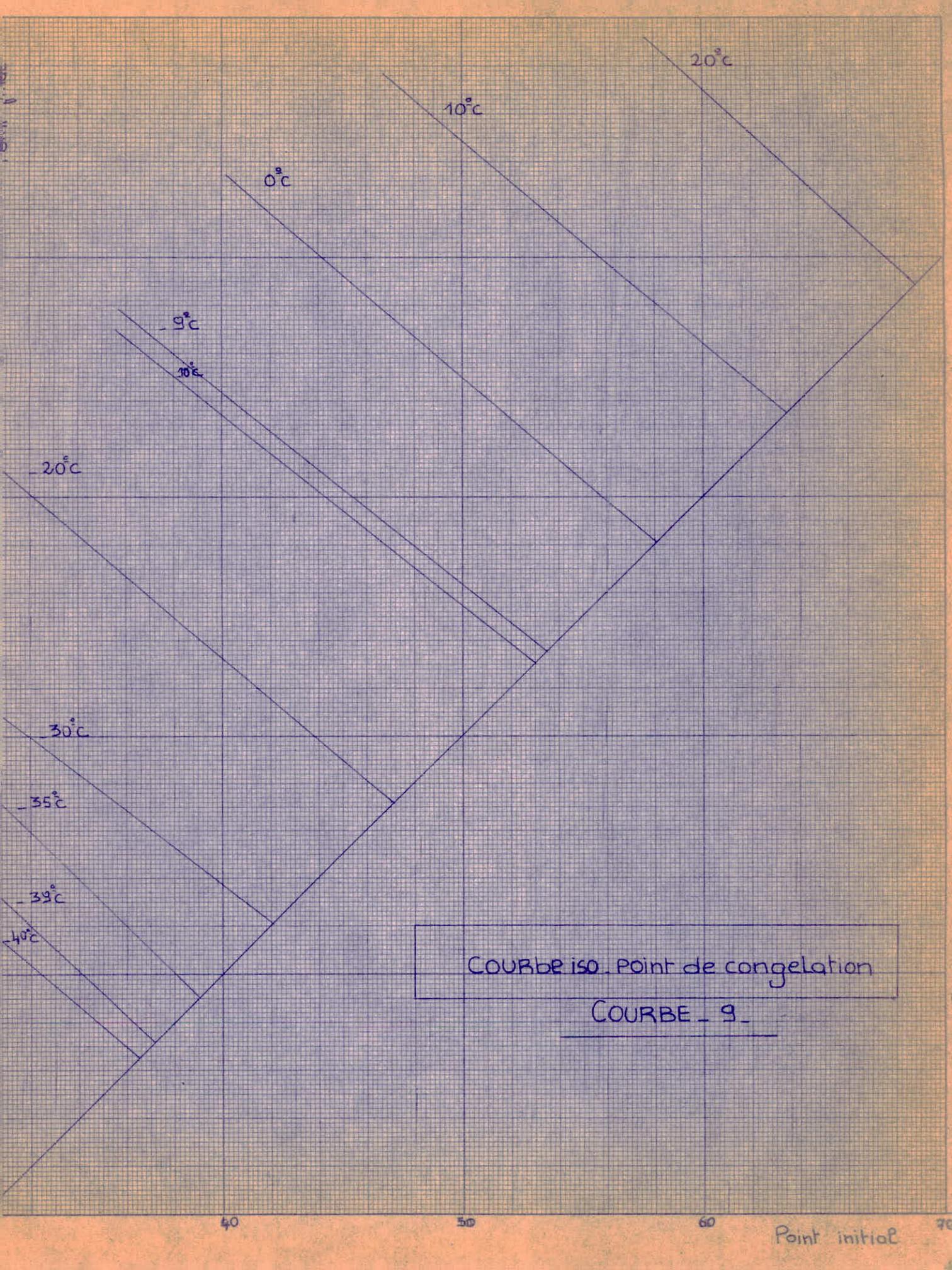
COURBE - 7 -

COURBE ISO - % SOUFRE

LES PAPIERS CANSON France

Point de congélation - Rendement
COURBE - 8 -





PFECLAIR
(°C)

COURBE 10

POINT ECLAIR = F(RENDEMENT)

200

100

50

30

5

40

10

50

15

60 PI (point initial)

30%

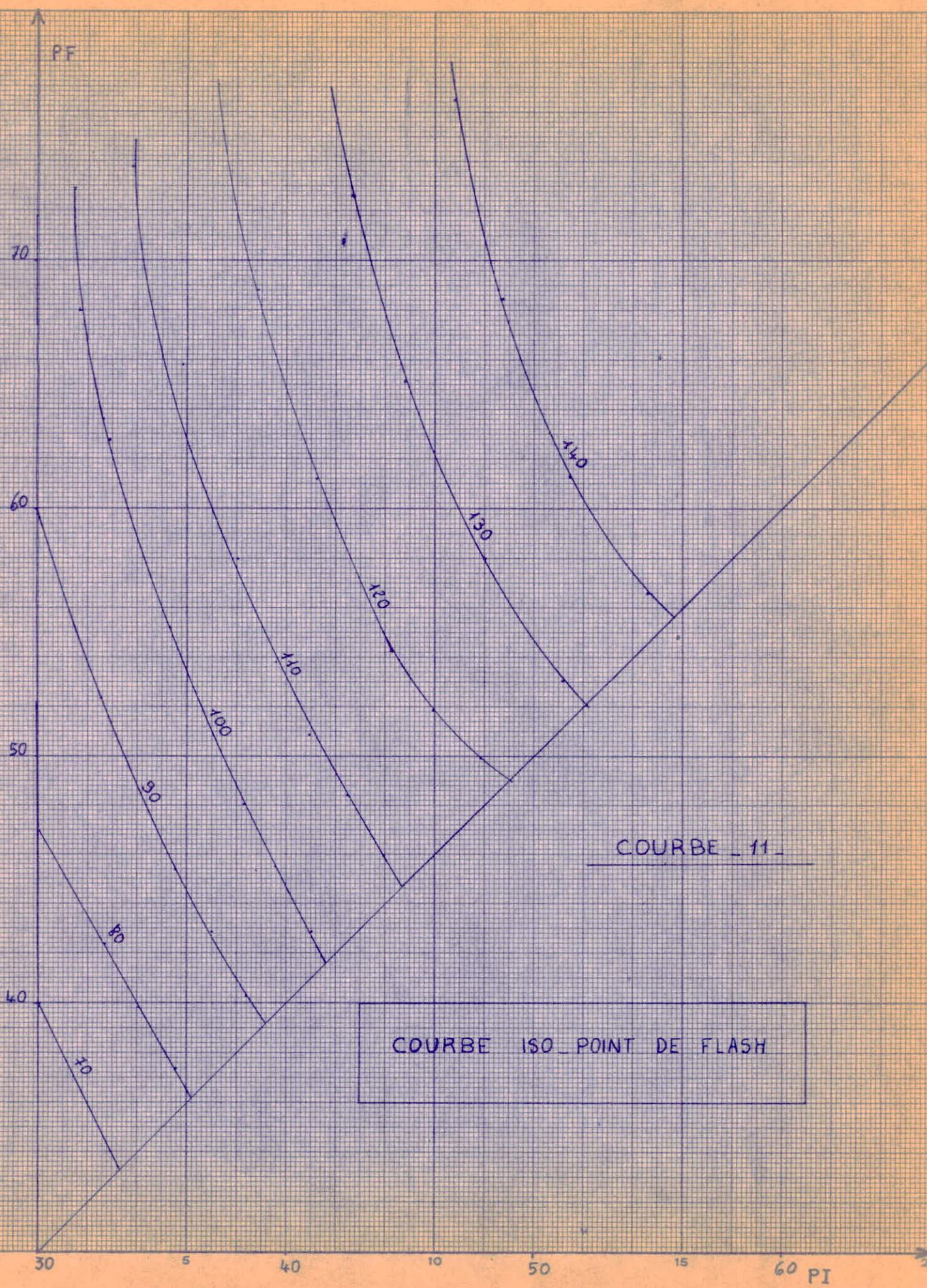
20%

10%

6%

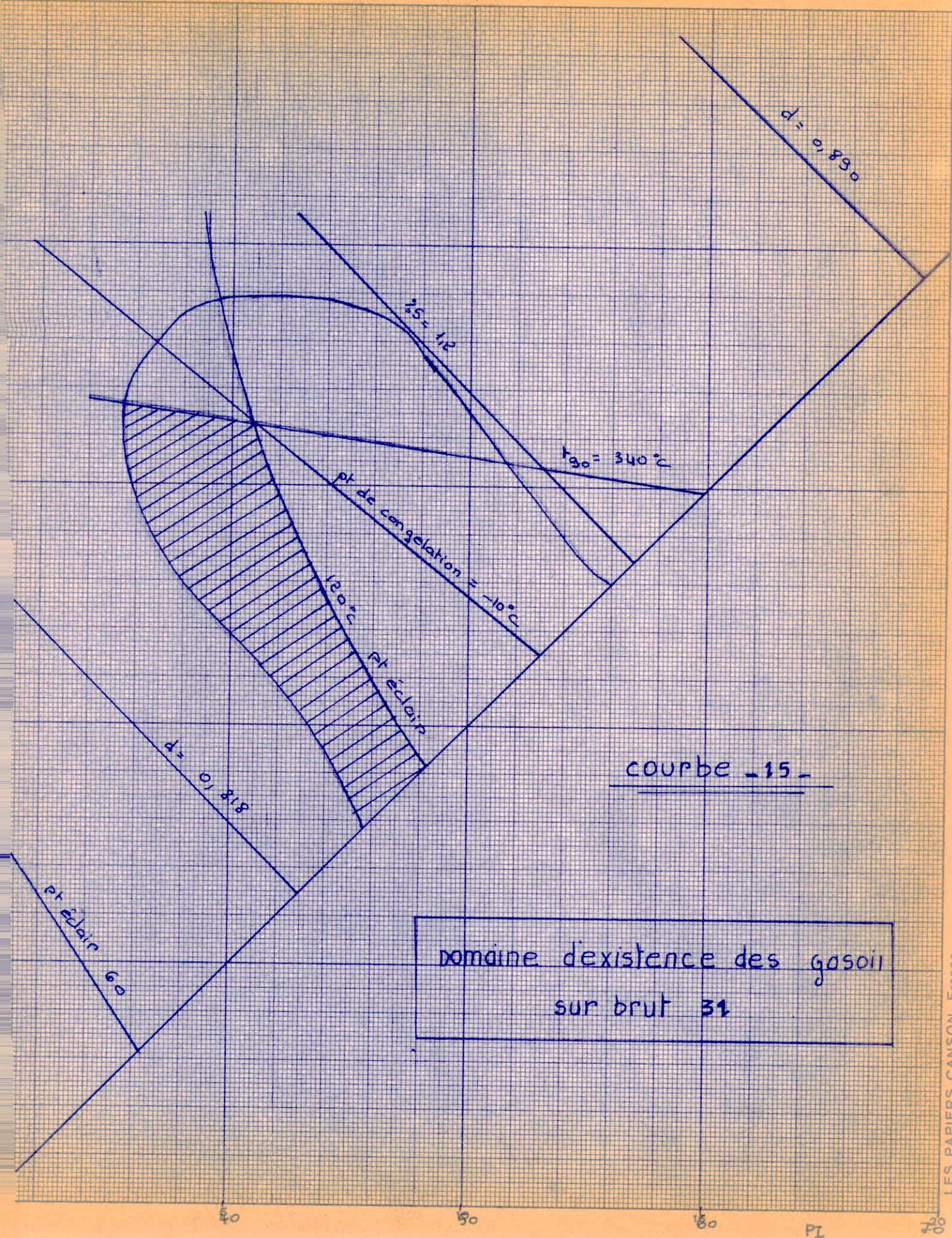
2%

40%



COURBE ISO POINT DE FLASH

COURBE 11



P.M. = f(rendement) DU BRUT 31

COURBE - 17-

Poids
moléculaire

400

300

200

100

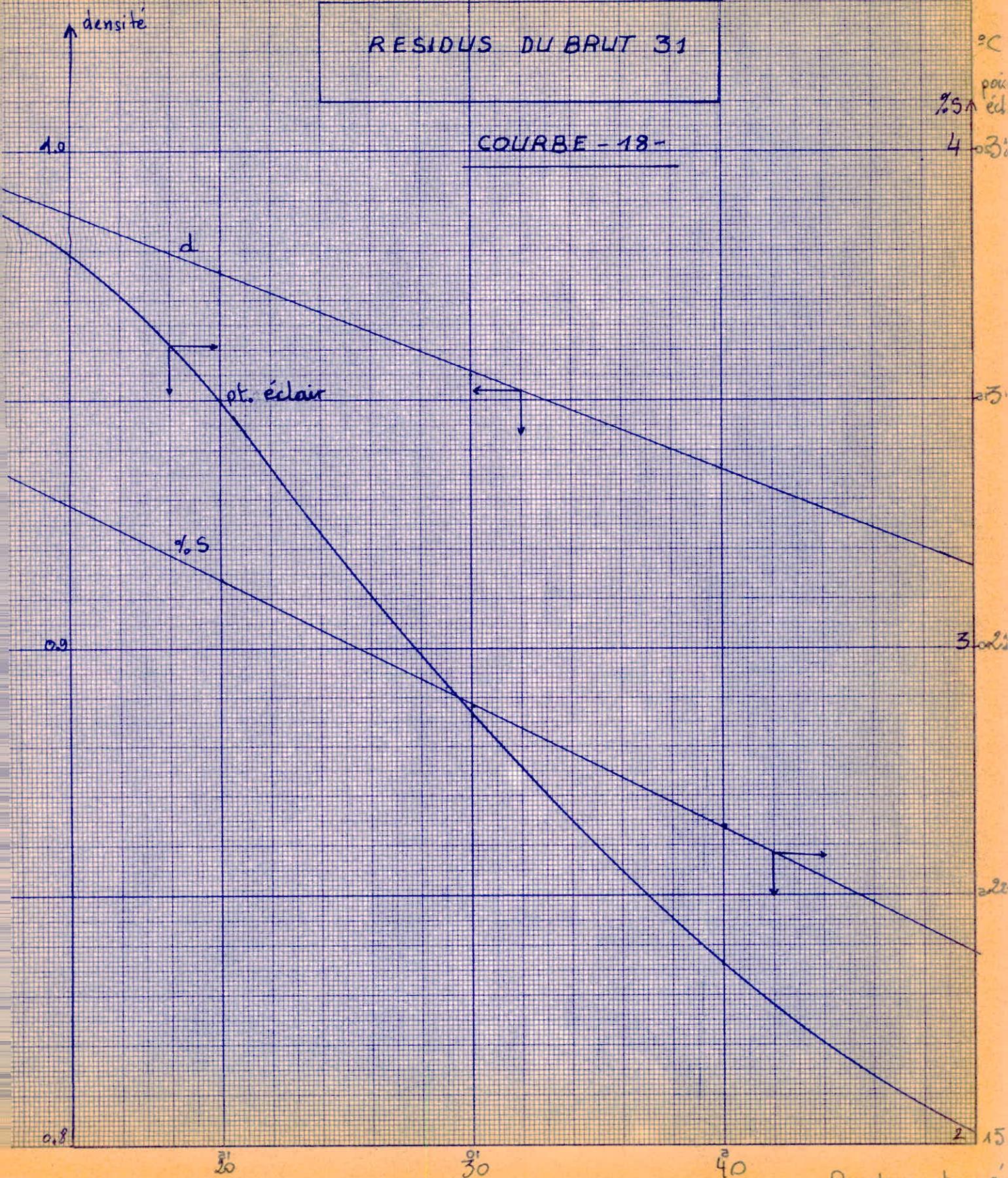
0 10 5 20 30 40 50 60 15 70 80 20
% Volumique



% Volumique	Poids moléculaire
5	80
10	100
15	120
20	140
25	160
30	180
35	200
40	220
45	240
50	260
55	280
60	300
65	330
70	380

