

Bibliothèque
1/79
UNIVERSITE D'ALGER

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE
1EX

DEPARTEMENT GENIE CHIMIQUE

المدرسة لوطنية للعلوم الهندسية

— المكتبة —

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

BIBLIOTHÈQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

MISE EN ŒUVRE DE DEUX PÉTROLES BRUTS

ET

EVALUATION DU PÉTROLE BRUT ALGERIEN RASTOMB

Proposé par:

S.E CHITOUR

Docteur es-Sciences

Etudié par:

M^{elle} A. ABDELADIM

ANNEE 78-79

MEMBRES DU JURY

—o—o—o—o—o—o—o—o—o—o—

PRESIDENT :

/)/) monsieur Y O U S F I Professeur

EXAMINATEURS :

/)/) monsieur BELABBES Maitre Assistant

/)/) monsieur R A H A L Maitre de Conférences

/)/) monsieur CHITOUR Maitre de Conférences

INVITEE :

/)/) adame BOUSLAMA Ingénieur Directrice du département
Raffinage et Petrochimie à L' I . A . P .

//-) la mémoire de mon cher Père,

à Maman

et à tous ceux qui ^{me} sont chers,

je dédie ce modeste travail.

II } REMERCIEMENTS

Mes remerciements s'adressent à Monsieur CHITOUR qui m'a guidée tout au long de ce travail et à ceux qui me font l'honneur de le juger. Ces remerciements s'adressent également à Monsieur BELABBES, Madame AMANOWICZ, Mesdemoiselles BENSMATLI et ZAABOUB, au directeur et au personnel de l'INHS pour leur aide précieuse ainsi qu'au laboratoire de Raffinage de l'IAP qui nous a accordé l'échantillon de Pétrole Brut, enfin à tous ceux qui d'une façon ou d'une autre ont contribué à la réalisation de cet ouvrage.

INTRODUCTION

Dans ce travail nous avons voulu aborder l'étude du pétrole brut tant du point de vue théorique que pratique.

Dans la première partie nous avons effectué la mise en oeuvre de deux pétroles l'Arabian light et l'OKE (dont nous avons un certain nombre de données) en vue d'obtenir toute la gamme bien connue des produits finis, tout en axant, dans la marche A, nos efforts sur la production d'essence, et en essayant dans la marche B d'obtenir un compromis de tous les produits.

Dans la deuxième partie nous avons tenté d'analyser le pétrole brut algérien Rastomb. Nous avons tout d'abord procédé à la détermination des caractéristiques du brut (totalement dégazé) et à sa distillation.

Nous avons ensuite analysé les fractions obtenues en mesurant leurs caractéristiques principales puis en procédant à l'analyse chromatographique en phase gazeuse de certaines de ces fractions.

L'application des méthodes empiriques ndM et ndpA complétée par l'analyse chromatographique qualitative et quantitative nous ~~ont~~ permis d'accéder à la composition des fractions et à leurs propriétés moyennes.

-o- 1ERE PARTIE -o-

II) MISE EN ŒUVRE DE DEUX PÉTROLES BRUTS

II) L A N

- I. INTRODUCTION
 - II. DIFFÉRENTES OPÉRATIONS DE MISE EN ŒUVRE
 - III. MARCHÉ A
 - III.1. BRUT O.K.E.
 - III.2. BRUT A.L
 - III.3. BILAN DES PRODUITS DE LA MARCHÉ A
 - IV. MARCHÉ B
 - IV.1. BRUT O.K.E
 - IV.2. BRUT A.L.
 - IV.3. BILAN DES PRODUITS DE LA MARCHÉ B
 - V. CONCLUSION
-

I. INTRODUCTION

Le but de cette étude est de mettre en oeuvre deux pétroles bruts différents du point de vue de leurs propriétés physiques.

Le pétrole brut OKE est un pétrole relativement léger ($d=0,826$) on peut donc prévoir que les produits blancs seront relativement importants.

Le pétrole brut AL (Arabian Light) est un pétrole plus lourd ($d=0,8581$). C'est d'ailleurs ce pétrole qui sert de référence pour la détermination du prix du pétrole brut.

Les opérations de mise en oeuvre sont de deux types :

- opérations de séparation physique (distillation initiale, distillation sous vide).
- opérations de transformations moléculaires telles que le reforming catalytique, le craking catalytique et le fluid-coking.

II. DIFFERENTES OPERATIONS DE MISE EN ŒUVRE

II.1) Distillation initiale

Elle consiste à fractionner le pétrole brut en une série de coupes qui sont soit directement utilisables comme produits finis soit destinées à être transformées.

II.2) Distillation sous vide

Elle consiste à traiter une charge lourde (résidu atmosphérique, gas oil lourd) afin d'en tirer des produits plus légers (distillats).

II.3) Le craking catalytique

C'est un processus de transformations moléculaires qui aboutit à la formation de divers composés : gaz, essence, fuels, coke à partir d'un distillat.

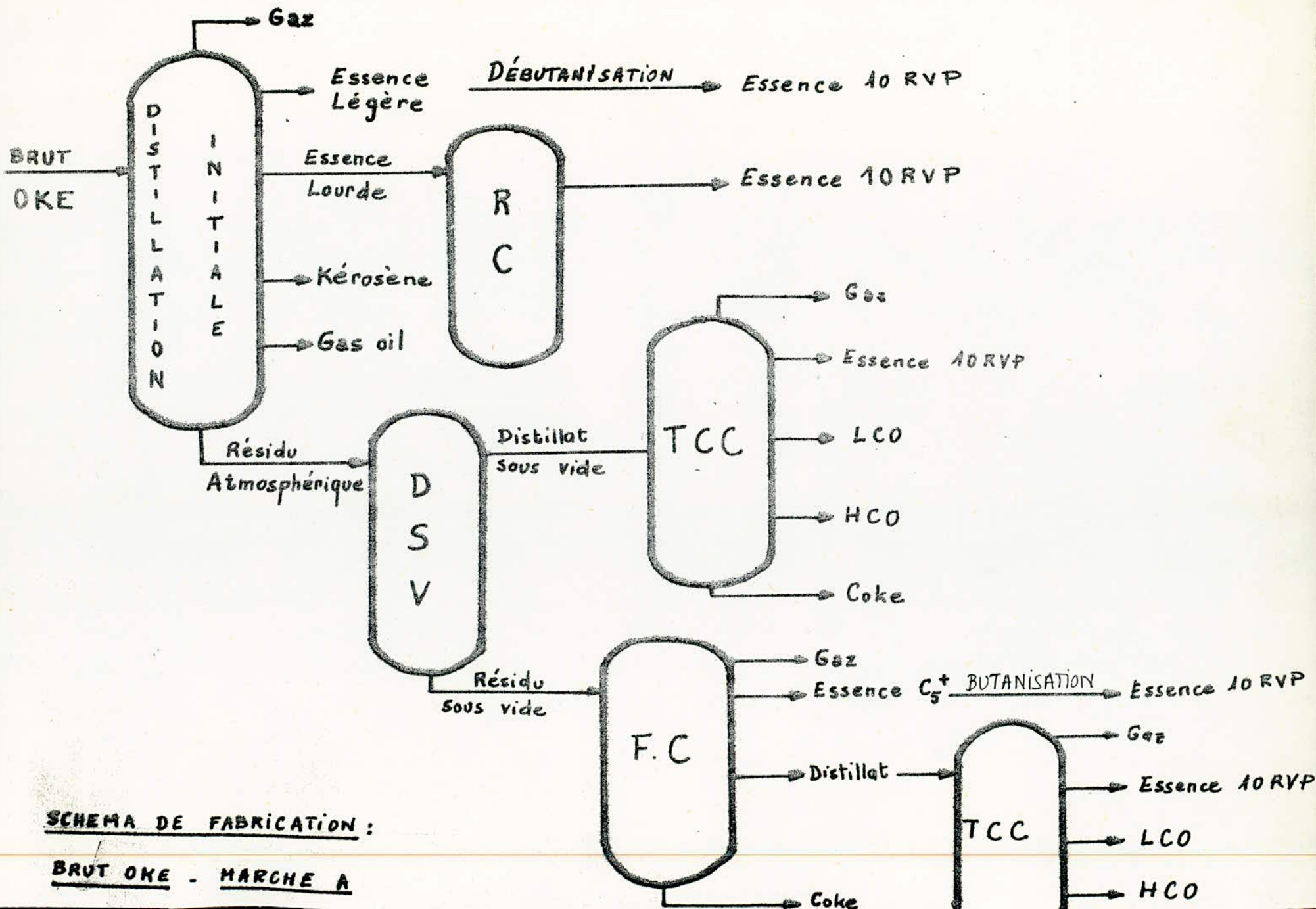
II.4) Le reforming catalytique

C'est aussi un processus de transformations moléculaires, il vise l'obtention d'une essence légère à haut indice d'octane; la charge du reforming est l'essence lourde.

II.5) Le fluid coking

C'est un craking thermique qui permet à partir d'un résidu lourd d'obtenir du coke et d'autres produits plus légers.

Note : pour plus de détails concernant les diverses opérations se reporter à l'annexe première partie pages I.6 à I.9.



SCHEMA DE FABRICATION :

BRUT OKE - MARCHÉ A

III. MARCHE A - PRODUCTION MAXIMALE D'ESSENCE

III.1) Brut OKE

- Caractéristiques du Brut

V = 1.500 000 m³

d = 0,826 (39,8°API)

P = 1.239 000t

- Découpage

Les principaux facteurs qui ont gouverné ce découpage sont :

- l'obtention d'un maximum d'essence, légère tout d'abord, issue d'autres procédés. ensuite
- la production d'un gas oil et d'un kérosène ayant des spécifications correctes
- la production d'une essence lourde pouvant être réformée (KVOP > 11,6)

GAZ	ESSENCE LÉGÈRE	ESSENCE LOURDE	KÉROSENE	GAS OIL	RESIDU	
0	2	26	31	36	49	100

./.

BILAN GLOBAL DE LA DISTILLATION INITIALE

PRODUITS	% V.	V(m ³)	d	P (t)	% S	TVR (Kg cm ²)	NoCl	No +3cc	PP(°C)	F.P(°C)	CI	Kuop	T _{mav} (°C)
G A Z	2	30000	0,513	15390									
ESSENCE LEGERE	24	360000	0,699	251640	0,0165	1,04	66	85					
ESSENCE LOURDE	5	75000	0,775	58125								11,85	156
KEROSENE	5	75000	0,789	59175	0,018				-61	45			
GASOIL	13	195000	0,827	161265	0,053				-10	55	54,5		
DISTILLAT S/V	36	540000	0,875	472500								12,06	379
RESIOV S/V	15	225000	0,949	220905									
T O T A L	100	1500000	0,826	1239000									

III 1.2

REFORMING CATALYTIQUE DE L'ESSENCE LOURDE

Le bilan du reforming se fait à partir des abaques connaissant les caractéristiques de la charge traitée (cf Annexe p12)

CHARGE

V = 75000 M3

D = 0,775

P = 58125 T

KUOP = 11,85

BILAN : On décire obtenir un reformat 10 RVP de NOCL = 90

PRODUIT	% VOL	VOLUME (m ³)	DENSITE	% POIDS	POIDS (t)
REFORMAT 10 RVP	94,5	70875	0,785	--	55649,85
C4 ext	4,7	3525	0,584	--	2050,6
C4 Reforming	5,4	4050	0,584	--	2365,2
C4 Reformat	10,1	7575	0,584	--	4423,8
REFORMAT C5+	84,4	63300	0,809	--	51226,05
C4	5,4	4050	0,584	--	2365,2
C3	--	--	--	3,55	2063,4
C2	--	--	--	2,15	1249,7
C1	--	--	--	1,1	639,4
H2	--	--	--	1,0	581,25
CHARGE	100,0	75000	0,775		58125,0

TCC du Distillat S/V

Les caractéristiques des produits du T.C.C sont données par les abaques connaissant le KUOP et la densité de la charge ainsi que le NO du réformat que l'on veut obtenir (Annexe p12)

CHARGE

V = 540 000 M3
 D = 0,875 (=30,2° API)
 KUOP = 12,65
 P = 472500 T

BILAN

Conversion 68% Vol

PRODUIT	% VOL	VOLUME (m ³)	DENSITE	% POIDS	POIDS (t)
C2 -	-	-	-	1,95	9214
C3=	-	-	-	3,35	15829
C3	-	-	-	3,3	15592
C4=	4,85	26190	0,600	-	15714
C ₄ Net	4,45	24030	0,584	-	14033,5
ESSENCE					
10 RVP	54,6	294840	0,740	-	218181,6
LCO	27,5	148500	0,897	-	133175,9
HCO	4,5	24300	1,000	-	24300
COKE	-	-	-	5,6	26460
CHARGE	100,0	540000	0,875		472500

III 1.4.

- 6 -

F.C. DU RESIDU S/V

Le Fluid coking permet d'obtenir une essence et un distillat qui par cracking donnera à nouveau de l'essence (voir annexe)

CHARGE

p13

V = 225000 M3

D = C,9818 = 12,6° API

P = 220905 T

BILAN

PRODUIT	% VOL	VOLUME (m ³)	DENSITE	% POIDS	POIDS (t)
C3		49095,63	0,360	-	17674,43
C4	1,95	4387,5	0,600	-	2632,5
ESSENCE C5+	21	47250	0,765	-	36146,25
DISTILLAT	63,2	142200	0,9188	-	130653,36
COKE	-	-	-	15,3	33798,47
CHARGE	100	225000	0,9818	100	220905

ESSENCE C5+

NORCL = 74,4

NO+O, 4% = 80,9

DISTILLAT

KUOP = 11,51

DENSITE = 22,5° API

TCC DU DISTILLAT DE F.C

Il permet de produire encore de l'essence

CHARGE

V = 142 200 M3

D = 0,9188 = 22,5° API

KUOP = 11,51

P = 130653,36 T

BILAN

Conversion 54,6%

PRODUIT	% VOL	VOLUME (m ³)	DENSITE	% POIDS	POIDS (t)
C2-	-	-	-	1,65	2155,8
C3=	-	-	-	2,65	3462,3
C3	-	-	-	2,35	3070,35
C4	3,80	5403,6	0,600	-	3242,2
C4 Net	4,35	6185,7	0,584	-	3612,45
ESSENCE 10 RVP	44,°	62568	0,740	-	46300,3
LCO	21,8	30999,6	0,888	-	27542,2
HCO	23,6	33559,2	1,000	-	33559,2
COKE	-	-	-	5,9	7708,55
CHARGE	100	142200	0,9188	100	130653,36

DEBUTANISATION DE L'ESSENCE LEGERE DE DISTILLATION INITIALE.