RESIDUS DU BRUT 31

COURBE - 18 -



20
25
30
35
40

3.02

2.22

2.15

Rendement en r

BRUT 31

$$\%S = f(\text{RENDEMENT})$$

COURBE 19

%S

25

2

15

60

5

65

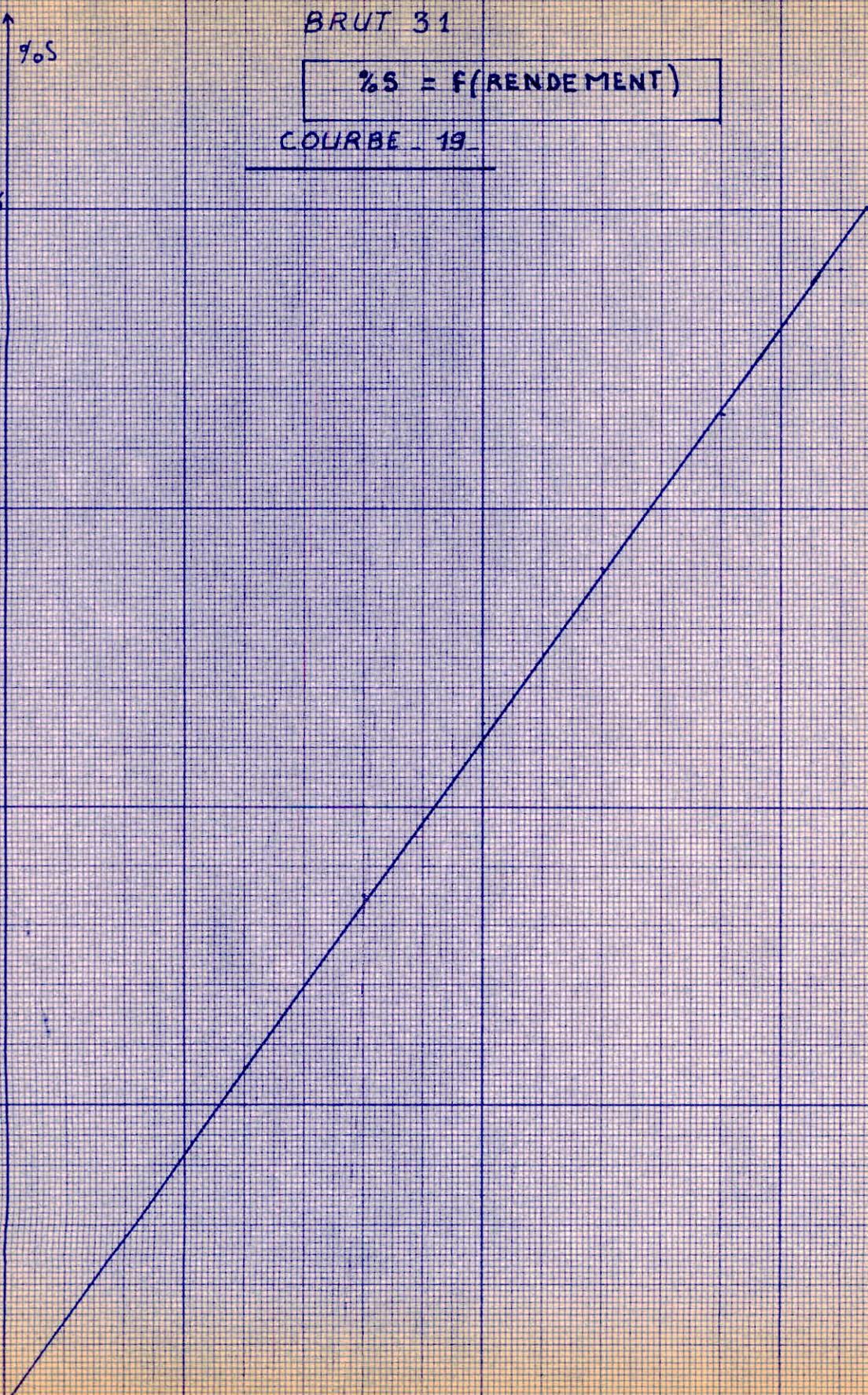
10

70

15

75

rendement %



%S

$$\%S = F(\text{RENDEMENT})$$

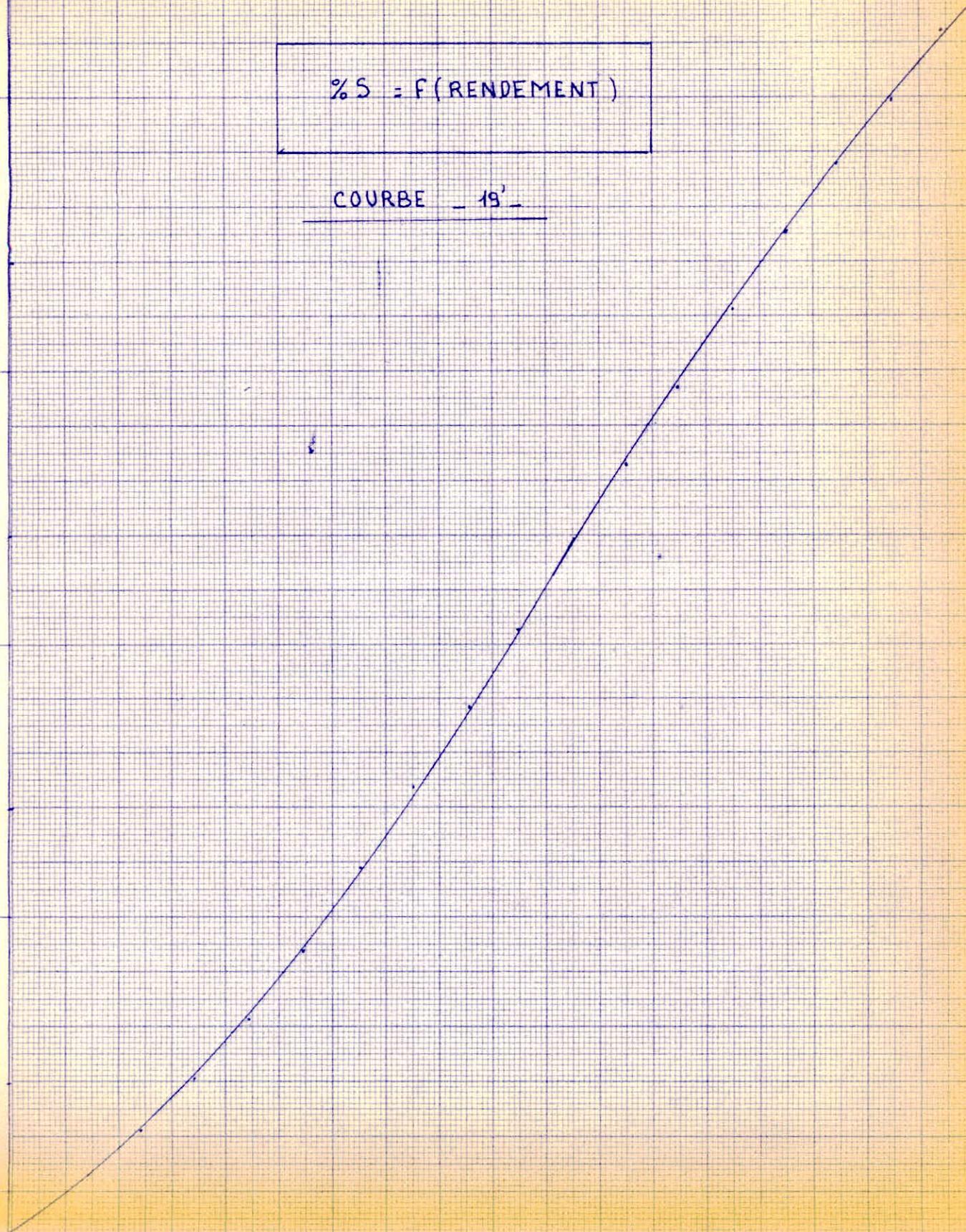
COURBE - 19'

2

1,5

1

0,5



BRUT OKE

0,7
T(°C)

0,8

0,9

densité

COURBE - 20 -

densité

TBP

600

400

200

0

10

5

20

30

40

50

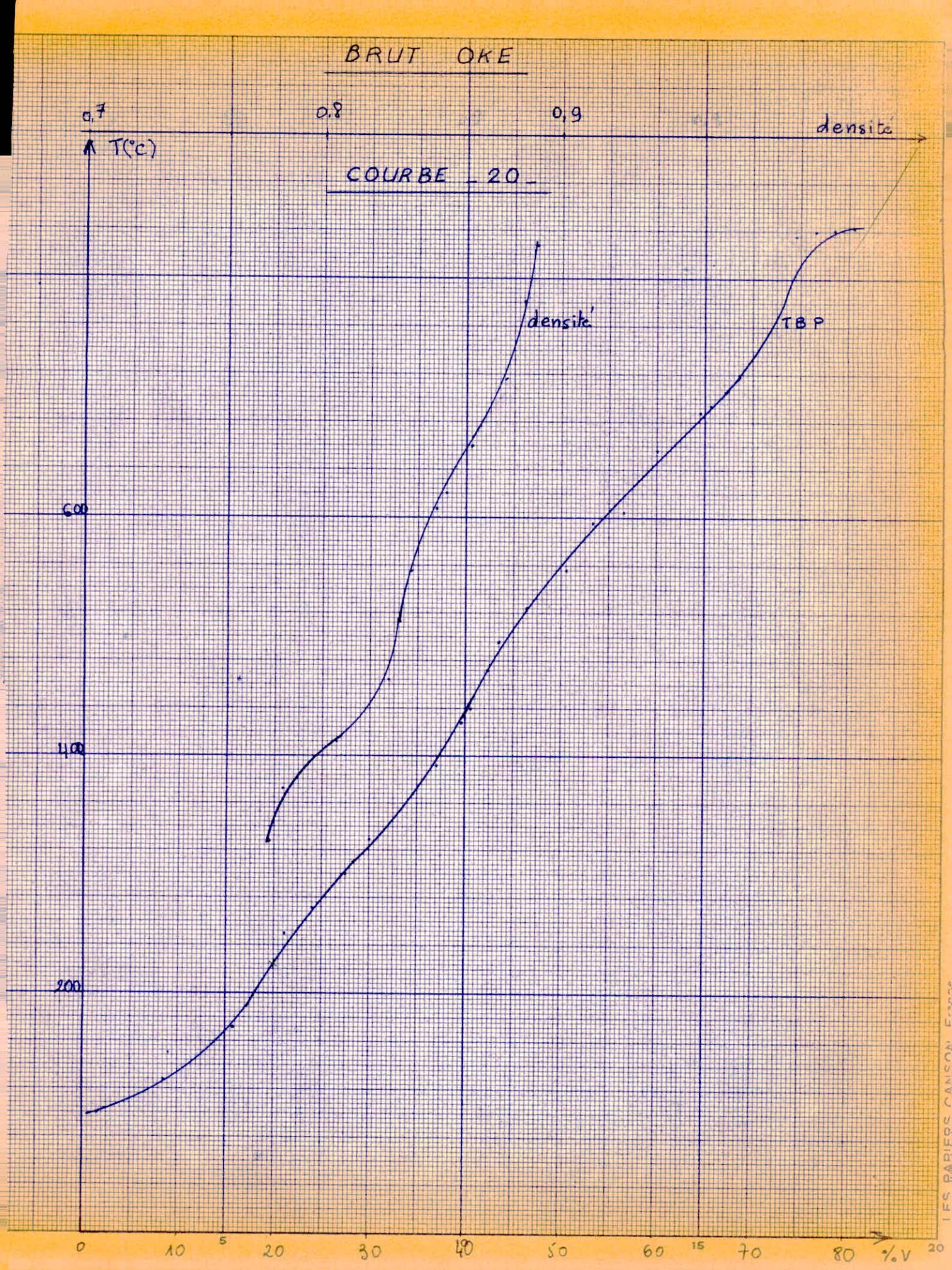
60

15

70

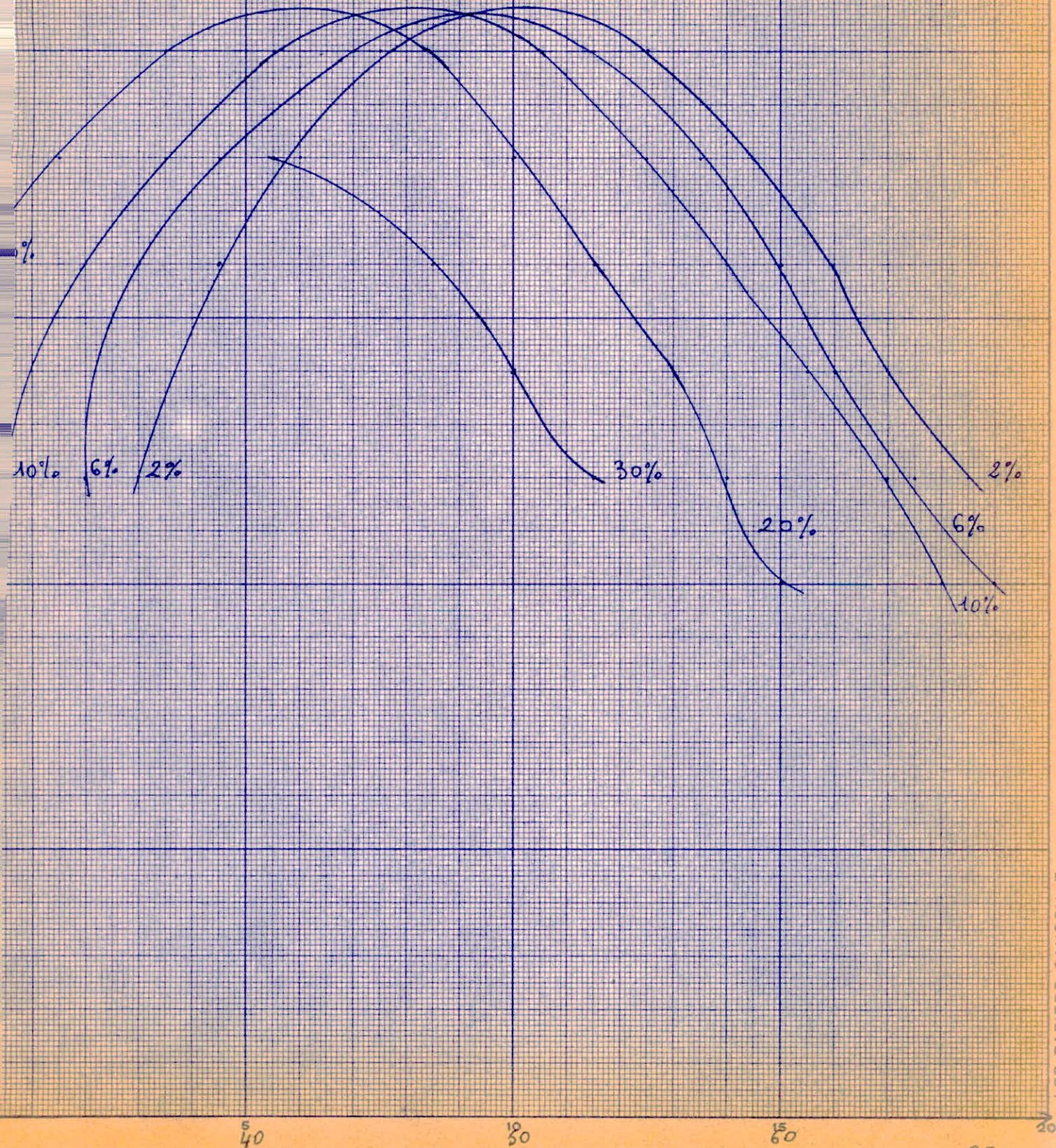
80

20



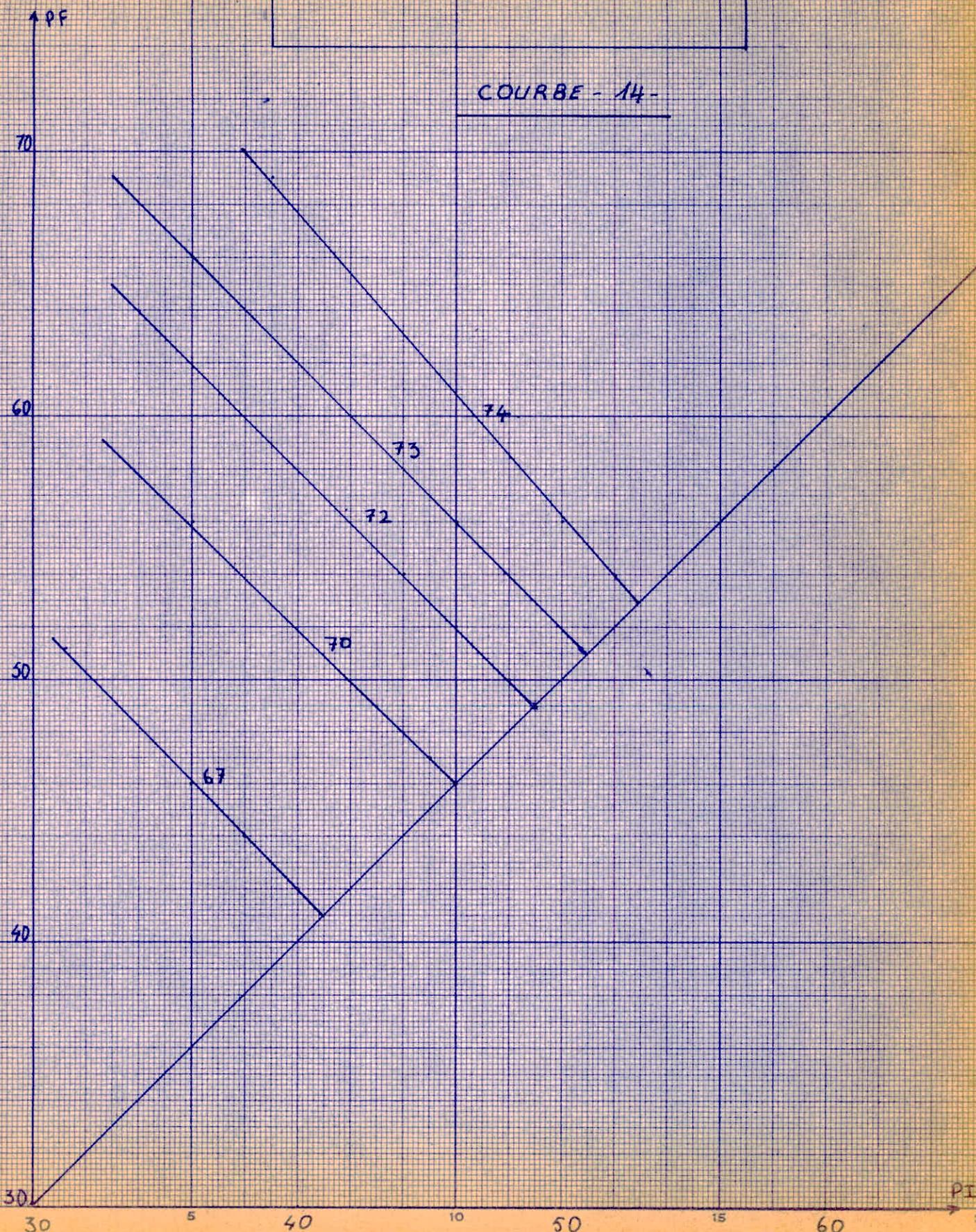
NOMBRE DE CETANE = f(RENDEMENT)

COURBE - 12



COURBE ISO-POINT D'ANILINE

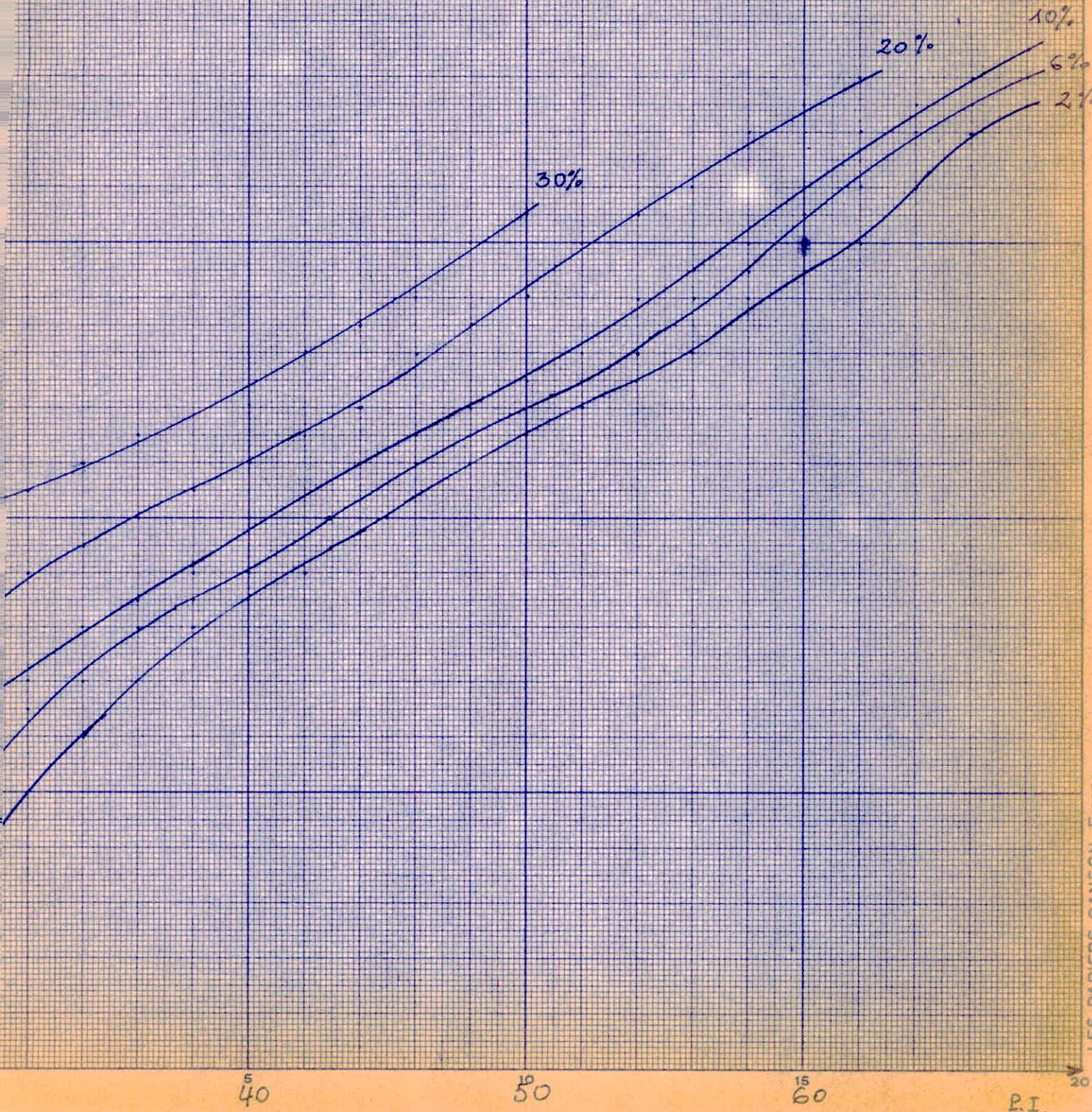
COURBE - 14 -



→A.

POINT D'ANILINE = f(RENDEMENT)

COURBE-13-

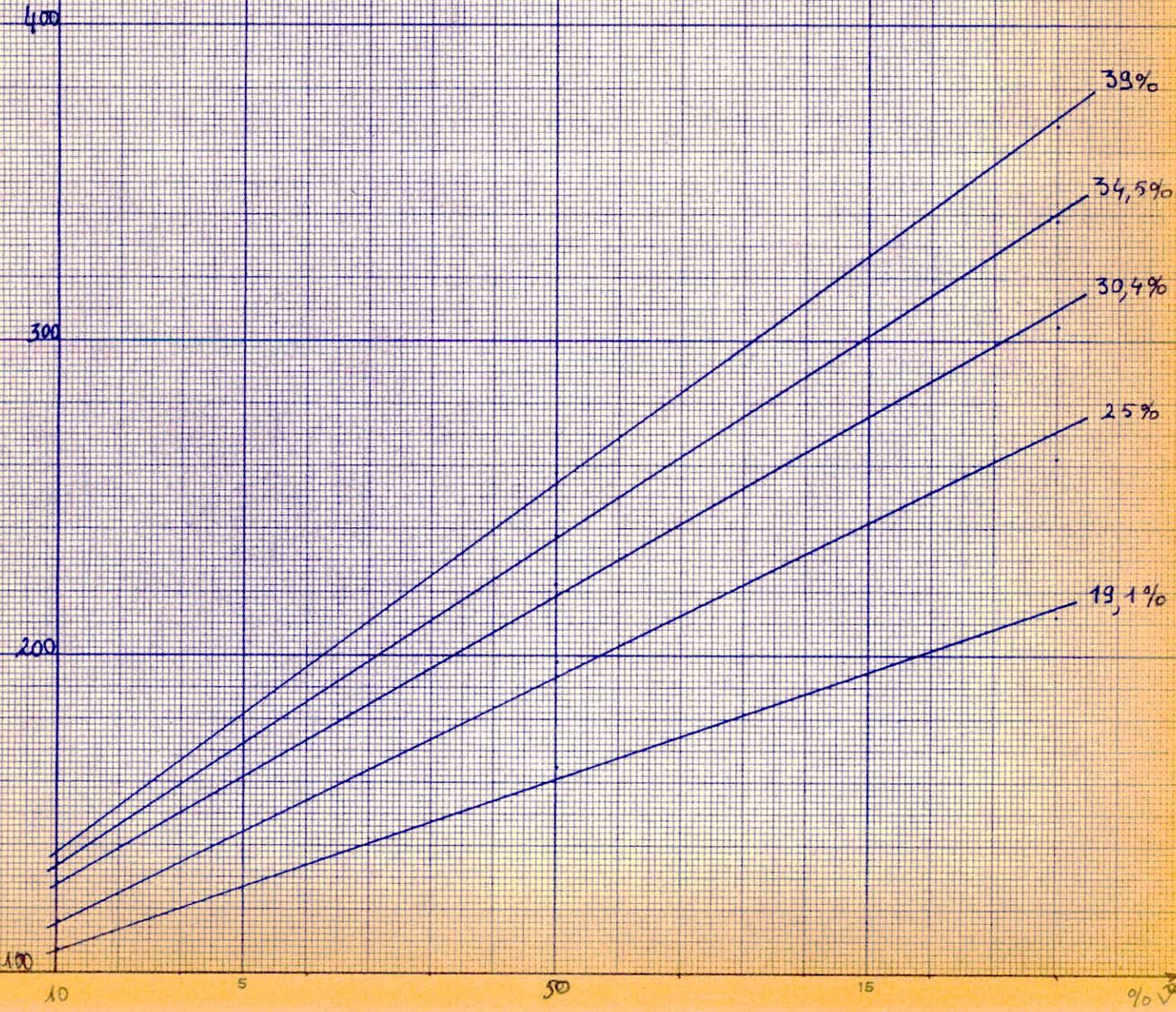


T°F

ESSENCES DUBRUT OKE

T (°F)