BILAN :

PRODUIT	VOLUME	DENSITE	POIDS	NOc1	NO+3cc
ESSENCE	360000	0,699	251 640	66	85
BUTANE	20865	0,584	12 185	100	100
ESSENCE DEBUTANISE	339 135	0,706	239 455	56,4	74,3

III 1.7

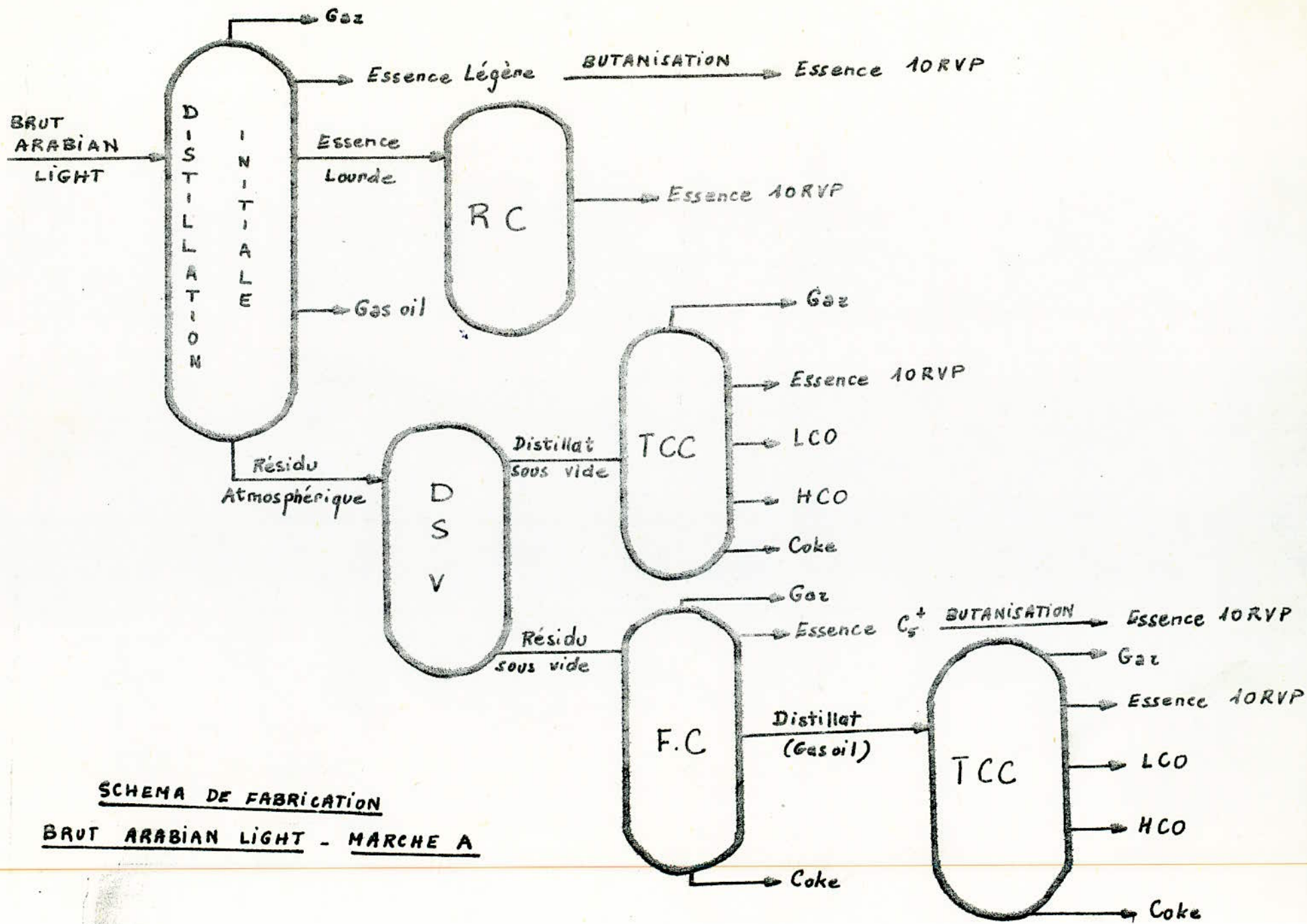
BUTANISATION DE L'ESSENCE C₅ + de FLUID.COKING

BILAN :

PRODUIT	VOLUME	DENSITE	POIDS	NOc1	NO+3cc
ESSENCE C ₅ +	47250	0,765	36146,25	70,4	
BUTANE	5008,5	0,584	2925	100	100
MELANGE	52258,5	0,748	39071,25	73,54	

BILAN GLOBAL DU BRUT OKE -- Marche A

PRODUIT	PROVENANCE							POIDS (t)	
	DISTILLATION INITIALE	REFORMING CATALYTIQUE	T.C.C. du D/SV	F.C du R/SV	T.C.C. du D/F.C	BUTANISATION	DEBUTANISATION		
GAZ	H2		581,25			2155,8		133357,68	
	C1		639,4	9214	17674,43	2155,8			
	C2		1249,7						
	C3	15390		15829		3462,3			
	C4			2063,4	15592	3070,35	+ 12185		-2925
	C5			15714		3242,2			
	C6			-2058,6	14033,5	2632,5	3612,45		
ESSENCE									
10 RVP	239455	55649,85	218181,6	39071,25	46300,3	-	-	598658	
KEROSENE	59175	-	-	-	-	-	-	59175	
GAS OIL	161265	-	-	-	-	-	-	161265	
FUEL OIL									
LCO	-	-	133175,9	-	27542,2	-	-	218577,3	
HCO			25300		33559,2				
COKE	-	-	26460	33798,47	7708,55	-	-	67967,02	



SCHEMA DE FABRICATION

BRUT ARABIAN LIGHT - MARCHE A

15360,

III.2) BRUT "ARABIAN LIGHT"

- Caractéristiques du brut

V = 1.000.000 m³

d = 0,8581 (33,4 °API)

P = 858 100 t

Découpage

GAZ	ESSENCE LEGERE	ESSENCE LOURDE	G.O LEGER	RESIDU.		
0	1,7	10,7	27,1	53,9	80	100

Ce découpage a été fait selon les données du Brut dont nous disposons et qui ne nous permettent pas de tracer les courbes des différentes propriétés hormis le T.B.P, la densité et le % soufre qui sont données pour chacune des coupes. Nous nous sommes donc conformés au découpage qui a été ^{donné} en supprimant cependant la coupe kérosène (car son point de congélation n'est pas conforme aux spécifications) au profit des coupes voisines, ce qui permet d'ailleurs d'augmenter la production d'essence lourde et en maximisant la coupe résidu toujours dans un souci d'augmenter la production d'essence.

BILAN DE LA DISTILLATION INITIALE DU BRUT ARABIAN LIGHT - MARCHE A.

PRODUIT	% V	VOLUME (m3)	DENSITE	POIDS (t)	% S	TVR (kg/cm ²)	NO CL	PP(°C)	PA(°C)	CI	KUOP	T. max (°C)
GAZ	1,7	17000	0,397	6749								
ESSENCE LEGERE	9	90000	0,6738	60642	0,024	0,58	54,7					
ESSENCE LOURDE	16,4	164000	0,792	124968							11,95	146
GASOIL LEGER	26,8	268000	0,834	223512	0,85			(0°F	152°F	54		
DISTILLAT SOUS VIDE	12	120000	0,896	107520							11,8	380
RESIDU SOUS VIDE	34,1	341000	0,9816	334709								
CHARGE	100	1000000	0,8581	858100								

N.B. Pour les détails des calculs des différentes spécifications se référer à l'annexe.

REFORMING CATALYTIQUE DE L'ESSENCE LOURDE.CHARGE(V = 164 000 m³

(d = 0,762

(p = 124 968 t

(KUOP = 11,95

BILAN DU REFORMING (On veut un reformat de NO CL = 90)

PRODUIT	% VOL	VOLUME	DENSITE (m ³)	% POIDS	POIDS (M)
REFORMAT 10 RVP	90,1	147 764		-	114658
C4 EXTERIEUR	1,5	2460	0,584	-	1437
C4 REFORMING	6,75	11870	0,584	-	6465
C4 DANS LE REFORMAT 10 RVP	8,25	13530	0,584	-	7902
REFORMAT C5 ⁺	81,85	134234		-	106756
C4	6,75	11070	0,584	-	6465
C3	-	-	-	4,25	5311
C2	-	-	-	2,7	3374
C1	-	-	-	1,45	1812
H2	-	-	-	1,00	1250
CHARGE	100,0	164 000	0,792		124968

T.C.C du Distillat S/VCHARGE

V = 120000 m³
 d = 0,896 (26,4° API)
 P = 107520 t
 KVOP = 11,8

BILAN

PRODUIT	% VOL	VOLUME (m ³)	DENSITE	% POIDS	POIDS (t)
C2	-	-	-	1,8	1935,4
C ₃	-	-	-	3,00	3064,3
C3	-	-	-	2,85	3225,6
C ₄	4,35	5220	0,600	-	3132
C ₄ net	4,45	5340	0,584	-	3118,6
ESSENCE 10 RVP	49,6	59520	0,740	-	44044,8
LCO	25,5	30600	0,885	-	27080,6
HCO	12,8	15360	1,000	-	15360
Coke	-	-	-	6,1	6558,7
CHARGE	100,0	120000	0,896	100	107520

III-2-4- FLUID COKING DU RESIDU S/V

CHARGE

V= 341 000 m³

d= 0,9816 (=12,65°API)

p= 334 709 t

BILAN

PRODUIT	% VOL.	VOLUME(m ³)	DENSITE	% POIDS	POIDS (t)
C3		97691	0,360		35168,7
C4	1,95	6649,5	0,600		3989,7
ESSENCE C5 +	21	71610	0,765		54781,6
DISTILLAT +	63,3	215853	0,9185		198261
COKE				12,7	42508
CHARGE	100	341000	0,9816		334709

ESSENCE C5 +

DISTILLAT

NORCL = 74,3

d = 22,55 °API

NO + 0,4 % = 80,8

KUOP= 11,51

TVR = 0,2 hpz = 0,204 kg/cm²

III-2-5- TCC DU DISTILLAT DE FLUID COKING

CHARGE

v = 215853 m³

d = 0,9185 = 22,55°API

P = 198261 t

BILAN Conversion : 54,7 % VOL

PRODUIT	% VOL	VOLUME(m ³)	DENSITE	% POIDS	POIDS (t)
C ₂	-	-	-	1,65	3271,3
=					
C ₃	-	-	-	2,65	5253,9
-					
C ₃	-	-	-	2,35	659,1
=					
	3,85	8310,3	0,600	-	1905,2
C ₄ net	4,3	9281,7	0,584	-	5420,5
ESSENCE					
10 RVP	44,1	95191,2	0,740	-	70441,5
LCO	21,8	47056	0,888	-	41805,6
HCO	23,5	50725,5	1,000	-	50725,5
COKE	-	-	-	5,9	11697,4
CHARGE	100,0	215853	0,9185	100	198261

BUTANISATION DE L'ESSENCE LEGEREBILAN :

PRODUIT	VOLUME (m ³)	DENSITE	POIDS (t)	NoCl	No + 3cc
ESSENCE	90000	0,6738	60642	54,7	73
BUTANE	3069	0,584	1792,3	100	100
MELANGE	93069	0,671	62434,3	56,2	73,9

III 2.7

BUTANISATION DE L'ESSENCE C₅+ de FLUID. COKINGBILAN :

PRODUIT	VOLUME (m ³)	DENSITE	POIDS (t)	NoCl	No+ 3cc
ESSENCE	71610	0,765	54781,6	74,3	80
BUTANE	6373,3	0,584	3722	100	100
MELANGE	77983,3	0,750	58503,6	76,6	81,6

PRODUIT	PROVENANCES						POIDS (t)
	DISTILLATION INITIALE	REFORMING CATALYTIQUE	T.C.C. DU DISTILLAT s/v BE/	F.C. DU RESIDU S/V	T.C.C. DU DIS- TILLAT DE F.C.	BUTANISATIONS	
H2		1250					88770
C1		1812	1935,4		3271,3		
C2		3374		35168,7			
C3	6749		3064,3		5253,9		
C3		5311	3225,6		4659,1		
C4			3132		4986,2	- 1792,3	
C4net		-1437	3118,6	3989,7	5420,5	- 3722	
ESSENCE 10 RVP	62434,3	114658	44044,8	58503,6	70441,5		350 082,2
GASOIL	223512						223512
LCO FUEL OIL HCO			27080,6 15360		41805,6 50725,5		134971,7
C O K E			6558,7	42508	11697,4		60764,1
						TOTAL	858100,0

III.3. BILAN DES PRODUITS FINIS DE LA MARCHE A

III.3.1 GAZ

PROVENANCE	POIDS (t)
OKE	133 358
AL	88 770
TOTAL	222 128

Ces gaz qui vont du C1 au C4 pourront servir de combustible sur le lieu de fabrication (Fuel Gas C1 - C2 dans les fours de R.C par exemple), le butane et le propane pourront, après séparation être commercialisés

III.3.2 Mélange des essences

En partant de toutes les essences obtenues à partir des deux bruts on se propose de produire une essence normale et une essence super.