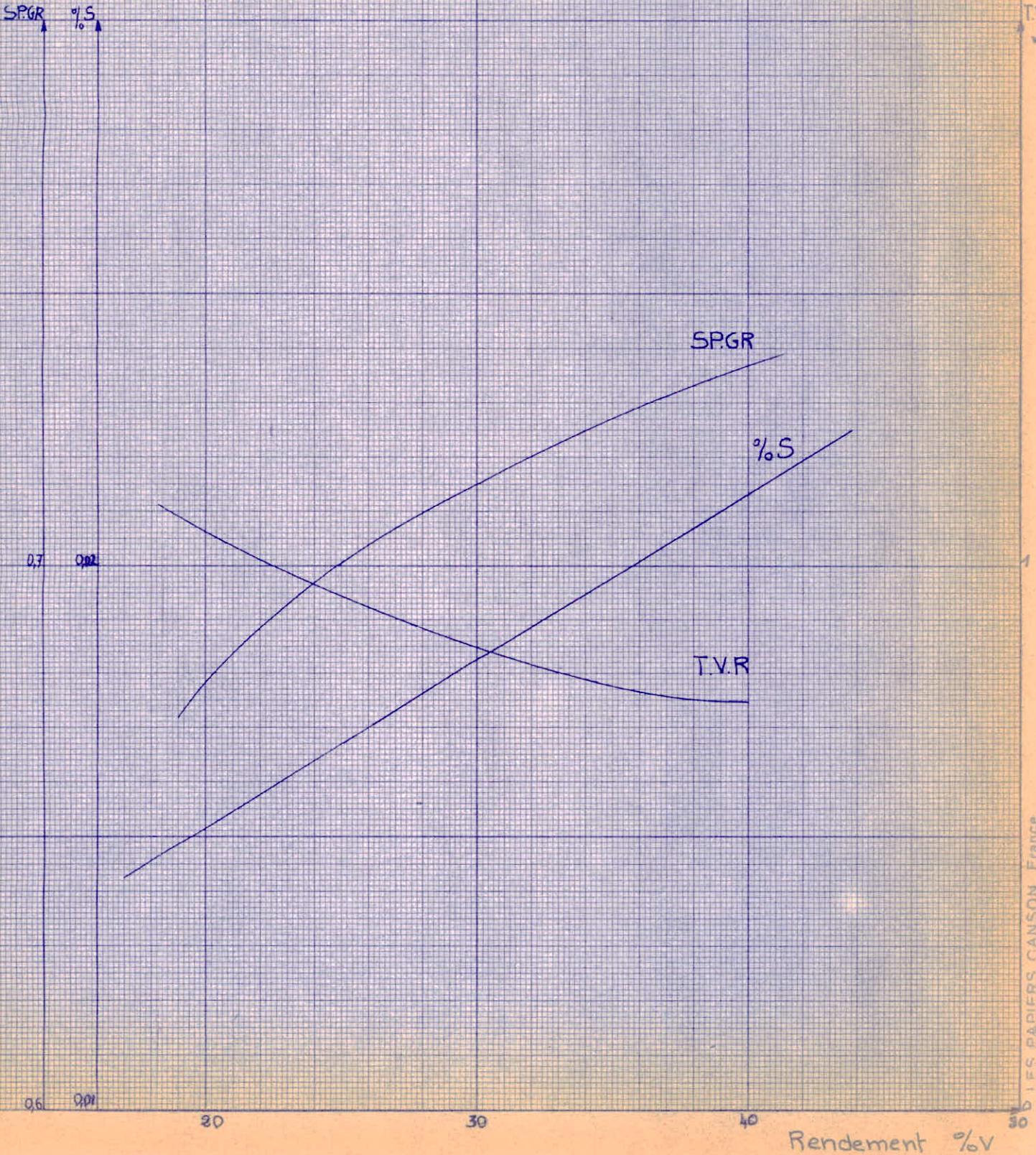
COURBE - 21



ESSENCES DU BRUT OKE

PROPRIETES RENDEMENT

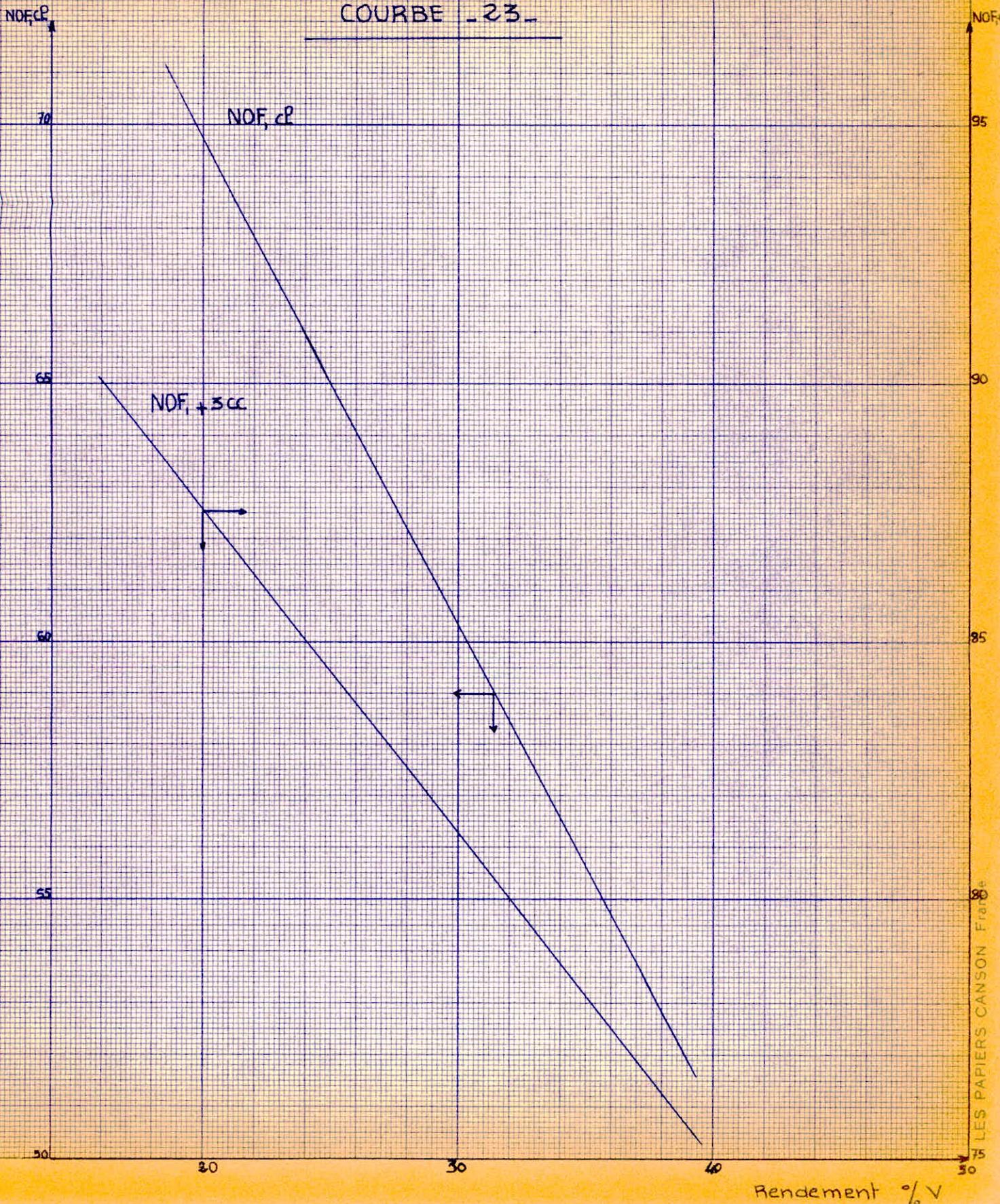
COURBE 22



ESSENCES DU BRUF OKE

INDICE D'OCTANE - RENDEMENT

COURBE - 23 -



LES PAPIERS CANSON France

ESSENCES DU BRUT OKE

$PM = f(\text{DENSITE})$

COURBE 24

A densité

0,8

0,7

80

5

30

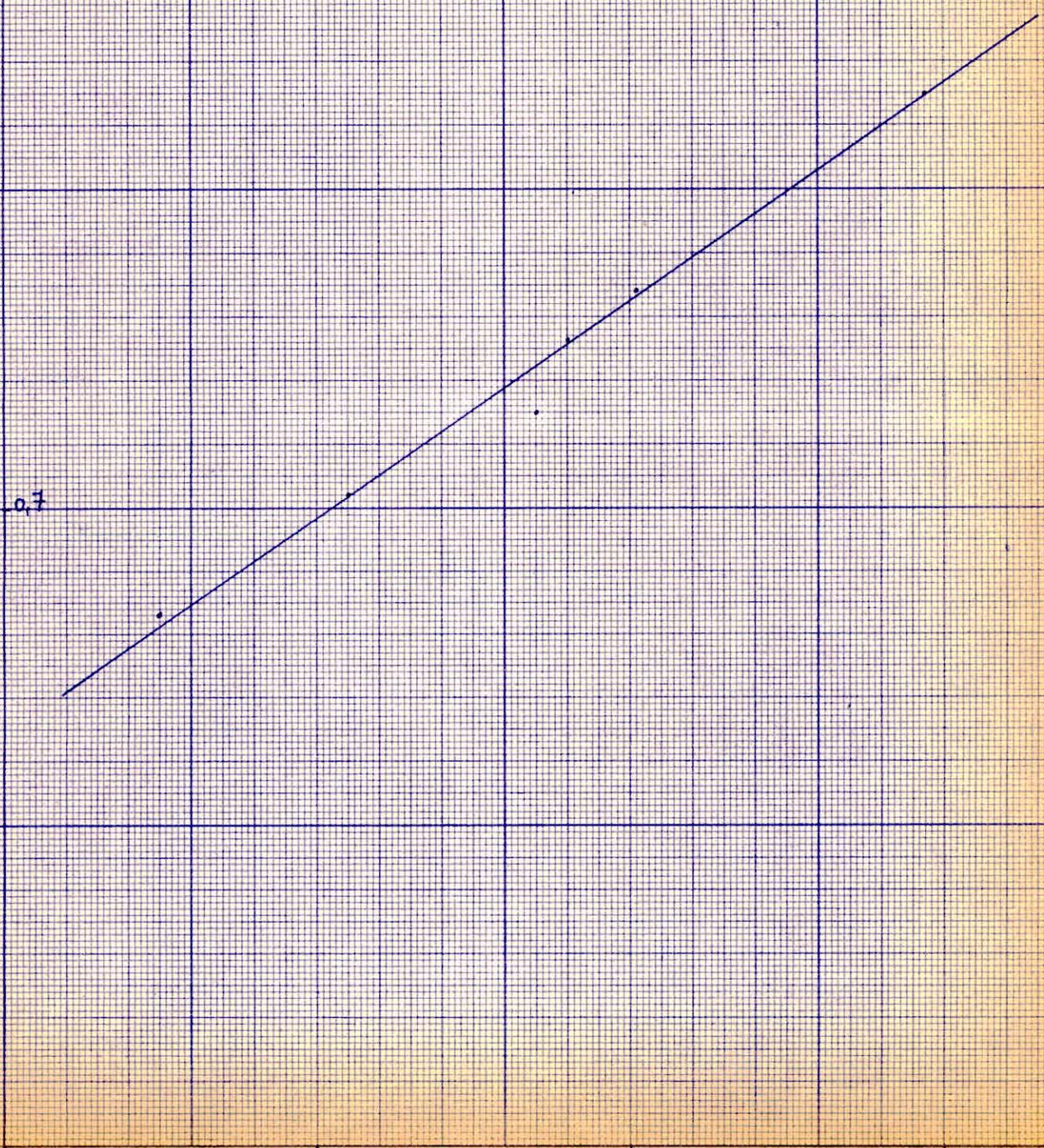
10

100

15

110

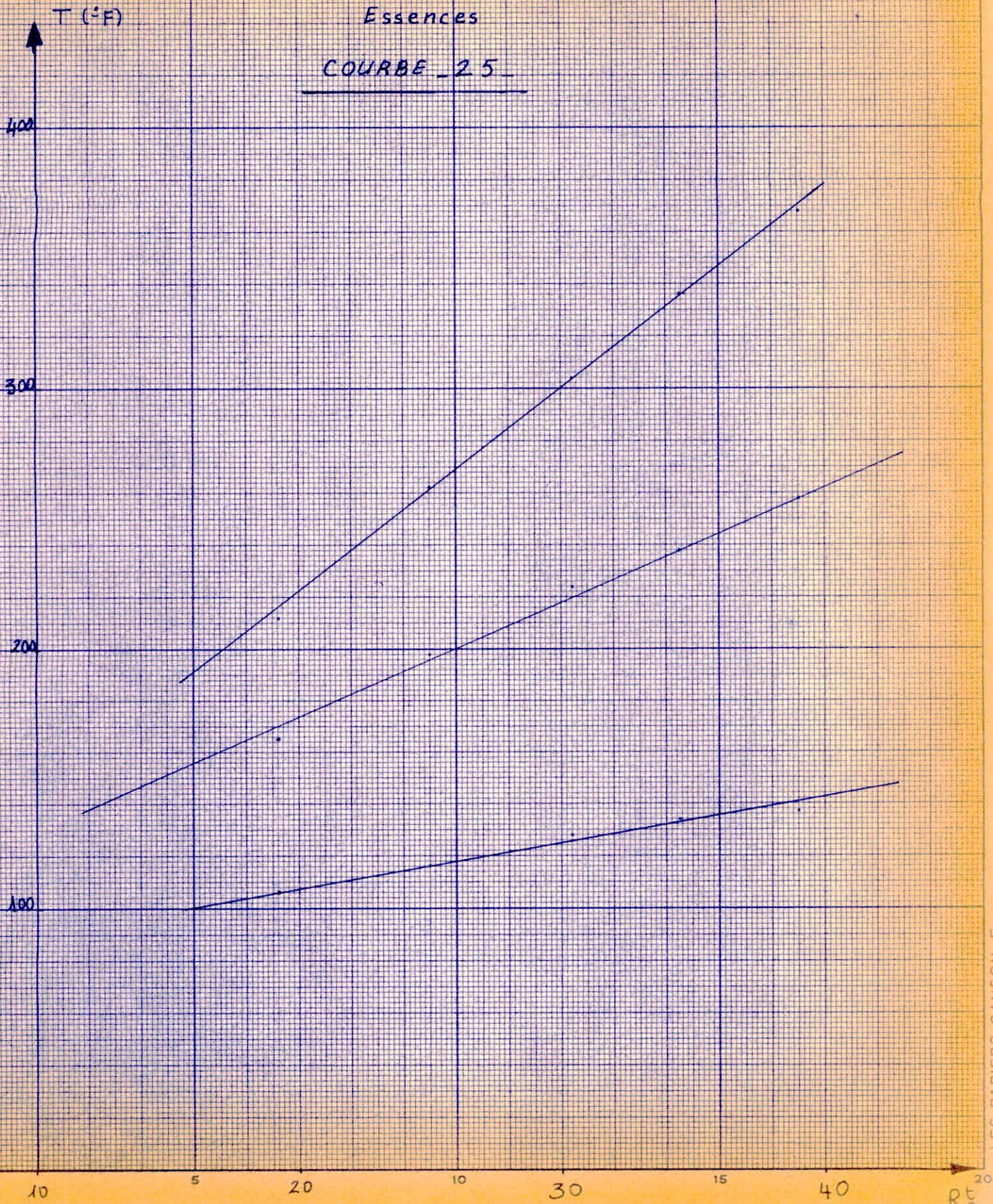
PM



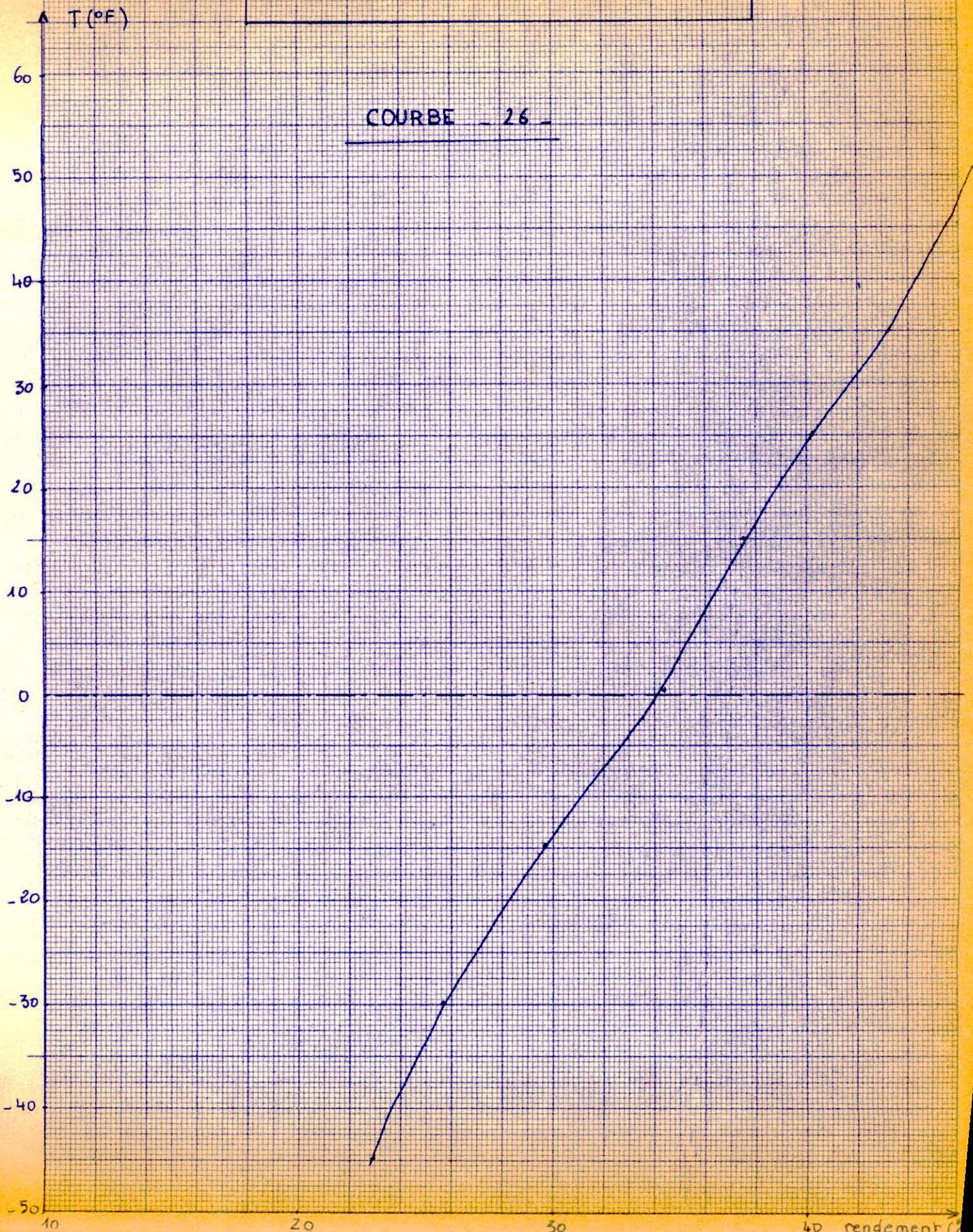
DISTILLATION ASTM DU BRUT OKE

Essences

COURBE 25



POINT DE CONGELATION = F(RENDEMENT)



PA

POINT D'ANILINE - f(RENDEMENT)

COURSE - 27 -

200

100

50

14

20

30

30

rendement (%V)

25

05

21

01

2

%S

$\%S = f(\text{RENDEMENT})$

COURBE - 28 -

0,4

0,3

0,2

0,1

14

20

30

40

rendement (%V)

Point d'éclair
(°F)

DISTILLAT ATMOSPHERIQUE

PI 505°F

COURBE - 29 -

200

100

200

5

10

300

15

20
PI (°F)

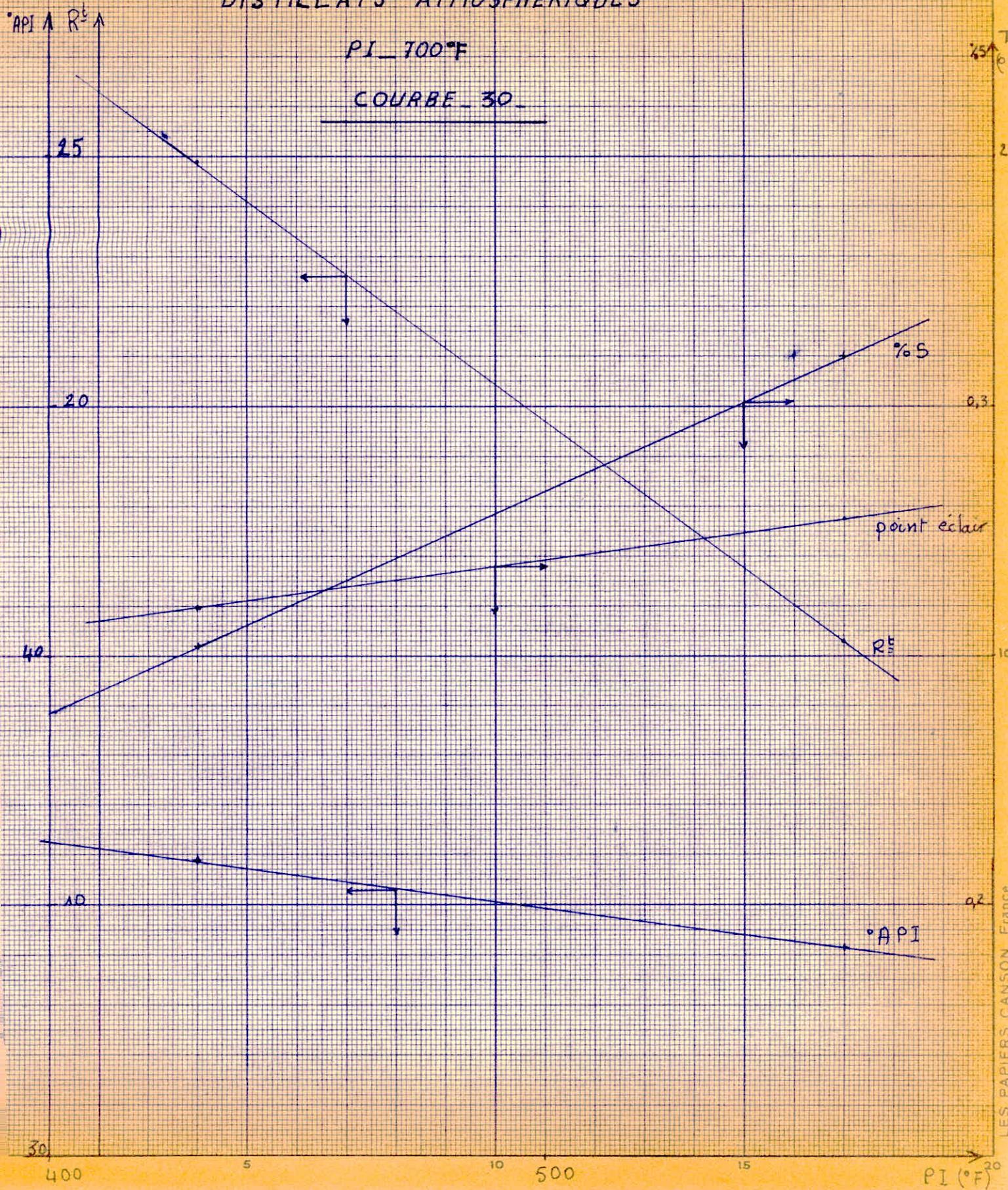
LES PAPIERS CANSON France



DISTILLATS ATMOSPHERIQUES

PI 700°F

COURBE 30



ANNEXE

B

COURBES DE T.B.P. ET DE VAPORISATION DES DIFFERENTES FRACTIONS

Pour les pétroles bruts et les fractions pétrolières à nombres très élevé de constituants, les données de composition sont remplacées par la connaissance des courbes de distillation A.S.T.M. ou T.B.P. et l'étude des équilibres se fait au moyen de corrélations graphiques.

Courbe T.B.P. (True Boiling point)

La T.B.P. est une distillation fractionnée permettant de séparer les différents hydrocarbures en fonction de leur points d'ébullition. Elle se fait dans une colonne à garnissage en discontinue pouvant traitée 50 litre de brut.

La courbe T.B.P. du brut est tracée pour les fractions 2% μ selon les données du tableau (2) en Annexe A.

Construction des courbes T.B.P. des différentes fractions.

Pour tracer la courbe T.B.P. de chaque fraction il est nécessaire de diviser la courbe T.B.P. du brut en nombre de fraction exigées selon leur température d'ébullition et leur rendement.

Ensuite la partie de T.B.P. du brut correspondant à chaque fraction est reportée sur les coordonnées à grande échelle. Ainsi on tracera les courbes T.B.P. de toutes les fractions séparément.

Courbe de vaporisation ou de flash.

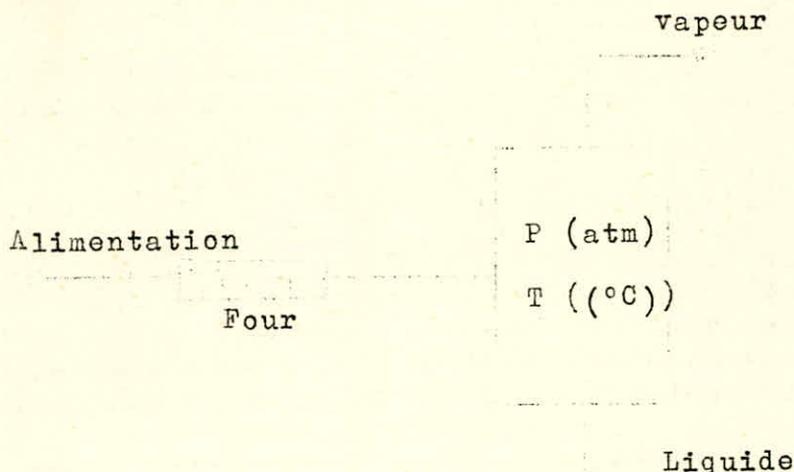
L'opération de vaporisation est réalisée comme suit.

Le produit est chauffé sous pression et détendu dans une enceinte où il se sépare à pression P et température T. en une phase vapeur et en une phase liquide. On mesure le pourcentage de phase vapeur à la Température T.

On recommence l'opération à une autre température mais à la même pression.

On obtient une série de mesure permettant de tracer la courbe T.

$$T. = f (\% \text{ vaporisé}).$$



La courbe de flash fournit des données quantitatives très utiles. Ainsi pour suivre la vaporisation du brut dans les tubes du Four on construira les courbes de flash sous diverses pressions. D'autre part, à la zone d'expansion de la colonne de distillation, le pourcentage vaporisé du brut devra être tel que l'on puisse assurer les différents soutirages au dessus de l'alimentation, sans toutefois dépasser une température limite (350 à 400°C) au delà de laquelle il y a craquage.

La connaissance des courbes de flash permettra de déterminer la pression à la zone d'expansion pour que le pourcentage vaporisé et la température soient corrects.

Construction de la courbe de flash.

*) Pour le pétrole brut.

Courbe de flash sous pression atmosphérique

La courbe de vaporisation des fractions pétrolières a une représentation sensiblement linéaire dans sa partie centrale.

Il existe des abaques établissant les corrélations entre les pentes et entre les points 50% distillés des lignes de référence T.B.P et F.C.

a) On trace la ligne de référence de la T.B.P en joignant les points 10% et 70%.

On détermine ensuite la pente de cette droite et le point 50%

$$P = \frac{t \ 70\% - t \ 10\%}{60}$$

Où t 70% correspond à la température de 70% distillés d'après T.B.P, t 10% correspond à la température de 10% " "

$$P = \frac{t \ 70\% - t \ 10\%}{60} = \frac{394 - 88}{60} = 5,1^\circ\text{C}/\%$$

Point 50% :

$$t \ 50\% = 284^\circ\text{C}.$$

b) A partir de ces données, on détermine la pente de la ligne de référence de la courbe de flash.

$$P' = 3,2^\circ\text{C}/\%$$

Point 50%

$$t \ 50\%_{FC} = 284 - 23 = 261^\circ\text{C}$$

Point 10%

$$P' = \frac{t \ 50 - t \ 10}{40} = 3,2$$

$$t \ 10\% = t \ 50\% - (40 \times 3,2) = 261 - (40 + 3,2) = 133^\circ\text{C}.$$

On trace alors la ligne de référence de la courbe de flash passant par les points 10% et 50% .

c) A partir de cette ligne de référence, on détermine la courbe de flash par le graphique donné en

Pour un pourcentage vaporisé quelconque ; si t' (de T.B.P) est la différence de température entre la courbe T.B.P et sa ligne de référence et t' (FC) la différence entre la F.C et sa ligne de référence, le graphique donne t' (F.C) / t' (T.B.P) en fonction du pourcentage vaporisé.

Température (°C)	% vaporisé	t' (TBP)	(F.C)/ (T.B.P)	t' (F.C)	Température de F.C
54	5	8	0,40	3,2	112
90	10	0	0,40	0	133
140	20	2	0,35	0,7	150
190	30	0	0,34	0	198
232	40	4	0,34	1,36	228
280	50	8	0,34	2,72	260
334	60	4	0,34	1,36	292
390	70	0	0,34	0	326
450	80	10	0,34	3,4	362

On pourra ainsi tracer $T = f(\% \text{ vaporisé})$ courbe-1-
 Pour la colonne de distillation la pression qui règne dans la zone de flash est comprise entre 1,5 et 2 atmosphères.
 Nous serons donc amené à tracer la courbe de flash sous la pression choisie qui est de 1,5 atm.

Méthode de PIROOMOV

D'après les constatations de Piroomov et Beiswenger

a) L'abscisse du point d'intersection de la T.B.P et de la F.C reste sensiblement la même quelle que soit la pression.

b) Si l'on opère assez loin du point critique, les F.C sous diverses pressions sont parallèles à la F.C atmosphérique.

Dans notre cas la T.B.P et la F.C atm se coupent au point 37% pour une température de 220°C.

Ce point appartenant à la T.B.P peut être considéré comme un hydrocarbure pur de ($T=220^\circ\text{C}$ à $P=1 \text{ atm}$).

On utilisera le diagramme de COX $\text{Log } P=f(t)$

Pour déterminer le point d'ébullition de cet hydrocarbure sous la pression de 1,5 atm, soit de 238°C. Puis on trace par ce point (37%, 238°C) la courbe parallèle à la F.C. atmosphère.

2) Fraction 47% - 62% : GASOIL.

Courbe T.B.P de la fraction sur une échelle 0 - 100% (même échelle que celle du brut).

Le point initial de la fraction correspondra à 0% par rapport à la coupe, le point final correspondra à 100%.

$$264^{\circ}\text{C} \quad \text{-----} \quad 350^{\circ}\text{C}$$

$$47\% \quad \text{-----} \quad 62\%$$

62 - 47 = 15 doivent être représenté comme 100%
 100%/coupe ----- 15% / brut.

$$X \quad \text{-----} \quad 1$$

$$X = 6,66$$

t°C	% / Brut	% / Coupe
264	47	0
277	49	13,32
288	51	26,64
299	53	39,96
310	55	53,28
321	57	66,60
332	59	79,92
350	62	100,00

Après construction de la T.B.P on cherche les paramètres de la courbe de flash à 1 atmosphère.

$$P = \frac{t \ 70\% - t \ 10\%}{60} = \frac{322 - 272}{60} = 0,83$$

T.B.P

$$t \ 50\% = 306^{\circ}\text{C}$$

D'après le diagramme de Nelson 1 on aura

$$P' = \frac{t \ 70\% - t \ 10\%}{60} = 0,25$$

Point 50% de F.C

$$t \ 50\% = 300^{\circ}\text{C}$$

Point initial de F.C

$$PI = t \ 50\% - 50 P' = 287,5^{\circ}\text{C}$$

Point final de F.C

$$PF = t \ 50\% + 50 P' = 312,5^{\circ}\text{C}$$

voir (courbe - 4 -)

3) Fraction 28% - 47% : Kérosène.

Courbe T.B.P

4 180°C _____ 264°C
 28% _____ 47% par rapport au brut

47 - 28 = 19 doivent être représentés comme 100%

$$X = \frac{100}{19} = 5,26$$

t°C	%/Brut	%/Fraction
180°C	28	0
194°C	31	15,78
202°C	33	26,30
212°C	35	36,82
221°C	37	47,34
230°C	39	57,86
239°C	41	68,38
248°C	43	78,90
256°C	45	89,42
264°C	47	100,00

Courbe de flash à 1 atmosphère.

$$tg \text{ T.B.P} = \frac{t \text{ 70\%} - t \text{ 10\%}}{60} = \frac{240 - 190}{60} = 0,83$$

$$t \text{ 50\%} = 225^\circ\text{c}$$

$$tg \text{ F.C} = 0,25$$

$$t \text{ F.C 50\%} = 220^\circ\text{c}$$

$$PI = t \text{ F.C 50\%} - 50P = 207,5^\circ\text{c}$$

$$PF = t \text{ rc 50\%} + 50P = 232,5^\circ\text{c}$$

courbe - 5 -

4) Fraction 12% - 28% : essence lourde.
Courbe T.B.P

102°C ————— 180°C
 12% ————— 28%
 28 - 12 = 16 seront représentés comme 100%
 16
 100%
 1 x x = 6,25

t°C	% au brut	% / coupe
102	12	0
119	15	18,75
129	17	31,25
139	19	43,75
148	21	56,25
157	23	68,75
166	25	81,25
176	27	93,75
180	28	100,00

Courbe de flash à 1 atmosphère.

$$tg \text{ T.B.P} = \frac{t \text{ 70\%} - t \text{ 10\%}}{60} = \frac{158 - 110}{60} = 0,8 \text{ t T.B.P 50\%} = 145^\circ\text{C}$$

tg F.C = 0,25 t F.C 50% = 140°C
 PI F.C = 127,5°C
 PF F.C = 152,5°C courbe - 6 -

5) Fraction : 0,8 % ——— 12% : essence légère.

T.B.P
 0,8% ——— 0% coupe
 0,12 ——— 100

$$x = \frac{100}{11,2} = 8,93$$

t°C	%/Brut	%/coupe
68	7	55,36
82	9	73,22
96	11	91,08
102	12	100

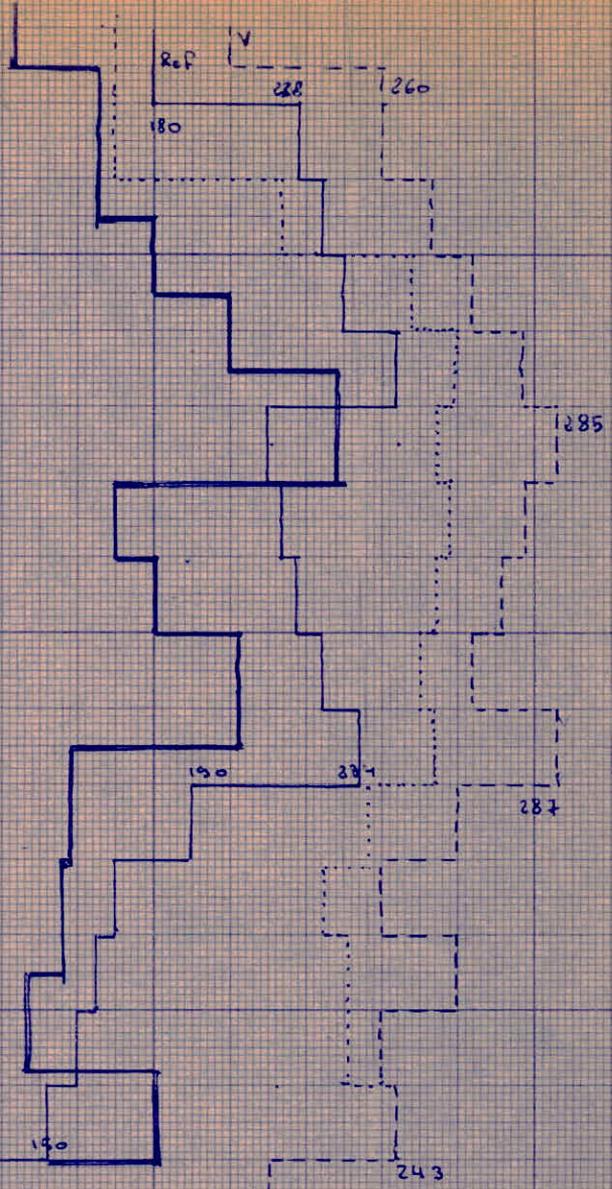
DEBIT LIQUIDE ET VAPEUR LE LONG DE LA COLONNE

SOMMET

ESSENCE LOURDE

KERDSENE

GASOIL

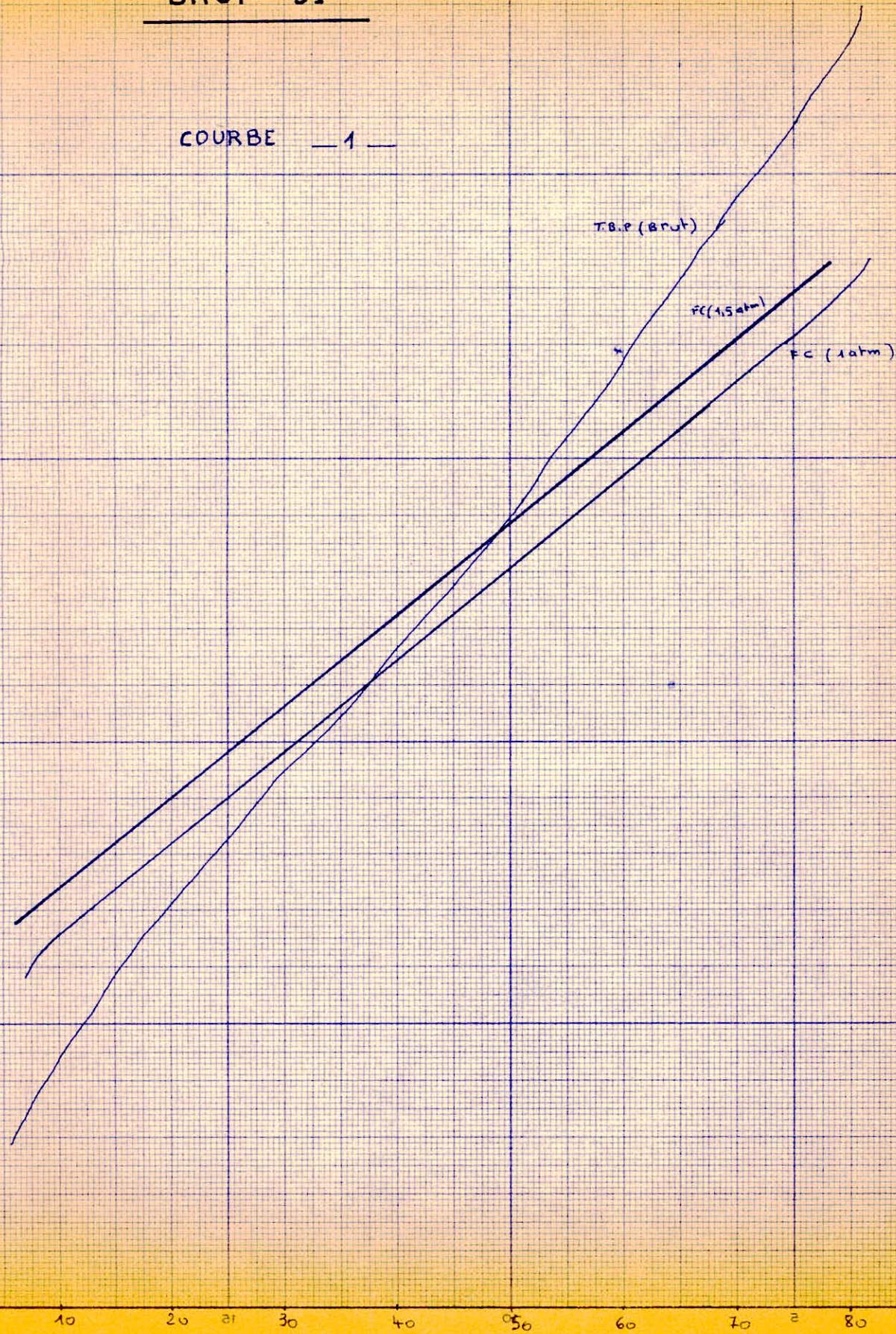


———— debit liquide sans RC
 ———— debit liquide avec RC
 - - - - - debit vapeur sans RC
 debit vapeur avec RC