* ESSENCE NORMALE NO ~~86~~ 86

Dans le mélange des essences on considère qu'il y a additivité des indices d'octane relativement au volume lorsqu'il s'agit d'essences obtenues par le même procédé. Lorsque les procédés sont différents (exemple : mélange d'une essence de reforming avec une essence de première distillation) on utilise la formule de NELSON.

$$N_m = X C N_a + (1 - X) N_b$$

Où X est la fraction volumique de l'essence à plus haut NO et C le facteur correctif (que l'on lit sur la fig.1.83 page 116) (Wuithier T.1) connaissant X

PROVENANCE	VOLUME	NOCL	NO+3cc
DISTILLATION INITIALE - OKE	339 135	56,4	74,3
- ALE	93 069	56,2	73,9
TOTAL	432 204	56,36	74,2
TCC - OKE 1)	294 840	90	97
2)	62 568	90	97
- AL; 1)	59 520	90	97
2)	95 191,2	90	97
TOTAL			

BILAN DU MELANGE DES ESSENCES DISTILLATION INITIALE ET DE T.C.C.

PROVENANCE	VOLUME	N.O.
DISTILLATION INITIALE	432 204	74,2
T.C.C.	512 119,2	97
TOTAL	944 323,2	86,6

* ESSENCE SUPER (NO # 92)

PROVENANCE	VOLUME	NOCL	NO + 3 cc
REFORMING - OKE	70 875	90	98
CATALYTIQUE - AL	147 764	90	98
-----	-----	-----	-----
TOTAL	218 639	90	98
FLUID - OKE	52 258,5	74,4	82,4
COKING - AL	77 983,3	76,6	83,6
-----	-----	-----	-----
TOTAL	130 241,8	75,7	83,12
MELANGE	348 880	84,7	92,45

./.

III.3.3

GAS-OIL.

PROVENANCE	VOLUME	DENSITE	TWDICE DE CETANE	% S	P.P.
O.K.E.	195.000	0,827	54,5	0,053	<-10°C
A.L.	268.000	0,834	54	0,85	<0°F
MELANGE	463 000	0,831	54	< 0,9	<-10°C

Les spécifications de ces deux gas-oil étant conformes aux exigences, celles du mélange le sont aussi on pourra donc s'en servir comme G.O.Moteur.

III. 3.4.

KEROSENE.

PROVENANCE	V (m3)	DENSITE	% S	P.P.	F.P.
O.K.E	75.000	0,789	0,018	- 61	45.

Le kérosène est obtenu uniquement à partir du Brut OKE, ses spécifications en font un produit utilisable comme carburéacteur.

III, 3.5.

FUELS.

Les L.C.O issus des T.C.C sont des fuels oils légers leur viscosité est 6 CST à 50°C.
Les H.C.O issus des T.CC sont des dunkers (fuel très lourd) leur viscosité est 630 CST à 50°C.

Rappel : classification des fuels en fonction de la viscosité à 50° C.

VISCOSITE (CST) à 50°C.	FUEL OIL	FUEL OIL LOURD N° 1	FUEL OIL LOURD N° 2	BUNKER.
	9	15	110	380

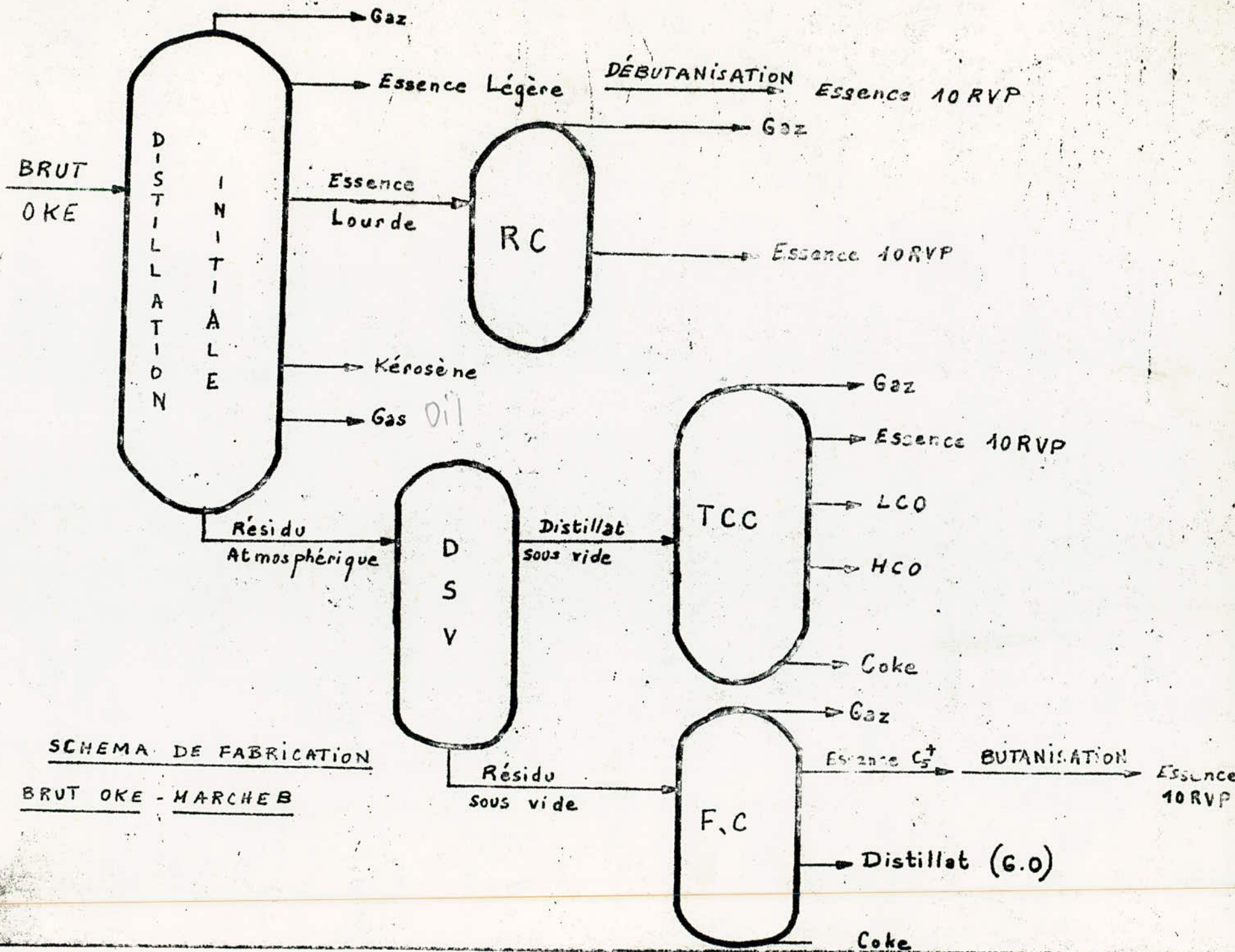
BILAN DES FUELS.

* LCO.

PROVENANCE	VOLUME	POIDS	DENSITE.
OKE 1)	148.500	133175,9	0,897
2)	30999,6	27542,2	0,888
A.LIGHT 1)	30600	27080,6	0,885
2)	47056	41805,6	0,888
T O T A L	257155,6	229604,3	0,893.

* HCO

PROVENANCE	VOLUME	POIDS	DENSITE
O.K.E 1)	24300	24300	1,000
2)	33559,2	33559,2	1,000
A.LIGHT 1)	15360	15360	1,000
2)	50725,5	50725,5	1,000
T O T A L	123944,7	123944,7	1,000



IV. 1) BRUT D.K.E

- BRUT.

(V = 1.500.000 M³.

(d = 0,826

(p = 1.239.000 t

- DECOUPAGE.

	68°C	130°C	268°C	346°C	
GAZ	ESSENCE LEGERE.	ESSENCE LOURDE	KERO- SENF.	GAS-OIL.	RESIDU ATMOSPHERIQUE
0	2	10	23	45	60

Nous avons essayé d'équilibrer la production de tous les produits en tenant compte du domaine d'existence du gas-oil, du point de congélation du kérosène et du KUOP de l'essence lourde. Il est certain cependant que cet équilibre n'est pas optimum car la méthode employée est approximative.

IV.1.1. BILAN DE LA DISTILLATION INITIALE DU BRUT OKE - MARCHE B

PRODUIT	%V	VOLUME (m ³)	DENSITE	POIDS (t)	%S	TVR (kg/cm ²)	NOCL	NO+3CC	PP	FP	PA	CI	TMAV	KUOP
GAZ	2	30000	0,513	15390	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ESSENCE LEGERE	8	120000	0,6428	77136	0,0108	1,22	81	95	-	-	-	-	44,4°C	-
ESSENCE LOURDE	13	195000	0,738	143910	-	-	-	-	-	-	-	-	89,8°C	11,75
KEROSENE	22	330000	0,792	261360	0,019	-	-	-	-65°C	+31°C	-	-	-	-
GAS OIL	15	225000	0,8425	189563	0,16	-	-	-	-	120°C	78°C 172,4°F	57,5	-	-
DISTILLAT SOUS VIDE	20	300000	0,881	264300	-	-	-	-	-	-	-	-	398°C	12,1
RESIDU SOUS VIDE	20	300000	0,9578	287341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHARGE	100	1500000	0,826	1239000	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

REFORMING CATALYTIQUE DE L'ESSENCE LOURDE.* CHARGE.(V = 195000 m³

(d = 0,738

(p = 143910 t

(kuop = 11,75

* BILAN Rendement en reformat 10 RVP de No C1 = 90 : 98,8 % vol.

PRODUIT	% Vol	Volume	Densité	% Poids	Poids
REFORMAT 10 RVP	98,8	192660	0,745	-	143542
C4 Extérieur	7,7	15015	0,584	-	8769
C4 Reforming	4,25	8287,5	0,584	-	4840
C4 Reformat	11,95	23302,5	0,584	-	13609.
Reformat C5 ^t	86,85	169357,5	0,767	-	129933.
C4	4,25	8287,5	0,584	-	4840.
C3	-	-	-	2,9	4173.
C2	-	-	-	1,65	2374.
C1	-	-	-	0,8	1151
H2	-	-	-	1,0	1439
CHARGE	100	195000	0,738	100	143910

TCC DU DISTILLAT S/V.* CHARGEV = 300 000 M³

d = 0,881 (29,1°API)

p = 264 300 t.

* BILAN

Conversion 67,6 % Vol.

PRODUIT	% Vol	Volume (m ³)	Densité	% Poids	Poids (t)
C2 ⁻	-	-	-	1,95	5154
C3 ⁻	-	-	-	3,30	8722
C3	-	-	-	3,25	8590
C4 ⁻	4,8	14 400	0,600	-	8640
C4 net	4,5	13 500	0,584	-	7884
ESSENCE 10 RVP	53,4	162900	0,740	-	120546
LCO	26,6	79800	0,8994	-	71770
HCO	5,8	17400	1,000	-	17400
Coke	-	-	-	5,9	15594.
CHARGE	100	300 000	0,881	100	264300.

FLUID. COKING DU RESIDU SOUS VIDE.* CHARGE.V = 300 000 M³

d = 0,9578 (16,2° API)

p = 287340 t.

PRODUIT	% Vol	Volume (m ³)	Densité	% Poids	Poids (t)
C3		65925	0,360	-	23 733
C4	1,7	5100	0,600	-	3060
ESSENCE C5 ^t	21	63000	0,765	-	48 195
DISTILLAT	67	201000	0,8978	-	180 458
COKE	-	-	-	11,1	31 895
CHARGE	100	300 000	0,9578		287341

ESSENCE C5^t

No Cl = 71,6

No + 0,4% = 78,6

DISTILLAT (Gasoil)

d = 26,1 °API

KUOP = 11,85.

PRODUIT	VOLUME	DENSITE	POIDS	NO CL	NO+3CC
ESSENCE C5+	63000	0,765	48195	68,8	
BUTANE	6678	0,584	3900	100	100
MELANGE	69678	0,748	52095	72,1	

IV 1.6.