debit liquide et vapeur en T/h

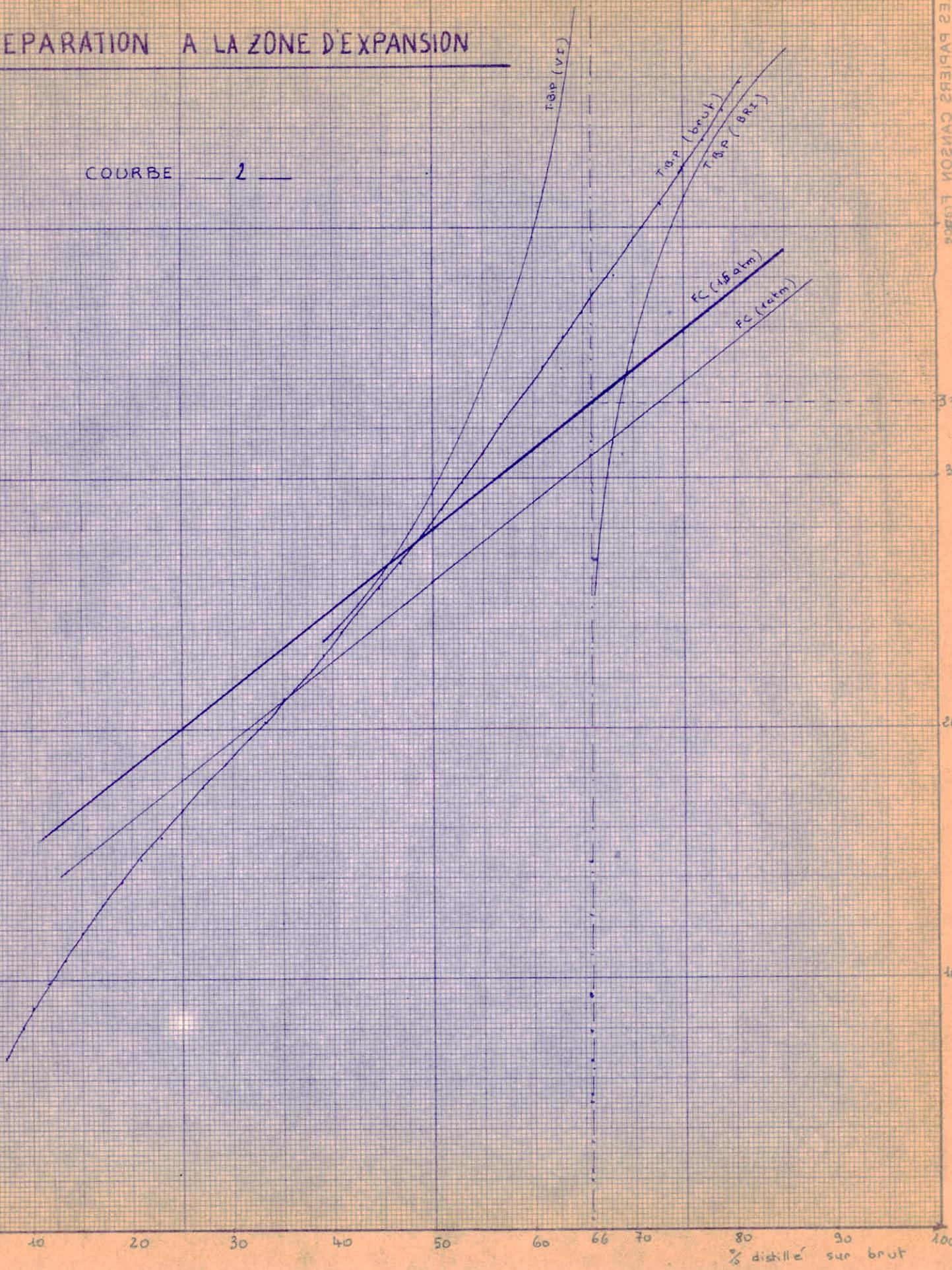
BRUT 31

COURBE — 1 —



SEPARATION A LA ZONE D'EXPANSION

COURBE — 2 —

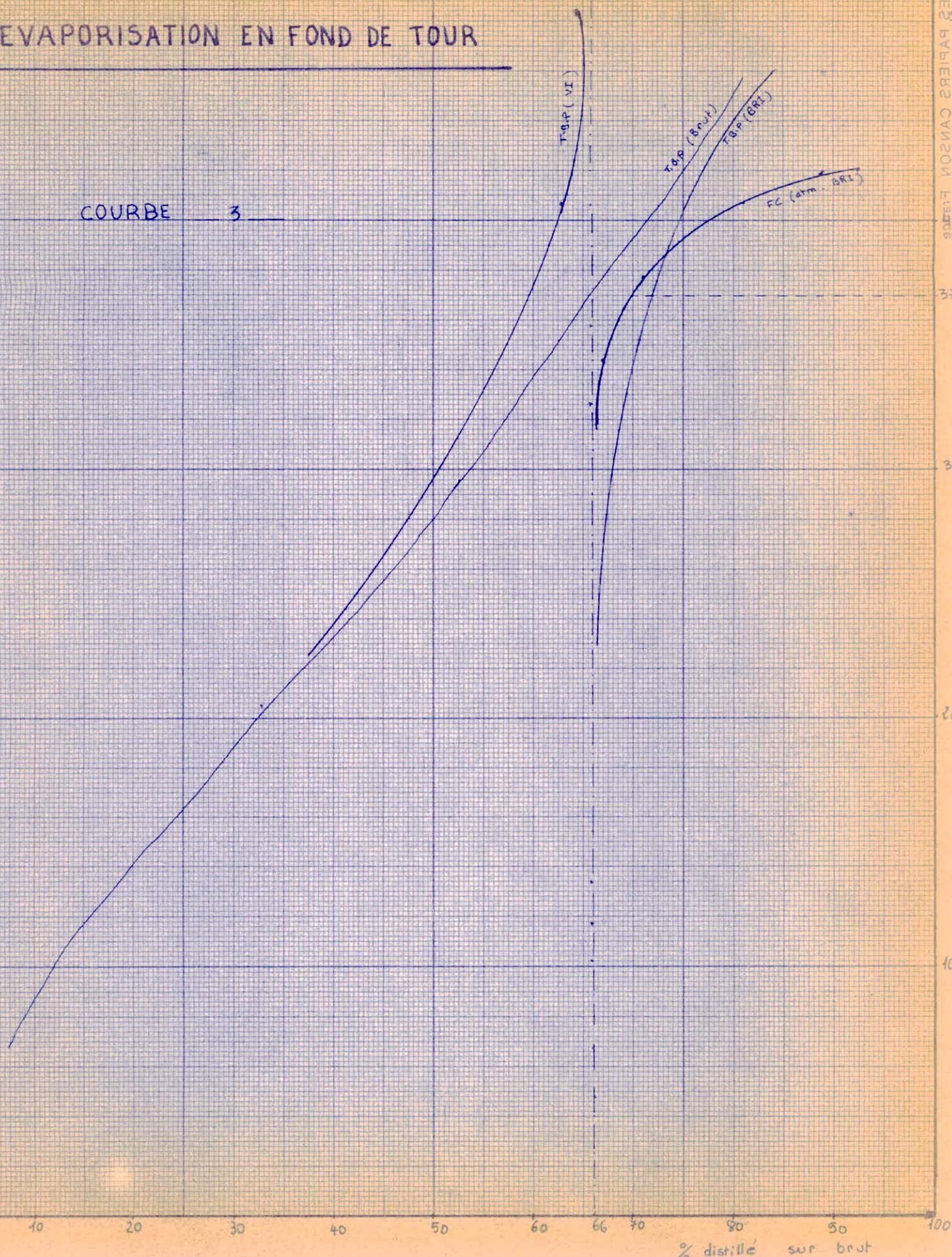


% distillé sur brut

REVAPORISATION EN FOND DE TOUR

COURBE 3

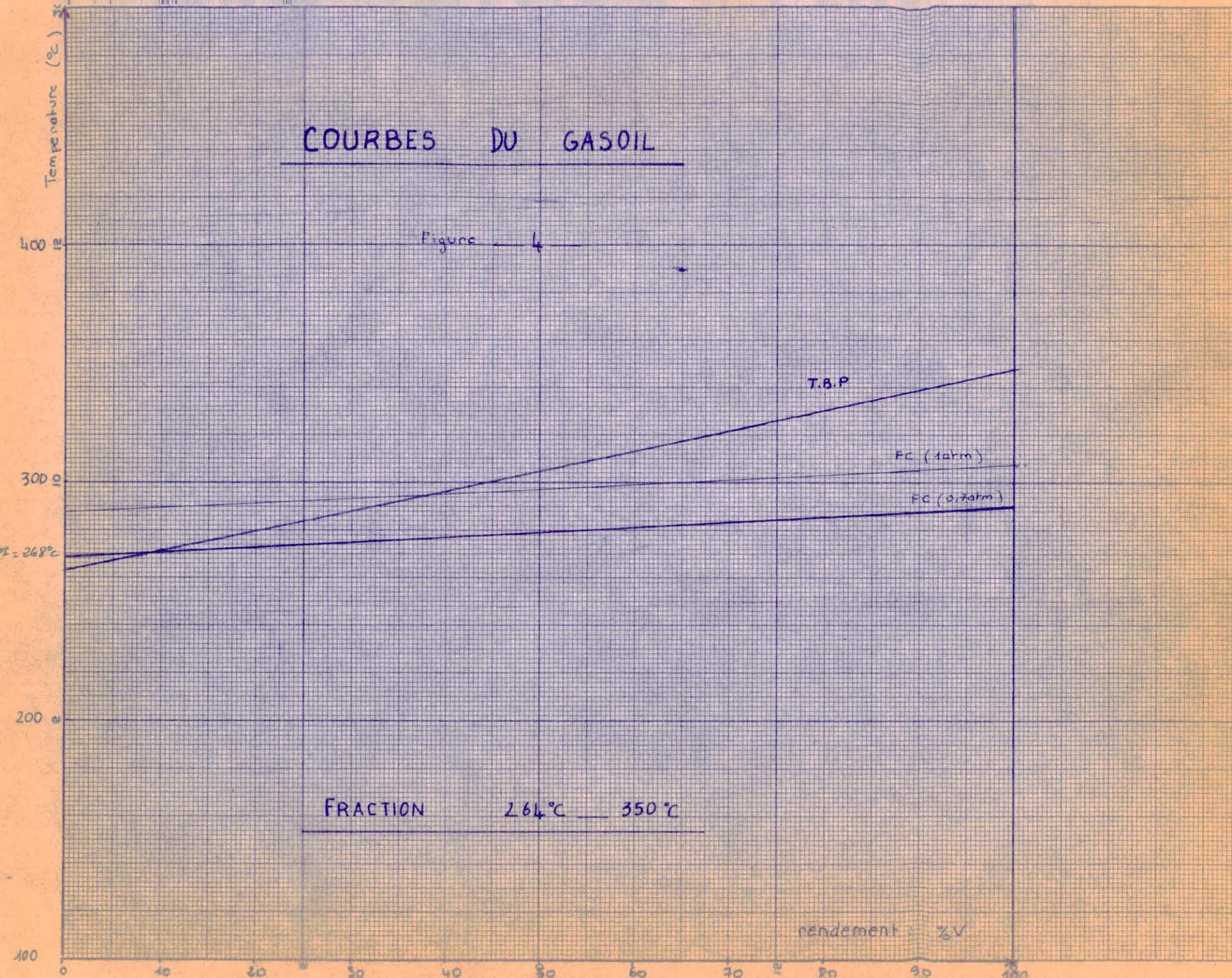
T.P.P. (VI)
T.P.P. (BRUT)
T.P.P. (BRI)
FC (atm. BRI)



% distillé sur brut

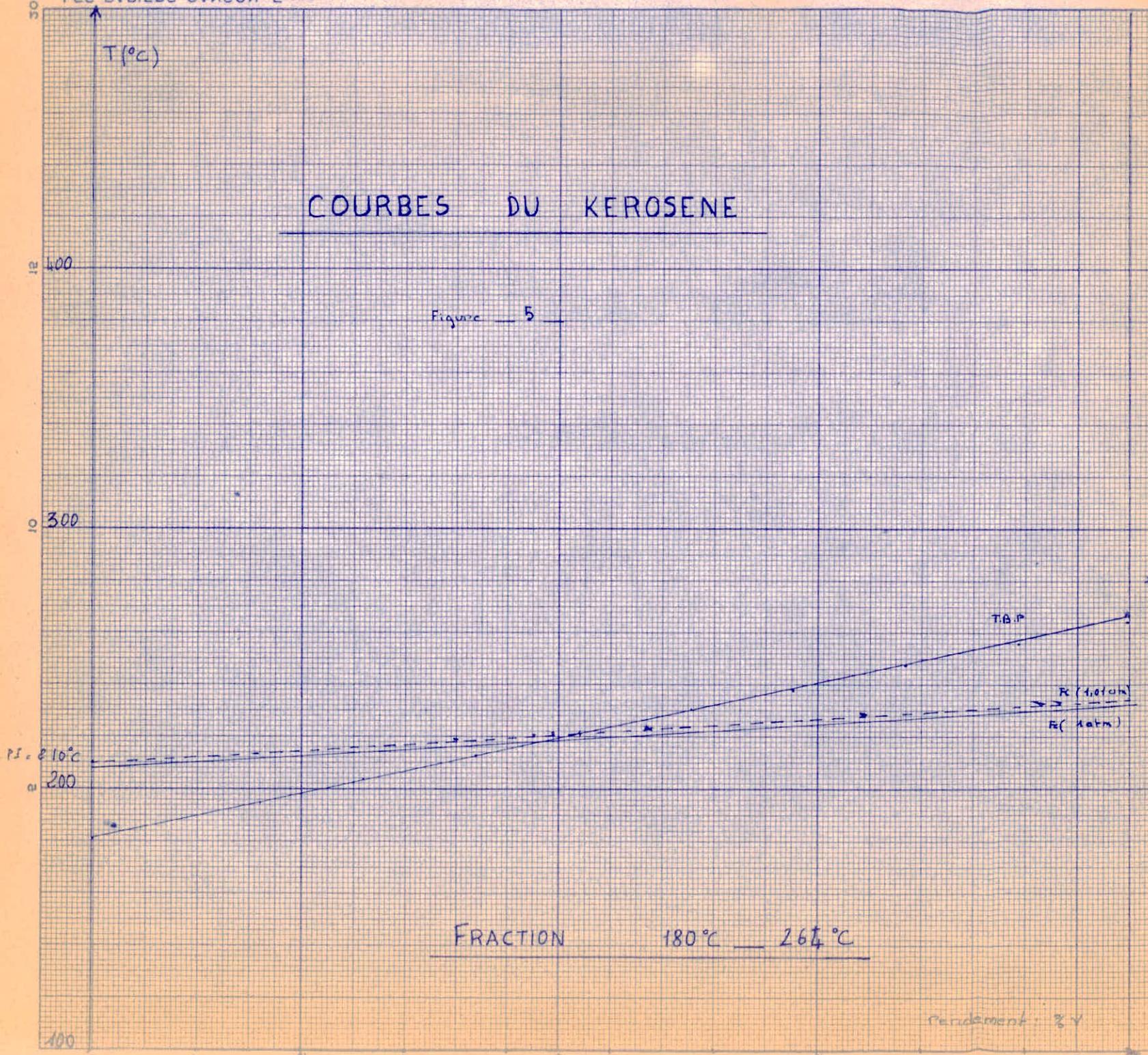
COURBES DU GASOIL

Figure 4



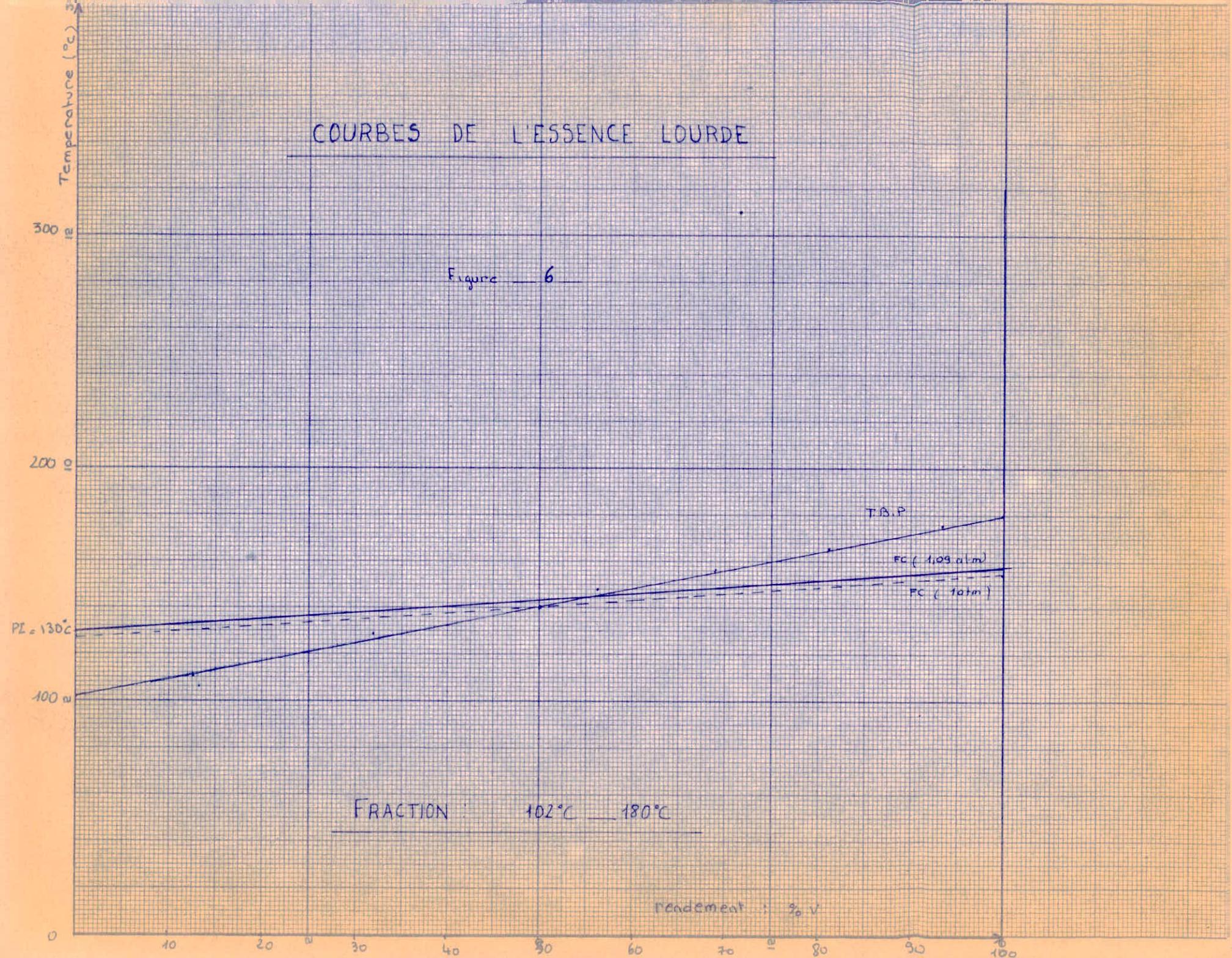
COURBES DU KEROSENE

Figure 5



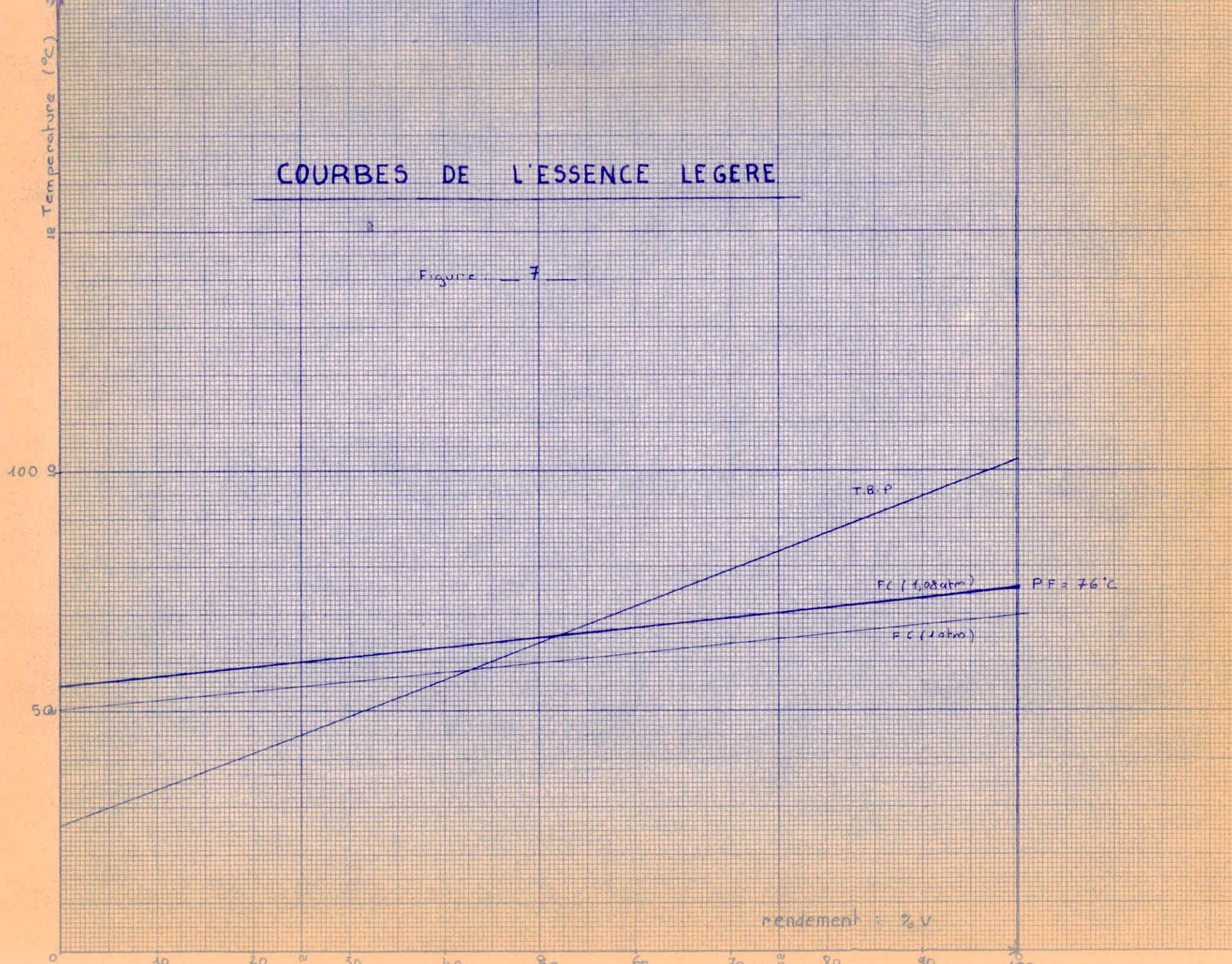
COURBES DE L'ESSENCE LOURDE

Figure 6



COURBES DE L'ESSENCE LEGERE

Figure 7



ANNEXE :

Calcul des diamètres de la colonne

Diamètre supérieur

Masse volumique de l'essence lourde

On utilisera la formule suivante :

$$d_L^T = d_L^{20} - k (T - 20)$$

Pour des calculs ne demandant pas une très grande précision on peut confondre $d_L^{20} \simeq$ spécific-gravity.

$$d_L^{128^\circ} = 0,7546 - 0,00065 (128 - 20) = 0,6611$$

Masse volumique

$$\rho_L = 661,1 \text{ kg/m}^3$$

Masse volumique de la vapeur

Pour une pression inférieure à 3 atm, on pourra considérer la vapeur des HC comme un gaz parfait.

$$\rho_V^T = \frac{G_v}{V}$$

avec : G_v : débit massique de la vapeur

V : volume occupé par la vapeur

loi : des gaz parfaits;

$$PV = nRT$$

$$P_0V_0 = n_0RT_0$$

$$V = \frac{P_0V_0n}{n_0P T}$$

$$n = \frac{P_0V_0}{P T} n_0$$

n = nombre de moles de la vapeur.

La vapeur montant du plateau essence lourde est constituée de gaz, essence légère et de vapeur d'eau

$$n = n \text{ essence légère} + n \text{ gaz} + n(\text{H}_2\text{O})_v$$

$$n = 13,7 + 137,4 + 101 + 43 + 44 + 100$$

$$n = 441$$

$$T = 130 + 273 = 403$$

$$V = \frac{1 \times 22,4 \cdot 10^3 \times 441 \times 403}{1,1 \times 273} = 16274,8 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$\begin{aligned} G_v &= W_v + \text{débit de vapeur d'eau} \\ &= 258800 + 6400 = 265200 \text{ kg} / \text{h} \end{aligned}$$

$$\underline{G_v} = 16,3 \text{ kg/m}^3$$

Distance entre plateaux

La distance entre deux plateaux doit-êtré suffisante **pour** permettre la décantation des particules liquides entraînées par la vapeur et éviter l'engorgement.

Il faut aussi que l'on puisse pénétrer entre les plateaux pour en assurer l'entretien.

En général l'espacement est compris entre 50 et 70 cm

On a pris : 65 cm

Tension superficielle

L'abaque () donne la tension superficielle en fonction de la température et du PM .

$$T_s = 13 \text{ dynes} / \text{cm}$$

Détermination des points 50% de Soutirages

T_{Si+1} : Température du point 50% de la coupe

T_{Si} : Température du point 50% des coupes cumulées

Ces températures sont lues sur la courbe - 1 -

ZONE		T (°C)
Essence légère -	$S_{i+1} =$ Essence légère	144
Essence lourde -	$S_i =$ Essence légère + Gaz	74
Essence lourde -	$S_{i+1} =$ Kérosène	226
Kérosène	$S_i =$ Ess l+ess l + Gaz	120
Kérosène -	$S_{i+1} =$ Gaz-oil	306
Gaz-oil	$S_i =$ Ess l, ess l, K, g	180

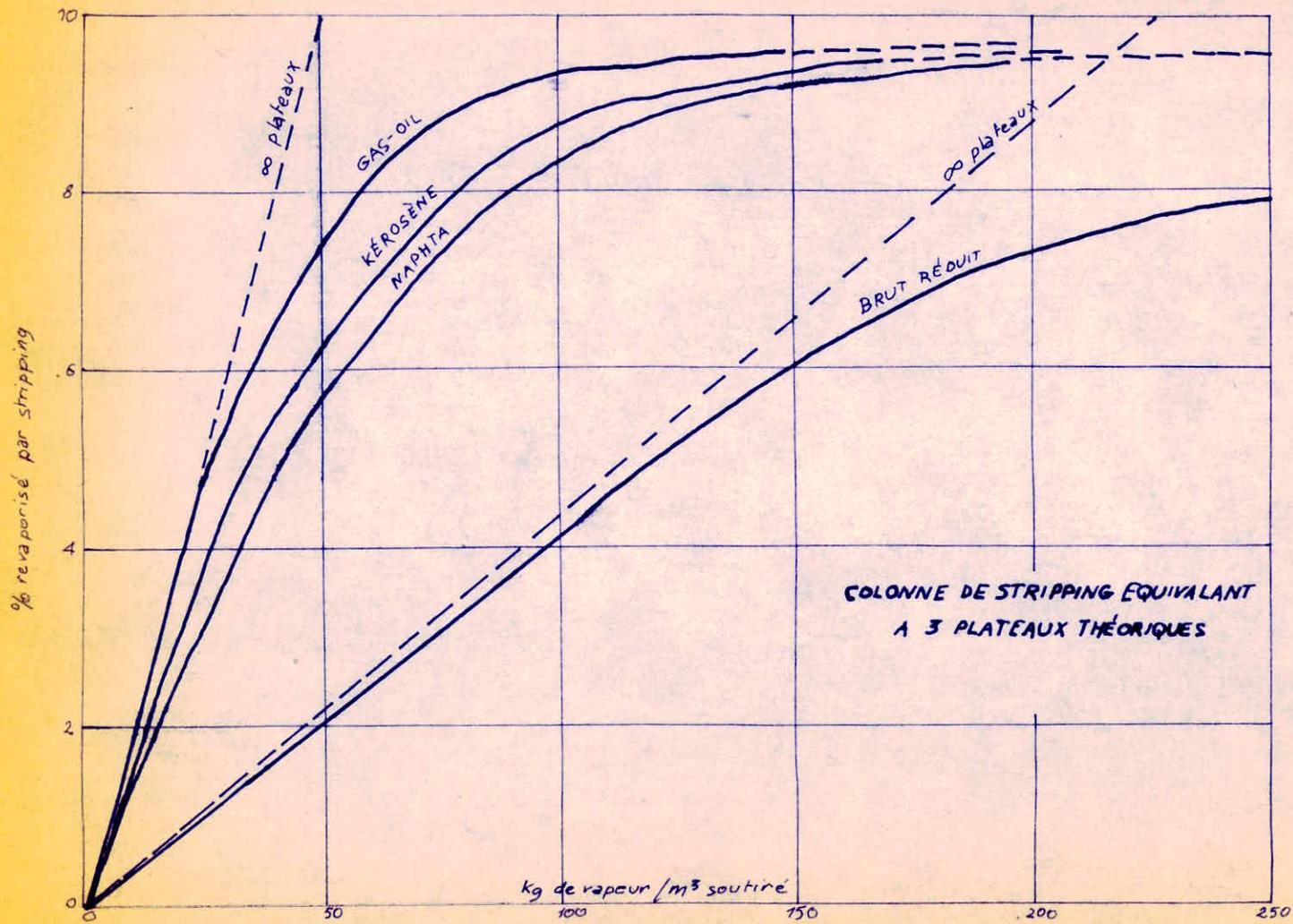
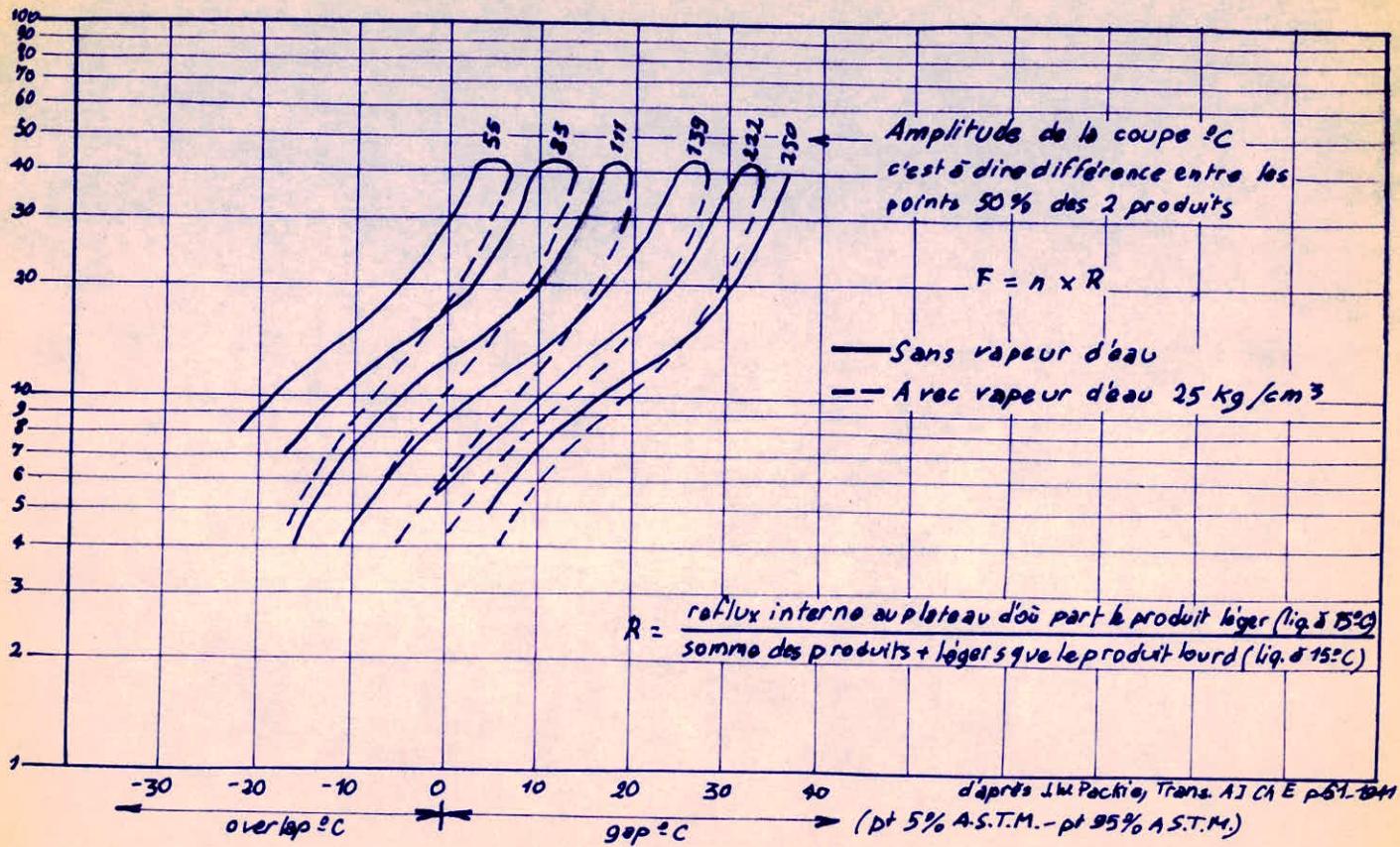


Fig-4-

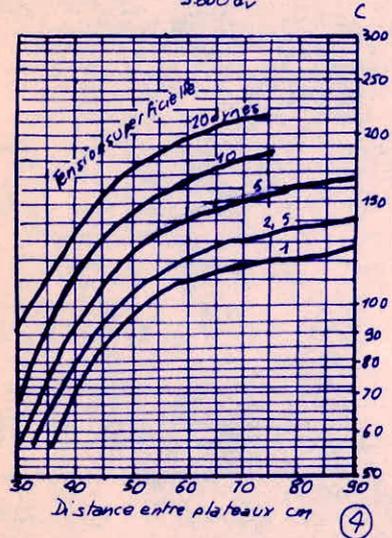


Evaluation de la séparation entre 2 coupes.
b) Séparation entre 2 soutirages.