DEBUTANISATION DE L'ESSENCE LEGERE DE PREMIERE DISTILLATION

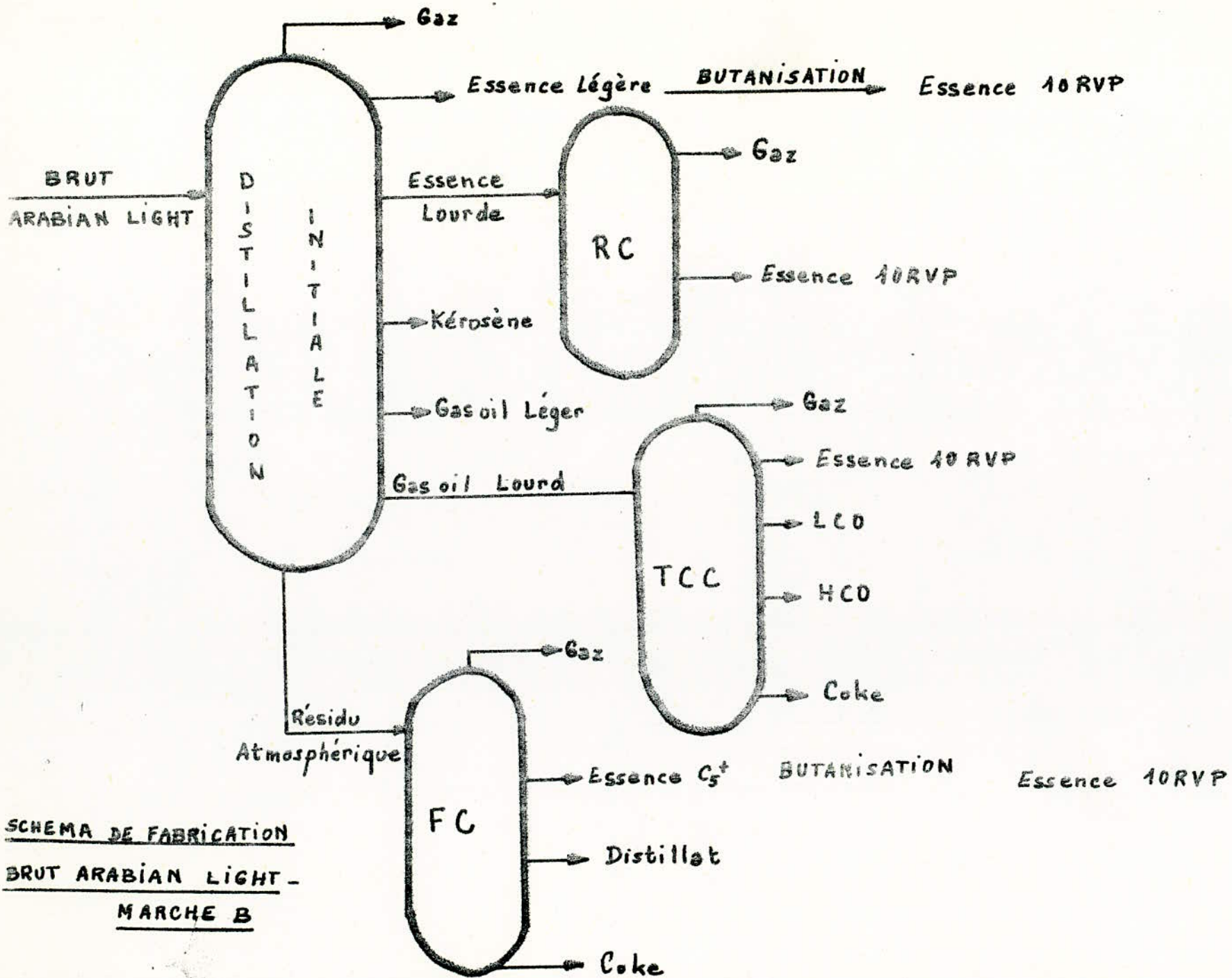
BILAN :

PRODUIT	VOLUME	DENSITE	POIDS	NOCL	NO+3CC
ESSENCE	120000	0,6428	77136	81	95
BUTANE	14040	0,584	8199,4	100	100
ESSENCE DEBUTANISEE	105960	0,651	68936,6	60	72,2

BILAN GLOBAL DU BRUT OKE - MARCHÉ B

PRODUIT	PROVENANCES						POIDS (t)
	DISTILLATION INITIALE	REFORMING CATALYTIQUE	T.C.C. DU DISTILLAT/SV	F.C. DU RESIDU /SV	BUTANISATION DE L'ESSENCE C5+	DEBUTANISATION DE L'ESSENCE LEGERE	
GAZ H2 C1 C2 C3- C3 C4= C4	15390	1439 1151 2374 4173 -8769	5154 8722 8690 8640 7884	23733 3060	 - 3900	 +8199	85341
ESSENCE 10 RVP	68936	143542	120546	52095	-	-	385119
KEROSENE	261360						261360
GAS OIL.	189563	-	-	180458			370021
FUEL OIL	-	-	HCO 17400 LCO 71770	-	-	-	89170
COKE	-	-	15594	31885	-	-	47489

TOTAL 1239000



SCHEMA DE FABRICATION

BRUT ARABIAN LIGHT -

MARCHE B

IV. MARCHE B : PRODUCTION OPTIMALE DE TOUS LES PRODUITS.

IV) 2. BRUT ARABIAN LIGHT.

- CARACTERISTIQUES DU BRUT.

(V = 1.000.000 M³.

(d = 0,8581 (33,4° API)

(p = 858 100 t.

- DECOUPAGE.

68°F. 212 302 455 650 1049.

GAZ	ESSENCE LEGERE	ESSENCE LOURDE	KEROSENE	GAS-OIL LEGER.	S.O	RESIDU
0	1,7	10,7	19,1	34,1	53,9	86,4
						100

Comme dans la marche A ce découpage a été fait selon les données du brut en tenant compte, cette fois-ci du fait qu'il faut produire "de tout" en quantités analogues.

BILAN DE LA DISTILLATION INITIALE DU BRUT ARABIAN LIGHT-MARCHE B

PRODUIT	%V	VOLUME	D	POIDS	%S	TVR	NOCL	PA	P.P	F.P.	C.I.	KUOP	TMAV (°C)
GAZ	1,7	17000	0,397	6748,8									
ESSENCE LEGERE	9	90000	0,6738	60642		0,58	54,7						
ESSENCE LOURDE	8,4	84000	0,7405	62202								12,1	125
KEROSENE	15	150000	98324	124860	0,094			57°C	-56,4°C				
GAS OIL LEGER	19,8	198000	0,9393	166181,4	1,05			156°F			53,5		
GAS OIL LOURD	32,5	325000	0,9170	298025	2,46			179°F	90°F				
RESIDU	13,6	136000	1,0253	139440,8	4,4								
T O T A L	100,0	1000000	0,8581	858100									

IV 2.2.

REFORMING CATALYTIQUE DE L'ESSENCE LOURDE

CHARGE

V = 84000 M3
 D = 0,7405
 P. = 62202 T
 KUOP = 12,1

BILAN DU REFORMING

Rendement en reformat 10 RVP de NOCL 80 : 91,25%Vol
 NO+3CC 92,5

PRODUIT	%VOL	VOLUME	DENSITE	% POIDS	POIDS
REFORMAT 10 RVP	91,25	76650	0,754	-	57763,4
C4 EXT	2,3	1932	0,584	-	1128,3
C4 Reform.	6,4	5376	0,584	-	3139,6
C4 dans le Reform- mat 10 RVP	8,7	7308	0,584	-	4267,9
REFORMAT (C5+)	82,55	69342	0,771	-	53495,5
C4	6,4	5376	0,584	-	3139,6
C3	-	-	-	4,05	2519,2
C2	-	-	-	2,55	1586
C1	-	-	-	1,35	839,7
H2	-	-	-	1,00	622
CHARGE	100,00	84000	0,7405		62202

IV.2.3. TCC DU G.O LOURD

CHARGE

V = 325 000 m³

d = 0,9 170 (22,8° API)

P = 298 025 t

KUOP = 11,85

BILAN (Conversion (% vol) 59,3

PRODUIT	% VOL	VOLUME	DENSITE	% POIDS	POIDS
C ₂	-	-	-	1,75	5 215,4
C ₃	-	-	-	2,85	8 493,7
C ₃	-	-	-	2,65	7 897,7
C ₄	4,15	13 487,5	0,600	-	8 092,5
C ₄	4,35	14 137,5	0,584	-	8 256,3
ESSENCE 10 RNP	47,7	155 025	0,740	-	114 718,5
LCO	22,0	71 500	0,899	-	64 310,2
HCO	18,7	60 775	1,000	-	60 775
COKE	-	-	-	6,8	20 265,7
CHARGE	100,00	325 000	0,9 170		298 025,0

IV.2.4. FLUID COKING DU RESIDU ATMOSPHERIQUE

CHARGE

V = 136 000 m³

d = 1,0253 (6,5° API)

P = 138 440,8 t

BILAN

PRODUIT	% VOL	VOLUME (m ³)	DENSITE	% POIDS	POIDS (t)
C ₃	13	18 000	0,360	-	6 479,9
C ₄	3,3	4 488	0,600	-	2 692
ESSENCE C ₅ t	21	28 560	0,765	-	21 848,4
DISTILLAT	62,2	84 592	0,9619	-	81 369
COKE	-	-	-	19,4	27 051,5
CHARGE	100,0	136 000	1, 0253	100	139 440,8

Essence C₅t

NoCl 81

No + 0,4 % 86,5

Distillat (G.O)

d = 15,6 ° API

KUOP = 10,98

IV.2.5. STABILISATION DE L'ESSENCE LEGERE

(Voir MARCHE A)

BILAN :

PRODUIT	VOLUME (m ³)	DENSITE	POIDS (t)	NoCl	No + 0,4 %
ESSENCE	90 000	0,6738	60 642	54,7	
BUTANE	3 069	0,584	1 792,3	100	
MELANGE	93 069	0,671	62 434,3	56,2	

IV.2.6. STABILISATION DE L'ESSENCE C₃⁺ du Fluid Coking

V = 28 560 m³

NoCl = 81

d = 0,765

No+ 0,4 ‰ = 86,5

p = 21848,4 t

PM = 130 d'après la courbe PM = f (densité)

TVR = 0,204 kg/cm²

$$x = 10^4 \left(\frac{d}{PM} \right)_{\text{ess}} \frac{\text{TVV mel} - \text{TVV ess}}{\text{TVV C}_4 - \text{TVV mél}} = 10^4 x \frac{0,765x}{130} \frac{0,77 - 0,206}{4,5 - 0,77} = 8,9 \%$$

BILAN

PRODUIT	VOLUME (m ³)	DENSITE	POIDS (t)	NoCl	No + 0,4 %
ESSENCE	28 560	0,765	21 848,4	81	86,5
BUTANE	2 542	0,584	1 484,4	100	
MELANGE	31 102	0,750	23 332,8	82,55	

BILAN GLOBAL DU BRUT ARABIAN LIGHT - MARCHE B

PRODUIT	PROVENANCES						
	DISTILLATION INITIALE	REFORMING CATALYTIQUE	T.G.C. DU G.O. LOURD	FLUID DOKING DU RESIDU	BUTANISATION DE L'ESSENCE S.R	BUTANISATION DE L'ESSENCE C5+de F.C.	POIDS (t)
GAZ H2 C1 C2 C3= C3 C4= C4	6748,8	622 839,7 1586 2519,2 -1128,3	5215,4 8493,7 7897,7 8092,5 8256,3	6479,9 2692	- 1792,3	- 1484,4	55038,2
ESSENCE 10 RVP	62434,3	57763,4	114718,5	23332,8	-	-	
KEROSENE	124860	-	-	-	-	-	124860
GAS OIL	166181,4	-	-	-	-	-	166181,4
FUEL OIL	-	-	LCO 64310,2 HCO 60775	DISTILLAT 81369	-	-	206454,2
COKE	-	-	20265,7	27051,5	-	-	47317,2
TOTAL							858100,0

- 35 -

IV3. BILAN DES PRODUITS FINIS DE LA MARCHE B

IV 3.1. GAZ.

PROVENANCE	POIDS(t)
OKE	85841
AL	55038
TOTAL	140879

Comme pour la marche A les gaz produits sont destinés soit à une consommation sur le lieu même de fabrication, soit à une commercialisation.

IV 3.2. MELANGE DES ESSENCES

* ESSENCE NORMALE (N° # 88)

Cette essence est fabriquée en mélangeant les essences de première distillation et de TCC des deux brut . Les calculs d'indices d'octane des mélange sont basés sur l'additivité des NO d'essences de même origine relativement au volume, et sur l'utilisation d'un facteur correctif (1) lorsque l'on mélange deux essences différentes (voir mélange des essences . Marche A)

PROVENANCE	VOLUME (m ³)	NOCH	NO + 3 cc
DISTILLATION INITIALE OKE AL	105960 <u>93069</u> 199029	60 <u>56,2</u> 58,22	72,2 <u>74,2</u> 73,1
TCC OKE AL	162900 <u>155025</u> 317925	90 <u>90</u> 90	97 <u>97</u> 97
MELANGE	516954	77,76	87,8

(1) WUTHIER : RAFFINAGE ET GENIE CHIMIQUE TOME 1 P II6 (ED. TECHNIQ)

* ESSENCE SUPER (NO # 92)

L'essence super est un mélange à base d'essences de reforming catalytique et de Fluid Coking issues des deux bruts .

PROVENANCE		VOLUME (m ³)	NOCL	NO + 3cc
REFORMING : CATALYTIQUE	OKE	192660	90	98
	AL	76650	80	92,5
		269310	87,15	96,43
FLUID-COKING -	OKE	69678	72,1	81,1
	AL	31102	82,55	82,55
		100780	75,33	81,55
MELANGE		370090	83,93	92,38

IV 3.3. KEROSENES

PROVENANCE	VOLUME (m ³)	DENSITE	% S	POINT D'ECOULEMENT
OKE	330000	0,792	0,019	- 65 °C
AL	150000	0,8324	0,094	- 56,4 °C
TOTAL	480000	0,805	0,042	< - 60 °C

Le Kérosène issu de l'Arabian light n'est pas conforme aux spécifications du point de vue du point de congélation mais dans le mélange il y a compensation avec le kérosène issu du brut OKE compte tenu du fait que le volume de ce dernier est plus important.

IV.3.4. GASOILS LEGERS

PROVENANCE	VOLUME (m ³)	INDICE DE CETANE	%S	P.P.
O.K.E.	225000	57,5	0,16	0°F
A.L	198000	53,5	1,05	
MELANGE	423000	55,5	0,58	

Le mélange de G.Oils a des caractéristiques que l'on ne peut pas connaître telles que le point d'Eclair faute de données mais les caractéristiques essentielles ont pu être calculées en considérant qu'elles étaient additives, cela nous permet de conclure que ce mélange de G.O pourra servir de G.O. Moteur.

FUELS OILS.

*LCO : Le LCO des TCC a une viscosité de 6 CST à 50°C ; c'est un Fuel léger.

PROVENANCE	VOLUME (m ³)	POIDS	DENSITE.
OKE	79800	71770	0,8994
AL	71500	64310,2	0,899
T O T A L	151300	136080,2	0,899

* HCO : le HCO issu des TCC a une viscosité de 630 CST à 50°C ; c'est un Bunker.

PROVENANCE	VOLUME (m ³)	POIDS (t)	DENSITE
OKE	17400	17400	1,000
AL	60775	60775	1,000
T O T A L	78175	78175	1,000

* DISTILLATS DE F.C.

PROVENANCE	VOLUME (m ³)	POIDS (t)	DENSITE
OKE	201000	180458	0,8978
AL	84592	81369	0,9619
T O T A L	285592	261827	0,917

, V. CONCLUSION

Les marches A et B avaient des objectifs différents, on peut néanmoins comparer leurs résultats du point de vue quantitatif, car la qualité des produits qui est soumise aux spécifications (critères de commercialisation et d'utilisation) est la même dans les deux cas.

Tout d'abord on constate que la quantité d'essence produite dans la marche A est (bien sûr) plus importante que dans la marche B. Par contre les quantités de fuel et de kérosène sont plus élevées dans la marche B. Pour ce qui est du gas oil léger les quantités sont analogues, par contre on constate une supériorité des quantités de gaz et de coke dans la marche A. Ceci s'explique par le fait que l'augmentation de la production d'essence a entraîné celle des produits secondaires.

On constate enfin que les limites de production de différents produits pétroliers à partir d'un brut ne sont pas très souples, elles sont en grande partie déterminées par les propriétés du brut et les caractéristiques que doivent avoir les produits finis.



-o- 2 EME PARTIE -o-

EVALUATION DU PETROLE BRUT ALGERIEN RASTOMB :

PLAN

I - INTRODUCTION

II- DISTILLATION

- II. 1 Rappels théoriques
- II. 2 Mode opératoire
- II. 3 Résultats expérimentaux
- II. 4 Méthodes d'évaluation

III - Chromatographie en phase gazeuse

- III. 1 Principe
- III. 2 Analyse qualitative
 - III.2.1 Méthodes
 - III.2.2 Résultats obtenus
- III. 3 Analyse quantitative
 - III.3.1 Eléments théoriques
 - III.3.2 Intérêt de l'analyse quantitative
 - III.3.3 Résultats
 - III.3.4 Comparaison des méthodes

IV - CONCLUSION

I - INTRODUCTION

Dans cette partie notre travail consiste en l'évaluation aussi complète que possible à l'aide de moyens d'expérience et de calcul du pétrole brut algérien "RASTOMB".

II - DISTILLATION

II. 1 Rappels théoriques sur la distillation T.B.P.

- Principe de la distillation :

Le procédé qui sélectionne les divers constituants d'un mélange selon leur volatilité consiste à réaliser une succession de contacts entre une phase vapeur et une phase liquide. Ceci est réalisé à l'intérieur d'une colonne ou tour de distillation. La vapeur circule de bas en haut et le liquide descend par gravité à contre courant de la vapeur. Les contacts entre liquide et vapeur sont réalisés par des plateaux ou par un garnissage. A chaque contact les constituants du mélange à séparer se répartissent dans les deux phases vapeur et liquide selon leur volatilité.

- Analyse T.B.P. (True Boiling Point)

En vue de déterminer les rendements et les propriétés des différentes coupes susceptibles d'être obtenues à partir d'un nouveau brut, le laboratoire d'analyse procède à la distillation T.B.P. du pétrole brut (l'échantillon de pétrole brut que nous avons analysé et qui nous a été accordé par le laboratoire de raffinage de l'I.A.P. a été préalablement stabilisé. Notons aussi que ce brut a déjà fait l'objet d'analyse dans cet institut).

La distillation T.B.P. est une distillation en discontinu réalisée dans une colonne à haute sélectivité qui permet de séparer les divers hydrocarbures constituant le brut en fonction de leur température d'ébullition. La colonne comporte une vingtaine d'étages théoriques et fonctionne avec un taux de reflux élevé (dix par exemple). Le bouilleur est équipé d'un chauffage électrique. Les contacts liquide-vapeur sont assurés soit par des plateaux, soit par un garnissage. Des thermoconples permettent de suivre la température du bouilleur et la température de tête.

La condensation des vapeurs de tête est assurée par un condenseur à eau et une soupape commandée par un timer permet de régler le taux de reflux à la valeur désirée. On recueille en tête des fractions pour lesquelles on note les températures initiales et finales de passage qui sont les températures réelles d'ébullition des constituants de début et de fin de fraction, d'où la dénomination T.B.P.

La distillation est d'abord conduite sous la pression atmosphérique, puis sous vide quand la température atteinte au bouilleur fait craindre un cracking des hydrocarbures lourds.

- Courbe de distillation T.B.P.

La correspondance température d'ébullition - Pourcentage volumique distillé est traduite par la courbe de distillation T.B.P. ; cette courbe permet pour des points de coupe donnés de prévoir les rendements volumiques obtenus sur différents bruts.

- Analyse des fractions

Les fractions obtenues sont analysées par différents procédés ; elles sont ensuite mélangées pour obtenir des fractions plus larges qui à leur tour sont analysées.

Ainsi en cumulant les fractions légères on reconstitue les essences. Le regroupement des fractions intermédiaires permet de fabriquer des distillats tels que kérosène et gasoil.

Cette analyse permet donc

- de déterminer les rendements des différents bruts
- de connaître les propriétés des distillats susceptibles d'être obtenus.

Toutefois il y a lieu de signaler que le fractionnement réalisé industriellement est beaucoup moins bon que celui obtenu par T.B.P. et que les propriétés des distillats peuvent diverger notablement de celles prévues par l'analyse. Cela sera en particulier sensible pour les propriétés de tête : T.V.R, Point Eclair et de " queue " des coupes : point d'écoulement, couleurs....

II.2. Mode opératoire

Nous avons tout d'abord procédé aux essais de densité, viscosité % carbone, point d'Eclair, point d'écoulement, teneur en soufre et distillation ASTM du brut ce qui nous adonné un aperçu de ses propriétés.

Puis nous avons effectué la distillation T.B.P. sur l'appareil Podbielmia~~k~~, en ayant soin d'effectuer préalablement l'étalonnage (mV - °C) du thermocouple donnant la température des vapeurs de tête (cf. Annexe. *page 37*)

Cette distillation a été menée tout d'abord à pression atmosphérique nous avons ainsi recueilli 25 fractions de cinq degrés d'écart environ ; ensuite nous avons continué à distiller le résidu atmosphérique sous vide car la distillation ASTM et les autres essais préalables nous ont montré qu'il s'agit d'un pétrole assez lourd et donc que les limites de la distillation atmosphérique sont très vite atteintes (faible pourcentage distillé, risque de cracking). La distillation sous vide nous a permis de recueillir 20 fractions de dix degrés d'écart environ.

Après la distillation T.B.P. nous avons déterminé les caractéristiques principales de chacune des fractions recueillies et procédé pour certaines d'entre elles à des mesures de viscosité et de point d'écoulement.

II. 3 RESULTATS EXPERIMENTAUX.

II. 3.1 CARACTERISTIQUES DU BRUT.

- Densité à 20°C : 0, 861
- Viscosité. à 20°C 15,0 CST.
 . à 37,8°C (100°F) : 7,8 CST.
- Résidu conradson : 3 % poids
- Point Eclair : + 39°C
 (Abel)
- Point d'Écoulement : - 4°C
- Distillation ASTM :

%	PI	5	10	12	15	16	18,5	20	21	24	
T° C	80	108	130	148	156	164	170	180	184	190	
%	25	27	28	30	32	33	35	36	37	39	PF
T° C	194	204	206	207	210	214	225	230	232	245	245 ⁺

(Tableau n° 1)

- Teneur en soufre : 0,37 % Poids (donnée par l'I.A.P)

II. 3.2 Distillation TBP.

La distillation TBP du Brut s'est déroulée dans les conditions suivantes :

- Perte de charge 20 mm Hg
- Taux de reflux 5
- Chauffage progressif jusqu'à 125 V.
- Temps d'apparition de la première goutte de distillat 8 heures.

III 3.2 Résultats de la distillation T.B.P (Courbe n°1)

a) Distillation atmosphérique

% Vol	T (°C)	% Vol	T (°C)
P. I	60	7,1	130
0,6	72	8,0	133
0,9	77	8,9	138
1,6	83	10,2	144
2,1	88	11,6	146
2,9	92	12,9	152
3,4	98	14,3	159
4,2	103	15,6	166
4,5	108	16,9	171
4,9	112	18,3	175
5,4	114	19,5	181
5,9	120		

Tableau n° 2

III 3.2 b) Distillation sous vide

% V	T (°C) ss vide	Pression		T (°C) à Patm	T (°F) à Patm
		mm Hg	atm		
20,75	94	64	0,0842	171	340
21,8	103	50	0,0657	188	370
25,0	122	50	0,0657	208	412,3
27,7	122	56	0,0737	214,3	417,65
30,1	125	46	0,065	219	426
32,4	136	32	0,0421	238,6	462
35,4	145	44	0,05789	242,3	468,18
38,5	156	36	0,04737	260	500
41,9	165	33	0,04342	273	529
44,6	176	31	0,04079	287,8	550
47,4	186	30	0,03947	302,2	576
50,0	194	33	0,04342	306,7	584
52,3	200	60	0,07895	320*	608
54,5	210	33	0,04342	325,7	618,3
56,8	220	33	0,04342	336,7	639
58,3	221	25	0,03289	349,2	660,6
60,5	230	25	0,03289	360,7	681,25
61,4	233	25	0,03289	363,5	686,3
63,4	244	31	0,04079	368,7	695,7
64,3	249	27	0,03553	378,68	713,63
65,8	251	30	0,03947	380	716

Tableau n° 3

Résidu sous vide: f. Rendement 34 %
 { Densité 0,937

* Déterminé par la formule de Robert car il y a une erreur de pression

T°C
Sous vide
p atm

COURBE DE DISTILLATION TBP
DU BRUT RASTOMB (n° 1)

300 200

200 100

180

160

140

120

100

80

60

40

20

0

ATMOSPHERIQUE

COURBE CORRESPONDANTE À P. ATM.
SOUS VIDE

% Vc

10

20

30

40

50

60

Remarque : Les deux courbes de distillation atmosphérique et sous vide se "raccordent" avec un décalage d'environ 100°C. Ce décalage correspondrait à la "température d'ébullition" sous une pression de 60 mm Hg. environ. Il est possible de calculer la température de distillation d'un corps pur pour n'importe quel vide connaissant sa température d'ébullition normale le calcul est encore possible pour un mélange de composition connue en pondérant par exemple les contributions à la température d'ébullition.

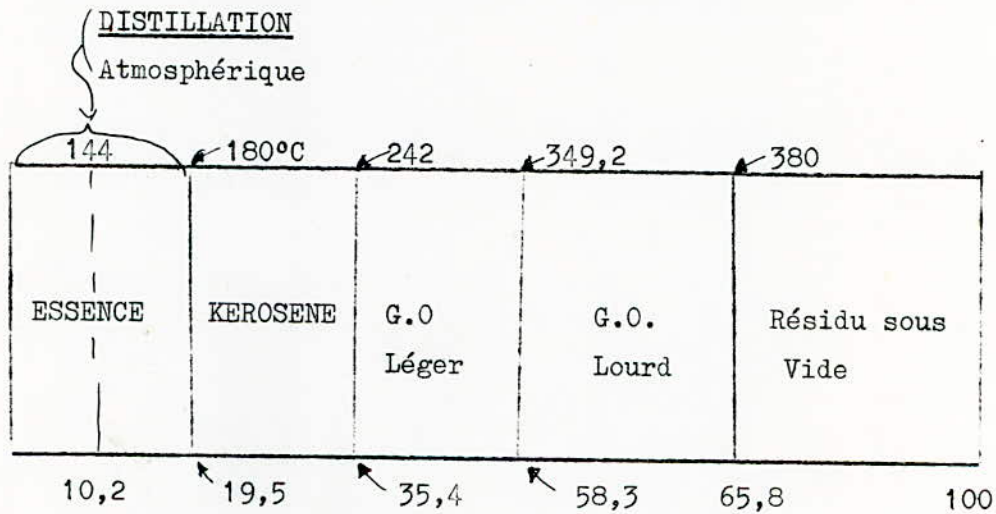
Le problème est beaucoup plus complexe pour une fraction pétrolière où la composition qualitative et quantitative n'est pas accessible facilement, on peut tenter d'employer l'équation de Clapeyron ; il faut pour cela connaître la chaleur de vaporisation, ce qui complique encore plus le problème

L'API Project 42 cité par Maxwell (1) donne une courbe de pression de vapeur la fonction de la température et de la température d'ébullition normale. Utilisant cette courbe nous avons pu déterminer les températures d'ébullition normales de chaque fraction, nous constatons que les fractions 25, 26, 27 ont des températures qui empiètent sur les coupes précédentes atmosphériques, mais d'une façon générale les deux courbes rendent bien compte de la T.B.P.

(1) Maxwell.

La connaissance de la distillation nous permet de proposer le découpage suivant.