Fig - 5 -

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \frac{W_v}{c \sqrt{d_v (d_L - d_v)}}$$

$$\text{vitesse } v_{m/sec} = \frac{c \sqrt{d_v (d_L - d_v)}}{3600 d_v}$$



Exemple

Distance entre plateaux = 50 cm

Tension superficielle = 10

$W_v = 35.000 \text{ kg/h}$

$d_v = 10$

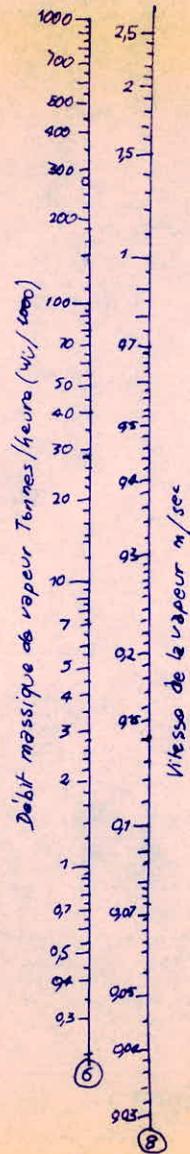
$d_L = 610$ } $d_L - d_v = 600$

① x ② → ③

③ x ④ → ⑤

⑤ x ⑥ → ⑦ $D_{min} = 1,98 \text{ m}$

① x ⑤ → ⑧ vitesse = 0,32 m/sec.



$W_v = \text{débit massique kg/h}$

$d_v = \text{densité de la vapeur kg/m}^3$

$d_L = \text{densité du liquide kg/m}^3$

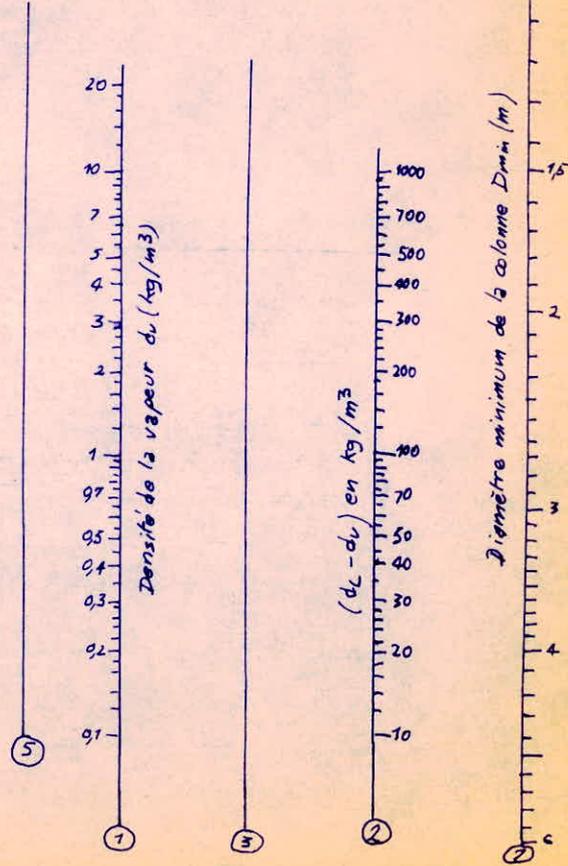
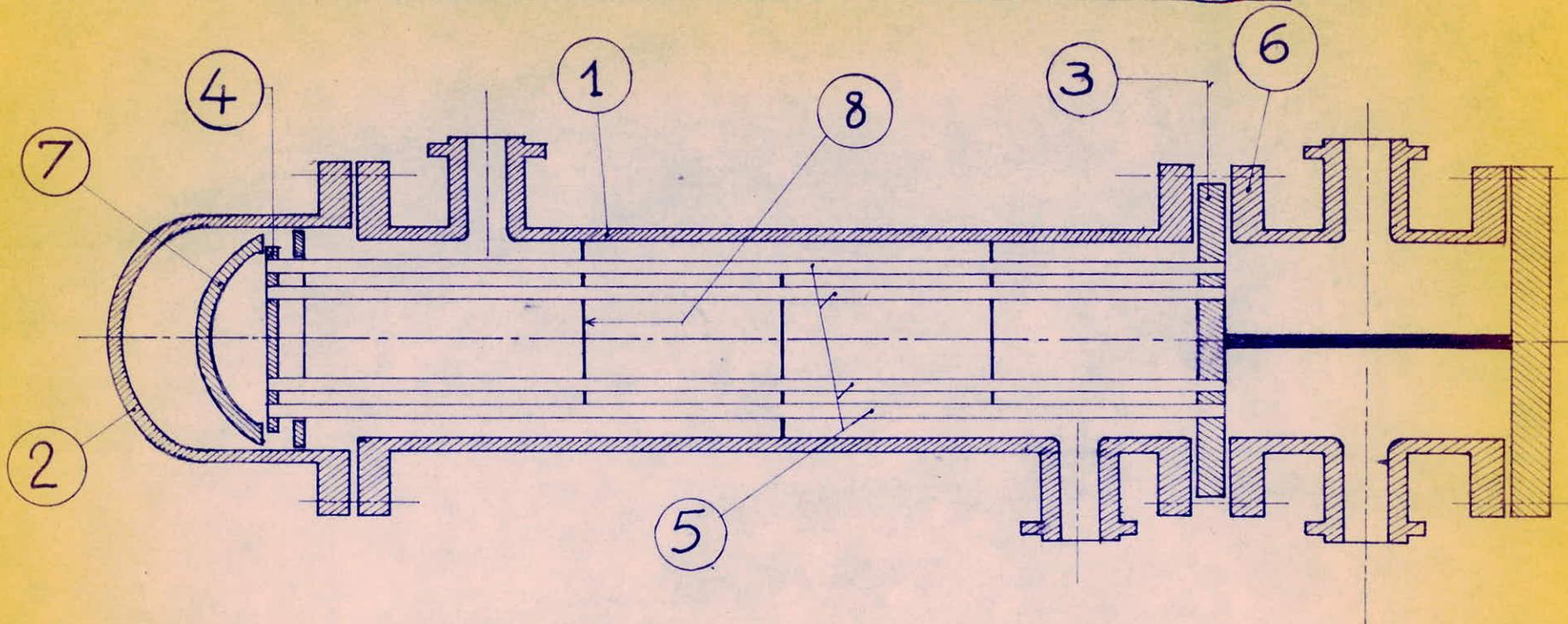


Fig-7-

ECHANGEUR A TETE FLOTTANTE



DESIGNATION	REF
CORPS CYLINDRIQUE	1
FOND DE CALANDRE	2
PLAQUE TUBULAIRE FIXE	3
PLAQUE TUBULAIRE MOBILE	4
TUBES DU FAISCEAU	5
BOITE DE CIRCULATION	6
COUVERCLE TÊTE FLOTTANTE	7
CHICANE	8

ANNEXE

C

Annexe

Estimation du coût des unités de fabrication et des installations générales

	10 ³ \$
<u>Unités de Fabrication</u>	
Distillation atmosphérique	4000
Stabilisation de l'essence	1225
Réforming catalytique	5000
Cracking catalytique	15000
Fluid - coking	15000
Fractionnement des gaz	1522
Installations générales	
Batiments, services généraux, production d'utilités	28600
Total	70347

L'estimation du coût des unités tel que le RC, le CC, le FC, ... a été faite en actualisant les coûts d'un complexe de raffinage donnés en 1966

Le taux d'actualisation pris est

$$e = \frac{C}{C_0} = \frac{\text{coût d'une installation de distillation en 1977}}{\text{coût d'une installation de distillation en 1966}}$$

$$e = \frac{4000}{2800} = 1,4$$

tous les autres coûts d'installations (à part la distillation qui a été calculée pour 1977) ont été multipliés par 1,4

ANNEXE

Coût d'installation d'une colonne de distillation
(en acier carbone)

Méthode exposée par [8]

	\$
(1) D.H.T = $14 \times 115 \times 0,75 \times 60 = 70000$ (1*)	
(2) Coût de la calandre (2*)	31500
80000 \times 1,05 (facteur d'ajustement)	31500
(3) Coût des plateaux 50 \times 1200	60000
(4) Installation des plateaux 50 \times 200	6000
(5) Coût des plateaux et de la colonne	97500
(6) Matériel (fig 2) 97500 \times 1	97500
(7) Main-d'oeuvre (fig 3) 97500 \times 0,14 \times 1,3	17745
(8) Coût de l'Indéxation du matériel [(5) + (6)] \times 2,5	487500
(9) Coût de la main d'oeuvre (7) \times 12	212940
(10) Frais généraux (9) \times 80 %	170352
(11) Subtotal	870792
(12) Engineering (11) \times 20 %	174158

(13) Subtotal	1044950
(14) Contingence :	
(13) × 25 %	261234
<hr/>	
(15) Coût total d'investissement	1306188
<hr/>	

La valeur obtenue doit-être au moins multipliée par 3 pour les pays en voie de développement (manque de matière première de construction) de personnel qualifié)

Pour un pays en voie de développement le coût estimé d'une installation de colonne est de $4000 \cdot 10^3$ \$ ce qui correspond à $20000 \cdot 10^3$ Dinars algérien

2

Référence.

- (1*) : D : diamètre de colonne
 H : hauteur " "
 T : épaisseur " "

- (2*) à l'aide du produit DHT on peut estimer le coût du métal constituant la calandre de la colonne par abaque (fig 1.)

Fig - 2 -

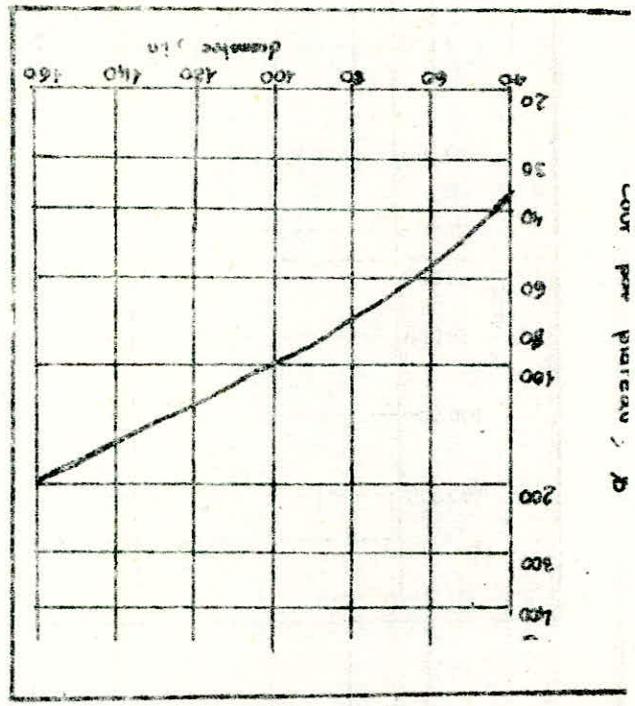


Fig - 1 -

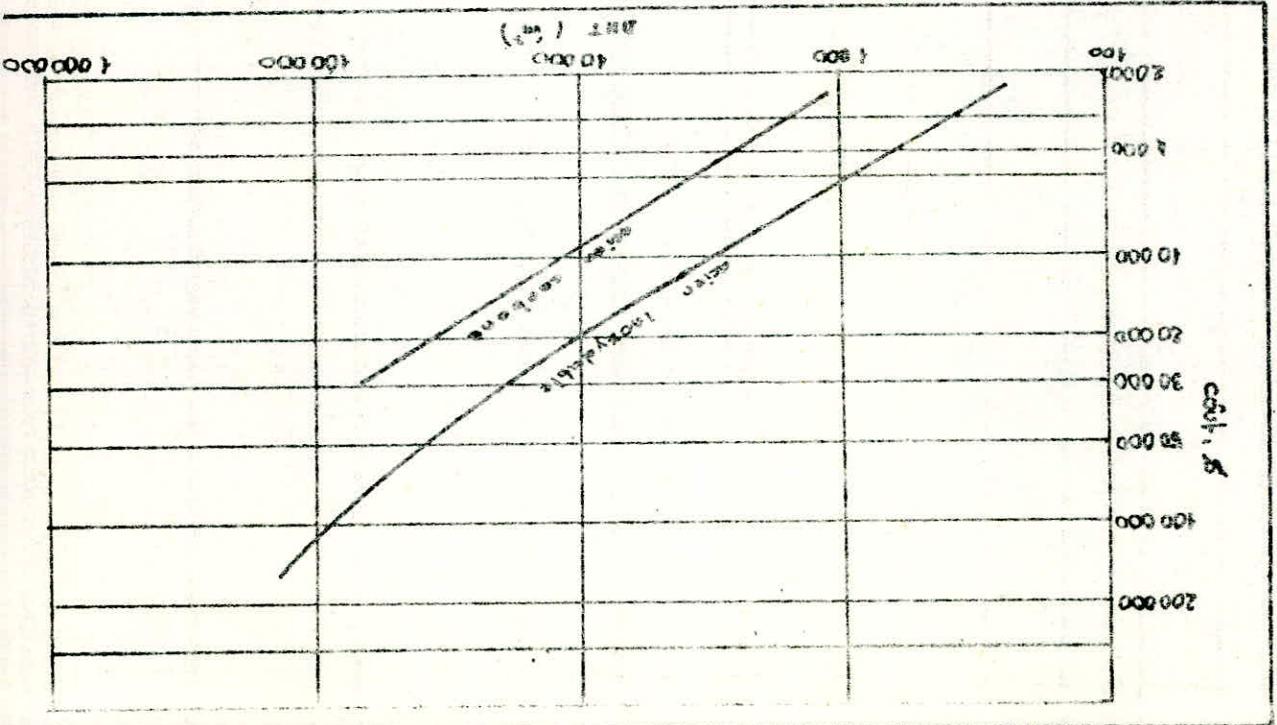
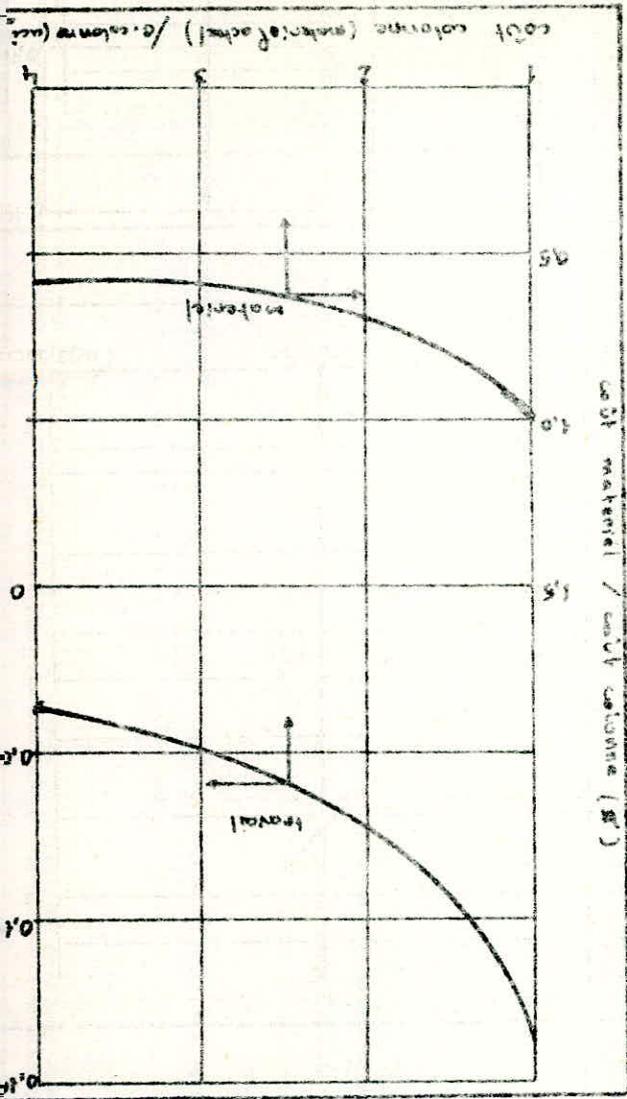


Fig - 2 -



Référence :

- (1*) WUITHIER. tI p. 419
- (2*) WUITHIER. tI p. 68 fig 1.39
- (3*) WUITHIER. tI p. 98
- (4*) WUITHIER. tI p. 521 fig , 1.105
- (5*) WUITHIER tI p. 120 fig 1.86
- (6*) MAXWELL P. 166
- (7*) WUITHIER t I p. 122 fig 1.88