PRODUIT	FRACTIONS	RENDEMENT
Essence légère	1 à 15	10,2
Essence lourde	16 à 25.	9,3
Kérosène	26 à 32	15,9
G.O. Léger	33 à 40	22,9
G.O. Lourd	41 à 46	7,5
Résidu sous vide	46 +	34,2



Le brut RASTOMB donne peu d'essence, par contre la coupe Gasoil est assez importante et le résidu sous vide peut avoir plusieurs applications (Fuel, craking pour obtenir de l'essence, base pour huile lubrifiante, bitumes)

II.3.3 Caractéristiques des fractions pétrolières recueillies

a) Fractions recueillies à pression atmosphérique

n° Fraction	T _{éb} (^{°C}) (moy)	d (_{à 20°C})	n (_{à 20°C})	M
1 } (*)	< 72	—	—	—
2 }		—	—	—
3 }		—	—	—
4	72	0,718	1,3958	86
5	77	0,719	1,3974	88
6	83	0,724	1,3996	92
7	88	0,732	1,4032	95
8	92	0,740	1,4065	96
9	98	0,741	1,4068	100
10	103	0,7462	1,4069	102
11	108	0,7463	1,4070	105
12	112	0,7474	1,4072	107
13	114	0,748	1,4077	109
14	120	0,7488	1,4091	112
15	130	0,7586	1,4131	117
16	133	0,7648	1,4162	118
17	138	0,7673	1,4169	121
18	144	0,7679	1,4170	125
19	146	0,7696	1,4180	126
20	152	0,7744	1,4214	129
21	159	0,7804	1,4245	133
22	166	0,7834	1,4268	137
23	171	0,7848	1,4269	140
24	175	0,7861	1,4280	143
25	181	0,7944	1,4320	145

Tableau n° 4

(*) Les premières fractions n'ont pas pu être analysées car les quantités recueillies étaient très faibles et de plus volatiles.

II 3.3 b) Caractéristiques des fractions recueillies sous vide

n° fraction	$d_{20^{\circ}\text{C}}$	$n_{20^{\circ}\text{C}}$	$pA (^{\circ}\text{C})$	Viscosité (est) à 20°C	Indice de Cétane	Indice Diesel
26	0,806	1,4390	63	-	-	-
27	0,802	1,43,73	62	-	-	-
28	0,807	1,4405	65	-	-	-
29	0,815	1,4438	67	-	-	-
30	0,822	1,4469	69	2,27	58	63,4
31	0,8273	1,4492	72	2,44	59	63,8
32	0,8368	1,4541	70	2,84	55	59,4
33	0,8437	1,4579	73	3,32	54	57,8
34	0,8496	1,4620	74	3,48	52	55,3
35	0,856	1,4658	75	4,54	52	55,2
36	0,856	1,4659	76	4,60	53	57,05
37	0,856	1,4656	79	6,24	55	58,9
38	0,8603	1,4689	80	6,35	54	58,1
39	0,8702	1,4731	80,5	8,82	52	55,04
40	0,8772	1,4773	80	9,18	49	52,45
41	0,8802	1,4814	79	Point d'Écl. (°C) 14	48	50,5
42	0,8875	1,4869	78	15	47	48,3
43	0,8896	-	79	17	47	48,1
44	0,8914	-	81	18	47,5	48,4
45	0,8941	-	84	22	48	49,1
46	0,8953	-	85	23	47	48,1

Tableau n° 5

d
à 20°C

Courbe de densité en fonction
du % vol. distillé du brut Rastomb
n° 2

0,9

0,8

0,7

10

20

30

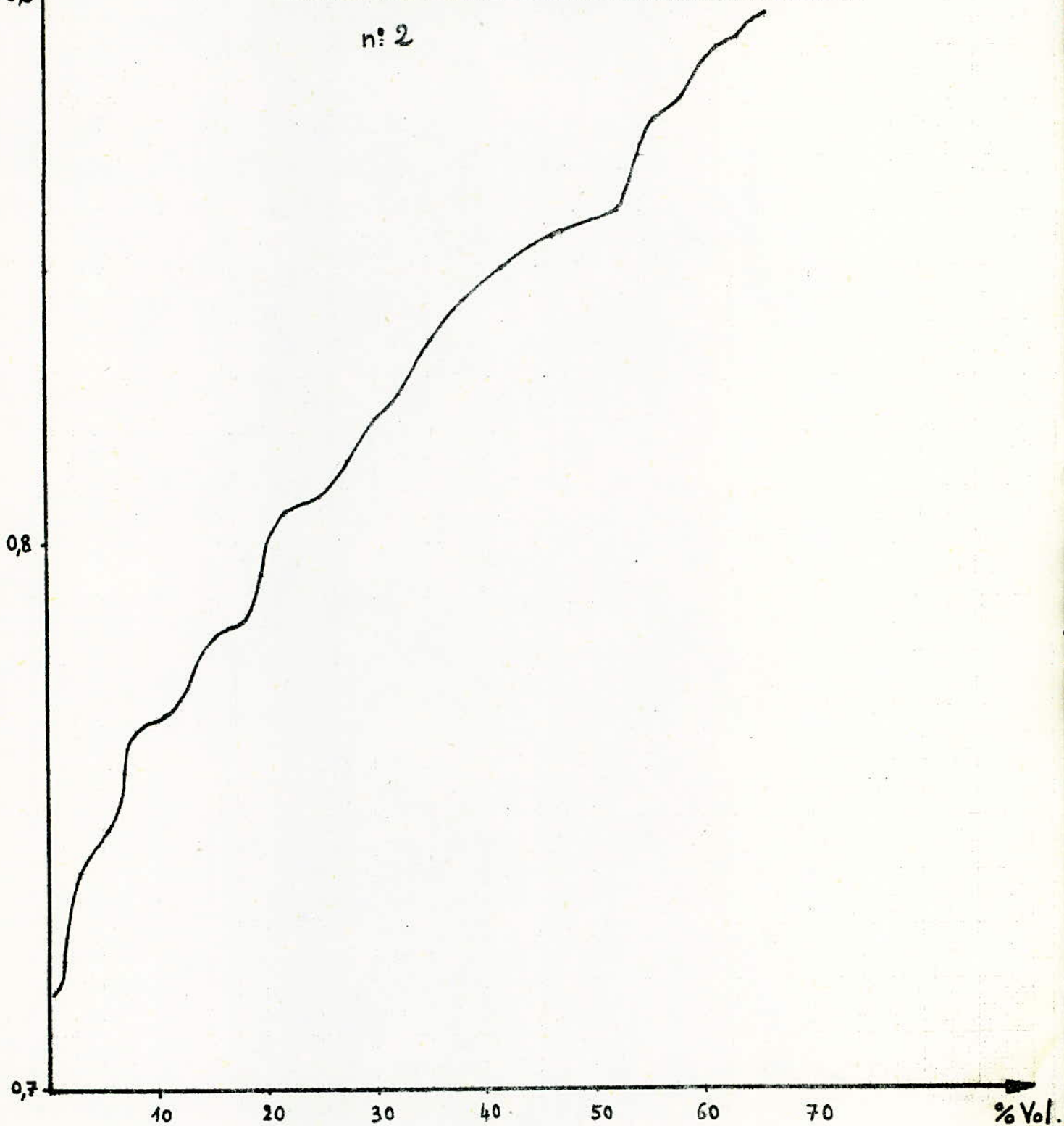
40

50

60

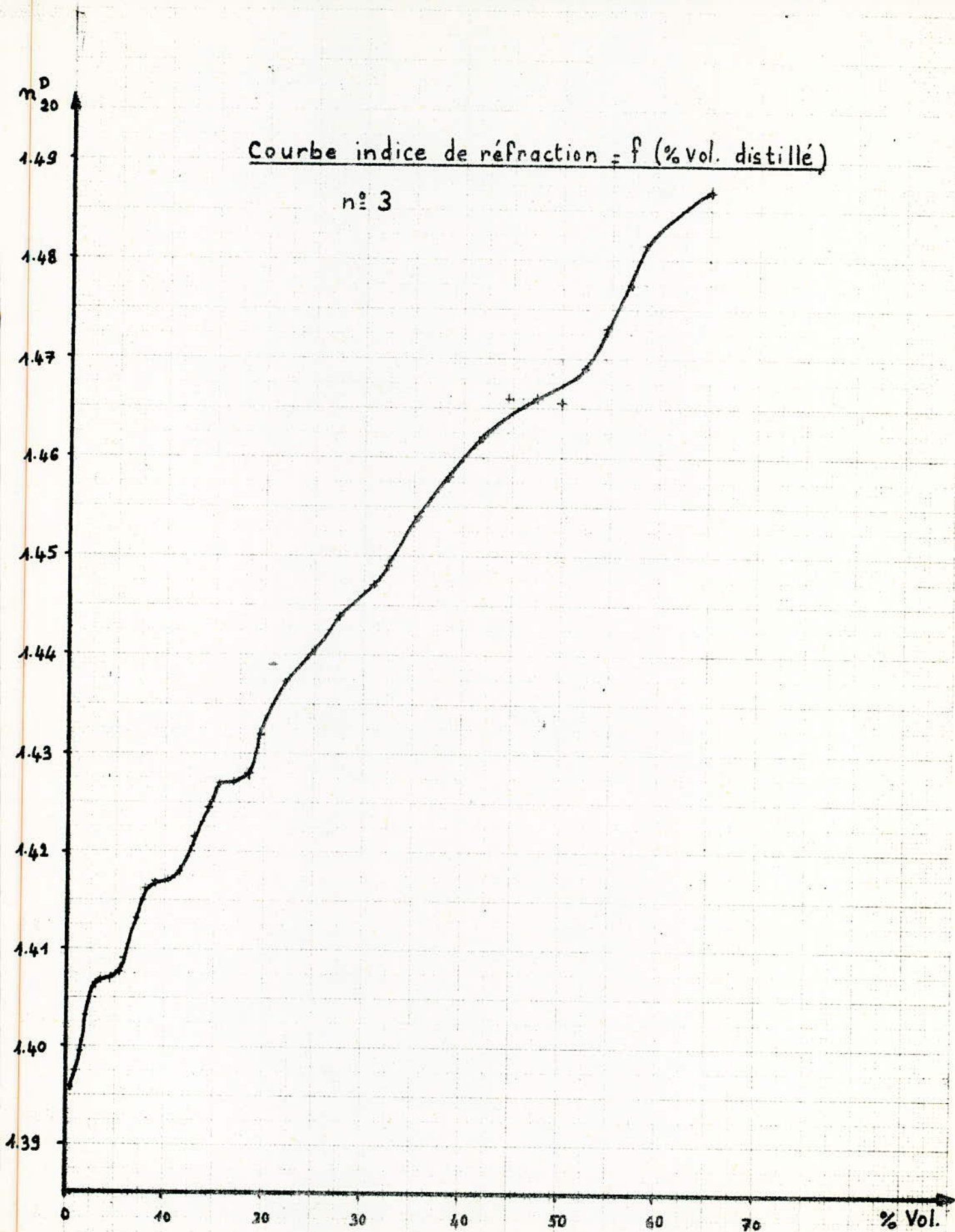
70

% Vol.



Courbe indice de réfraction = f (% vol. distillé)

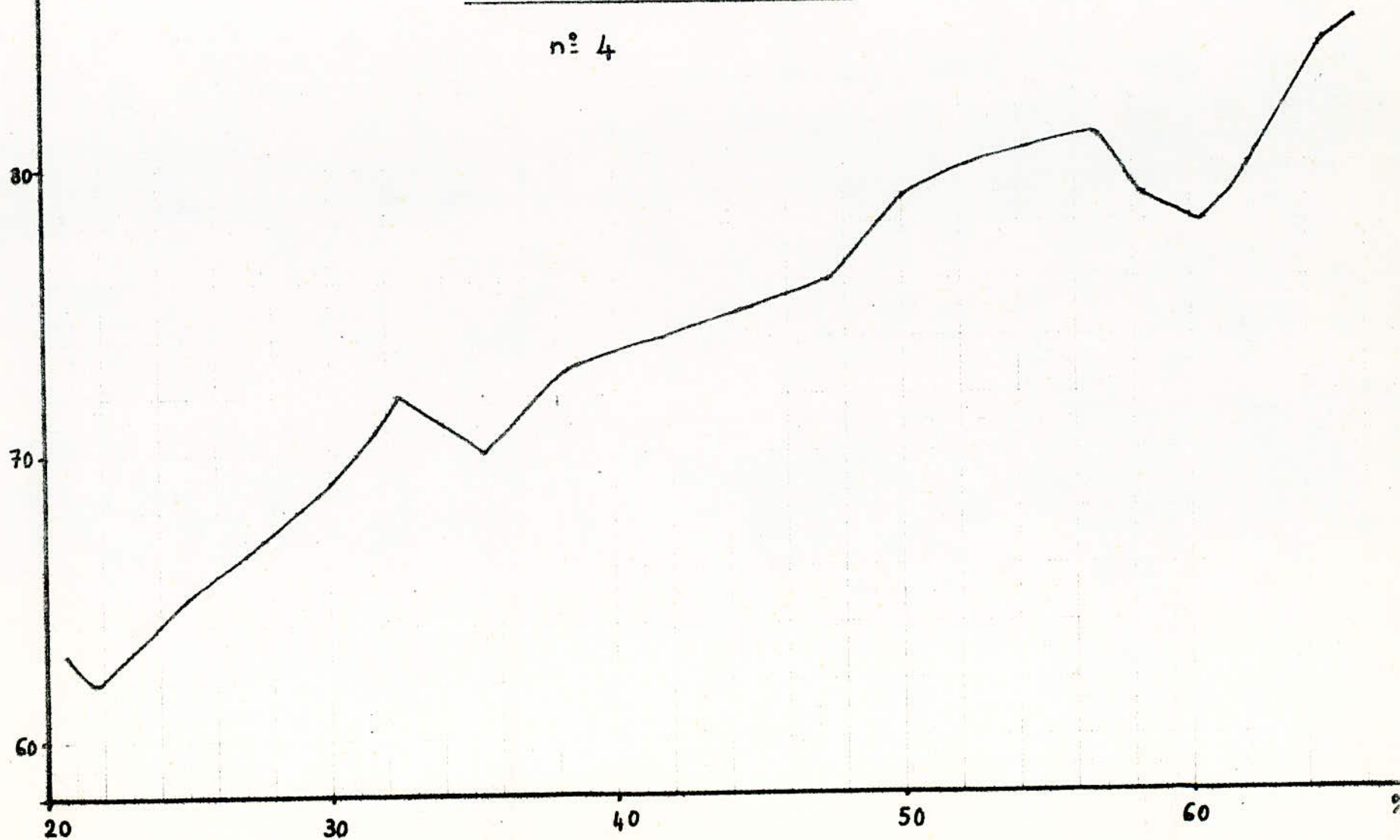
n° 3



pA (°C)

Courbe point d'aniline = f' (% V)
des fractions sous vide

n° 4



II. 4. Méthodes d'évaluation

L'étude des spécifications des produits pétroliers a montré que certaines caractéristiques physiques étaient liées directement à la structure moléculaire. Ainsi la nature paraffinique des molécules d'une fraction entrainera une faible densité $H/C \approx 2$, un point d'aniline élevé, un indice de réfraction faible et un point de congélation élevé. La connaissance de tout ou partie de ces caractéristiques permet de se faire une opinion valable de la nature chimique moyenne d'une fraction pétrolière.

Les méthodes que nous avons employées combinent dans des relations trois caractéristiques n , d , M ou n d p A

II.4.1. Formule de Robert

Elle nous a permis d'accéder à la masse moléculaire des fractions recueillies sous vide, qui nous était inconnue, ainsi que la vraie température d'ébullition (à pression normale).

$$M = 1705,45 n + 792,93 d + 4553 pA - 3287$$

II. 4. 2. Méthode ndM

La méthode ndM dont les formules sont données en annexe nécessite la connaissance de l'indice de refraction, de la densité et du poids moléculaire et permet comme la méthode ndpA de déterminer les pourcentages de chacune des trois grandes familles d'hydrocarbures.

II.4.3. Méthode ndpA

Elle est applicable aux fractions dont on connaît le point d'aniline, outre la densité et l'indice de refraction ; on utilise les formules :

$$\% C_A = 1039,4 n_d^{20} - 470,4 d_4^{20} - 0,315 pA - 10943$$

$$\% C_N = 1573,3 n_d^{20} + 840,15 d_4^{20} - 0,4619 pA + 1662,2$$

$$\% CP = 100 - (\% C_A + \% C_N)$$

Ces différentes méthodes seront par la suite confrontées aux résultats de l'analyse chromatographique.

II 4.4 a) Résultats de la méthode n.d.M appliquée aux fractions
issues de la distillation atmosphérique

Tableau n° 6

n° FRACTION	% C _A	% C _B	% C _P
4	- 1,52	58,33	41,67
5	- 0,47	54,41	45,59
6	- 1,93	52,86	47,14
7	- 2,49	54,98	45,02
8	- 2,70	60,07	39,93
9	- 4,39	56,61	43,39
10	- 8,43	61,86	38,14
11	- 9,35	58,88	41,12
12	- 10,10	58,25	41,75
13	- 10,59	56,50	43,50
14	- 9,67	52,81	47,19
15	- 10,91	56,48	43,52
16	- 10,11	59,69	40,31
17	- 11,38	59,94	40,06
18	- 12,58	57,84	42,16
19	- 12,27	58,02	41,98
20	- 10,45	57,54	42,46
21	- 10,11	58,75	41,25
22	- 9,05	57,07	42,93
23	- 10,39	57,27	42,73
24	- 9,96	55,79	44,21
25	- 9,15	60,33	39,67

Nous avons tenu à présenter les résultats de la méthode ndM bien que les valeurs trouvées soient négatives. Cette anomalie s'explique difficilement car les trois propriétés n, d et M sont directement accessibles, il n'y a donc pas d'erreur d'évaluation ou d'hypothèse à faire.

Remarque : une tentative d'appliquer cette méthode avec les résultats donnés par le C.P.G. (cf. progr. III.3.3) donne des résultats encore plus aberrants, il faudrait peut-être conclure que la méthode ndM ne s'applique que pour les fractions lourdes, encore pour cela faudrait-il définir l'intervalle de validité de cette méthode.

II 4.4 b) Application de la formule de Robert aux fractions recueillies sous vide et comparaison avec les résultats obtenus au progr II 3.2(b)

n° FRACTION	n	d	$p A (^{\circ}C)$	M (Robert)	$t_{max} (^{\circ}C)$ (diagr. Kuop)	M	$t_{max} (^{\circ}C)$
26	1,4390	0,806	63	93,1	97	136,5	171
27	1,4373	0,802	62	82,5	80	148	188
28	1,4405	0,807	65	105,5	121	162	208
29	1,4438	0,815	67	126,6	158	166	214,3
30	1,4469	0,822	69	146,6	187	183	238,6
31	1,4492	0,827	72	168,3	221	185	242,3
32	1,4541	0,837	70	175,1	232	198	260
33	1,4579	0,844	73	200,7	265	207	273
34	1,4620	0,850	74	217	285	219	287,8
35	1,4658	0,856	75	233,1	303	232	302,2
36	1,4659	0,856	76	238	308	238	306,7
37	1,4656	0,856	79	251	320	252	
38	1,4689	0,860	80	264,5	333	258	325,7
39	1,4731	0,870	80,5	281,8	350	266	336,7
40	1,4773	0,877	81	296,8	362	278	349,2
41	1,4814	0,880	79	297	364	292	360,7
42	1,4869	0,888	78	307,7	373	294,5	363,5

Tableau n° 7

II.4.4 c) Résultats de la méthode ndpA appliquée aux fractions issues de la distillation sous vide

n° FRACTION	% C _A	% C _N	% C _P
26	2,41	48,80	48,79
27	2,84	46,06	51,10
28	2,87	43,84	53,29
29	1,90	44,44	53,66
30	1,20	44,52	54,28
31	0,16	43,97	55,87
32	1,41	36,26	62,33
33	1,17	43,60	55,23
34	2,34	41,65	56,01
35	2,97	40,58	56,45
36	2,65	40,12	57,23
37	1,50	39,05	59,45
38	2,59	37,01	60,40
39	2,14	38,49	59,37
40	3,06	37,53	59,41
41	6,54	34,52	58,94
42	9,13	32,47	58,40

Tableau n° 8

III - CHROMATOGRAPHIE EN PHASE GAZEUSE

III.1. 1) Définition - Généralités

La chromatographie est une méthode physique de séparation des constituants d'un mélange.

Les constituants de l'échantillon à analyser sont portés par une phase mobile et migrent à travers le système chromatographique. Ils seront plus ou moins retenus par la phase stationnaire.

En chromatographie en phase gazeuse (CPG) la phase mobile est constituée par un gaz vecteur (azote, hélium, argon...) et la phase stationnaire peut être solide (adsorbant) ou liquide (support revêtu d'une phase stationnaire liquide). Dans ce dernier cas, que l'on appelle chromatographie gaz-liquide (CGL), la séparation repose sur la différence de solubilité des composés à séparer dans la phase liquide et dans la phase gazeuse ; cette méthode est la plus utilisée des méthodes de chromatographie en phase gazeuse.

2) Principe de la CGL

La séparation des constituants se fait dans une colonne tubulaire de faible diamètre remplie par une phase stationnaire déposée sur un solide très divisé (de grande surface).

La phase mobile balaie la colonne garnie avec une vitesse constante. L'échantillon est injecté sous forme de vapeur dans le courant de gaz et est entraîné par lui à travers la colonne.

Selon la nature des forces auxquelles elles sont soumises, les substances composant l'échantillon (solutés) sont entraînées plus ou moins vite par le courant gazeux.

A la sortie de la colonne les solutés vont apparaître dans un ordre correspondant à leur mobilité dans la colonne, un détecteur traduit leur passage échelonné sous forme de signaux électriques que l'on enregistre et dont l'importance dépend de la concentration du produit décelé. On obtient de cette façon sur le papier d'enregistrement une série de pics dont l'ensemble constitue un chromatogramme.

Lorsque le gaz vecteur balaie le détecteur l'enregistreur décrit une ligne continue appelée ligne de base. Sur cette ligne de base le point d'introduction d'un échantillon est pris comme origine.

La distance du sommet d'un pic au point d'introduction s'appellera distance de rétention du soluté correspondant et le temps écoulé entre l'introduction et l'apparition du pic temps de rétention on l'obtient en divisant la distance de rétention par la vitesse de déroulement du papier d'enregistrement qui est constante.

Le temps de rétention et la distance de rétention réduits sont des valeurs mesurées relativement au pic de l'air au lieu du point d'injection de l'échantillon.

III. 2. Analyse qualitative

Sous des conditions constantes de température et de pression, le temps de rétention d'une substance sur une colonne déterminée est une constante caractéristique de cette substance.

III.2.1 Méthodes

Méthode du standard interne

Si l'on suspecte la présence d'un soluté déterminé dans un mélange on réalise deux injections dont l'une consiste en le mélange original et l'autre en ce même mélange auquel on a ajouté une certaine quantité de la substance présumée. L'hypothèse se vérifie si l'on constate l'exaltation de la hauteur d'un pic à l'exclusion de l'apparition d'un nouveau pic.

Méthode des indices de Kovats

Dans le but d'identifier des substances inconnues Kovats a proposé de prendre les alcanes normaux comme substances de référence. Cette méthode est basée sur le fait que le logarithme décimal de la distance de rétention réduite des n-parafines est une fonction linéaire du nombre Z d'atomes de carbone

Par définition :

- l'indice de Kovats I d'un alcane normal est égal à 100 Z.
- l'indice de Kovats I d'un composé quelconque i élué entre deux alcanes normaux à Z et (Z + 1) atomes de carbone est donné par

$$I = 100Z + 100 \frac{\log(d'r)_i - \log(d'r)_Z}{\log(d'r)_{Z+1} - \log(d'r)_Z}$$

une des méthodes de résolution consiste à porter le logarithme décimal de la distance de rétention réduite en fonction de I d'une part et I en fonction des températures d'ébullition des alcanes normaux d'autre part.

A partir de $\log (d'r)_i$ d'une substance inconnue on pourra alors déduire I de la première courbe puis sa température d'ébullition de la deuxième courbe, on se référera alors aux tables pour donner un nom à cette substance connaissant sa température d'ébullition :

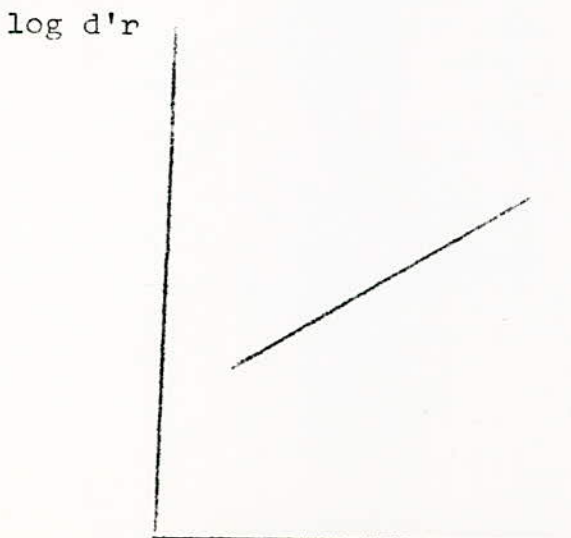


figure 1 I



figure 2 Téb(°C)

III.2.2. Résultats obtenus

Le chromatographe utilisé est de marque Hewlette Packard 5720 A.

La colonne est à 20 % squalane - chromosorb W
AW - DMCS 80/100 Mesh ses dimensions sont :

(L = 8 ft
)
(D'int = $\frac{1}{4}$ "
)

La détection se fait par catharomètre
Le gaz vecteur utilisé est de l'hélium

Dans l'analyse qualitative de chacune des fractions nous avons procédé comme suit :

- Injection de la fraction pure
- Injection des n alcanes dans les mêmes conditions
- Mesure des distances de rétention de chacun des pics et détermination de la température de rétention par la méthode de Kovats
- Lecture dans les tables du nom des H.C. correspondant à chacune des températures.
- Confirmation de la présence d'une substance par injection d'un mélange de fraction et de substance pure (applications de la méthode du standard interne).

Il est à noter que nous ne disposons pas de tous les échantillons purs des hydrocarbures soupçonnés c'est pourquoi dans certains cas nous n'avons pas pu faire de vérification.

L'analyse qualitative a donné par application de la méthode des indices de Kovats les résultats suivants :

- Fractions n° 1, 2, 3

Impossible à analyser étant donné l'infime quantité recueillie; néanmoins, d'après leur intervalle de distillation on peut soupçonner la présence d'isomères du pentane et de l'hexane

- Fractions n° 4 et 5

n° Pic	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$t'_R(s)$	30,71	38,80	70,87	85,04	94,49	101,57	137,01	172,44	188,98
$T_{Kovats}(^{\circ}C)$	27,5	36,1	60	65	68,7	71	80	87	91
n° Pic	10	11	12						
$t'_R(s)$	217,32	236,22	300,00						
$T_K(^{\circ}C)$	96	98,4	106						

- Fraction n° 6

n° Pic	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$t'_R(s)$	-	-	66,14	77,95	89,76	118,11	129,92	165,35	179,53
$T_K(^{\circ}C)$	-	-	59	65	68,7	78	81	89	91
n° Pic	10	11	12	13	14				
$t'_R(s)$	205,51	229,13	292,91	307,09	340,16				
$T_K(^{\circ}C)$	96	99	107	109	111				

- Fraction n° 7

Pic n°	1	2	3	4	5	6	7	8
$t'_n(s)$	35,43	44,88	89,76	103,94	120,47	158,27	177,17	226,77
$T_k(^{\circ}C)$	27,5	36,1	59	63-64	68,5	77	81	88
Pic n°	9	10	11	12	13	14	15	
$t'_n(s)$	250,39	288,19	325,98	415,75	439,37	481,89	574,02	
$T_k(^{\circ}C)$	91	96	99	106	107	110	116	

- Fraction n° 8

n° Pic	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$t'_n(s)$	28,35	35,43	68,50	77,95	89,76	118,11	129,92	165,35	179,53	203,15
$T_k(^{\circ}C)$	27	36	59	63	69	77	81	88,5	91	95
n° Pic	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$t'_n(s)$	222,05	292,91	330,71	344,88	394,49	420,47	453,54	481,89	526,77	562,20
$T_k(^{\circ}C)$	98,4	106	108	110	114	115	118	120	122,5	126

- Fractions n^{os} 9 - 10 - 11 - 12 - 13 - 14 - 15 et 16

n ^o Pic	8	9	10	11	12	13	14	15
t _h '(s)	127,56	137,01	158,27	170,08	222,05	255,12	266,93	302,36
T _k (°C)	90	92	97	98,4	107	110	112	115
n ^o Pic	16	17	18	19	20	21	22	23
t _h '(s)	318,90	347,24	363,78	401,57	425,20	472,44	500,79	533,86
T _k (°C)	117	119	122	125,7	127	129,5	131	133
n ^o Pic	24	25	26	27	28	29	30	
t _h '(s)	547,48	600,00	637,80	689,76	741,73	817,32	892,91	
T _k (°C)	134	136	137	140	143	146	148	

Les pics relatifs à chacune des fractions sont :

Fraction	Pics
9	8 à 20
10	8 à 20
11	8 à 20
12	8 à 22
13	8 à 26
14	11 à 26
15	12 à 27
16	12 à 30

Liste des hydrocarbures identifiés lors de l'analyse qualitative des fractions 4 à 16

n° Ric	Composé	T _{éb} (°c)	P. M	d à 20°c
1	iso pentane *	27,84	72,15	0,620
2	n - pentane	36,06	72,15	0,626
3	2 - Methylpentane	60,26	86,18	0,653
4	3 - Methylpentane	63,27	86,18	0,664
5	n - Hexane	68,73	86,18	0,659
6	Methylcyclopentane	71,80	84,16	0,749
7	Benzène	80,09	78,11	0,879
8	Cyclohexane	80,72	84,16	0,779
9	3 - Methyl hexane	91,85	100,20	0,687
10	3 - Ethyl pentane *	93,47	100,20	0,698
11	(ou propylcyclobutane)	(99,5)	(98)	(0,744)
	n Heptane	98,14	100,20	0,684
12	2,2,4 - Triméthylpentane *	99,24	114,23	0,692
	(ou Ethylcyclopentane)	(103)	(98)	(0,766)
13	Methylcyclohexane	100,93	98,19	0,770
14	Toluène	110,63	92,14	0,867
15	2,3,3 - Triméthylpentane	114,77	114,23	0,726

Liste des composés identifiés par analyse qualitative
(suite)

n° Pic	Composé	T _{éb} (°C)	PM	d _a 20°C
16	3-Ethylhexane (ou 3,4-Dimethylhexane ou 3-Methylheptane)	118	114,23	0,7
17	1,2,3-Triméthylcyclopentane	123,0	112,22	0,779
18	1t. 3-Diméthylcyclohexane	124,46	112,22	0,785
19	n-Octane	125,67	114,23	0,7025
20	Isopropylcyclopentane* (ou Ethylcyclohexane)	126,42 (130,4)	112,22 (114,23)	0,7765 (0,7845)
21	Tétraméthylcyclopentane*	130,0	126,24	0,767
22	Tétraméthylcyclopentane*	130,0	126,24	0,774
23	n-Propylcyclopentane	130,96	112,22	0,776
24	Ethylbenzène	136,20	106,17	0,867
25	1,1,3-Triméthylcyclohexane	136,64	126,24	0,779
26	p-xylène	138,36	106,17	0,861
27	Styrène	145,16	104,15	0,906
28	o-xylène	144,43	106,17	0,880
29	2,2-Diméthyl 4-Ethylhexane*	147,0	142,29	0,734
30	n-Nonane	150,82	128,26	0,718

* Les hydrocarbures marqués d'une astérisque sont ceux qui n'ont pas été identifiés de façon certaine faute d'échantillon pur correspondant.

Fraction n° 5

0,5 μ l de fraction + 7,5 μ l d'air

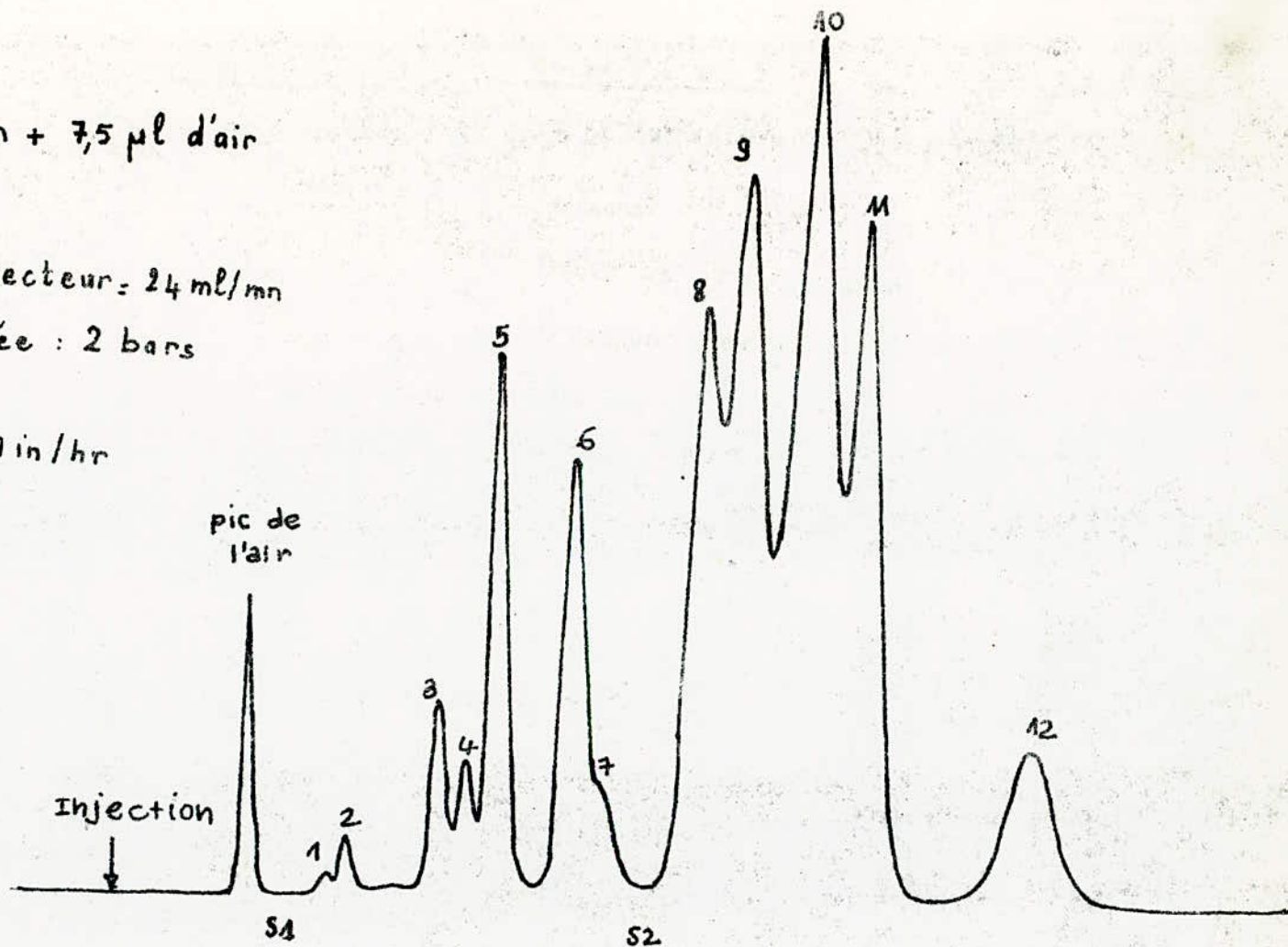
T_{colonne} = 70°C

Debit de gaz vecteur = 24 ml/mn

Pression d'entrée : 2 bars

T_{détecteur} = 150°C

Vitesse Papier 30 in/hr



Fraction N° 10

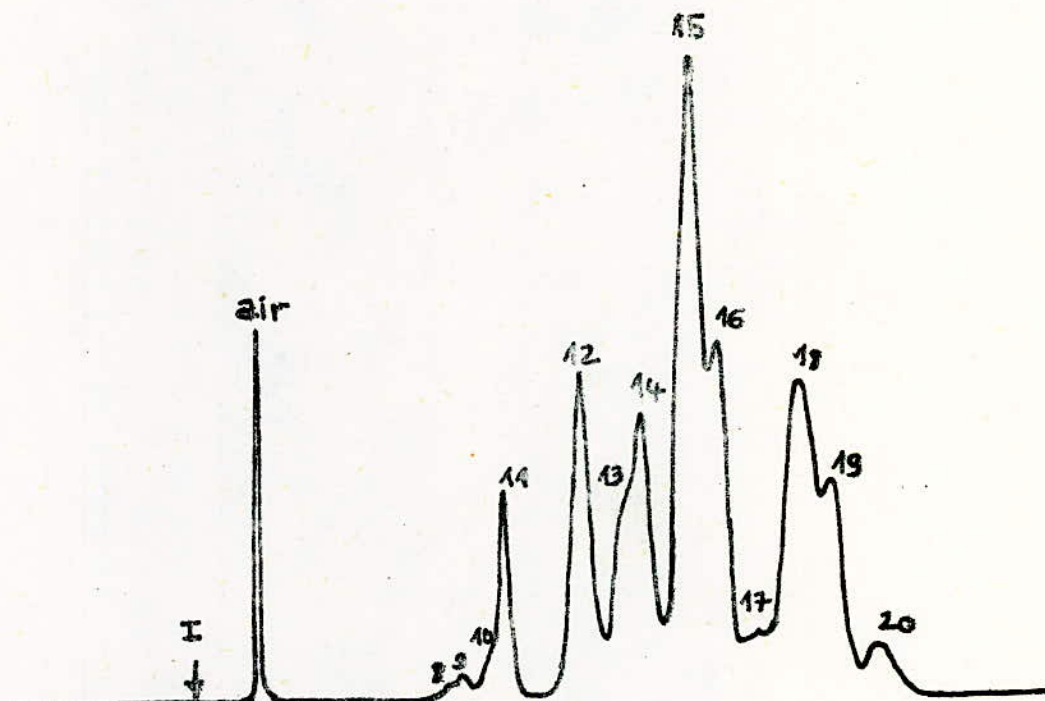
9,5 μ l de fraction + 6 μ l d'air

T_{colonne} = 80°C

T_{dét} = 150°C

Débit d'He = 24 ml / mn

P_e = 2 bars



Fraction N° 10 + étalon pur

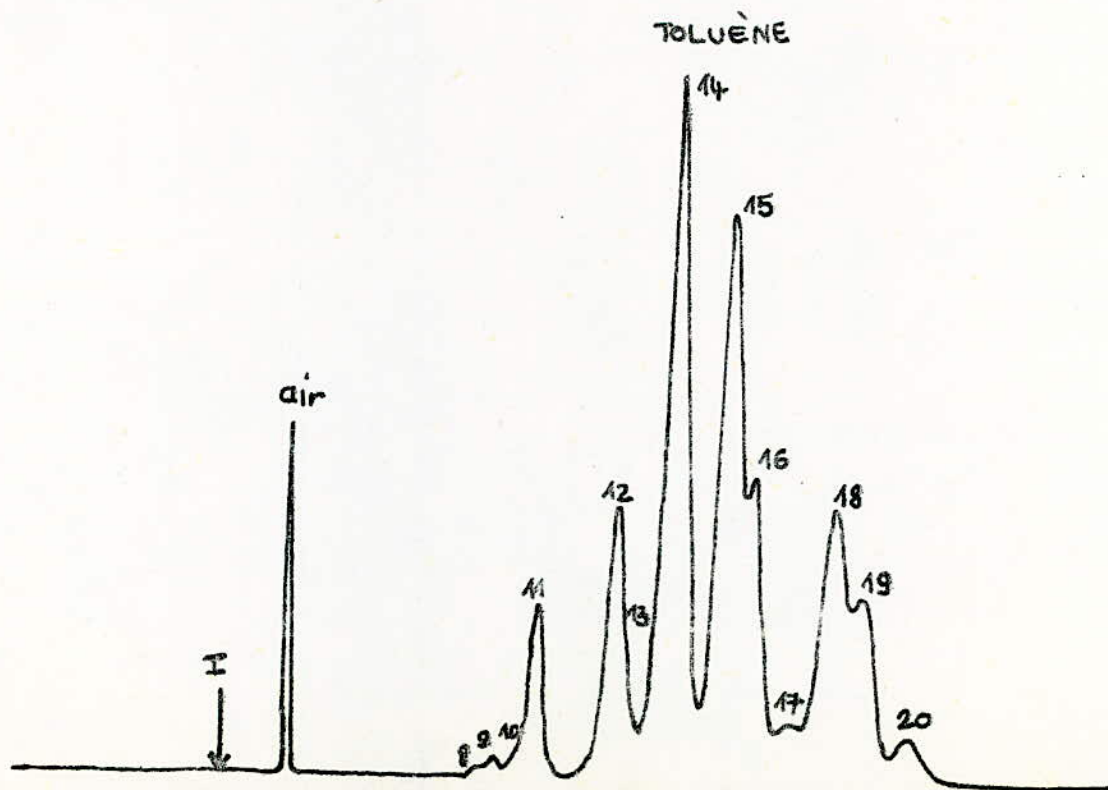
0,5 ml de mélange de fraction n°10 et de toluène pur
+ 6 ml d'air

T_{colonne} = 80°C

T_{détecteur} = 150°C

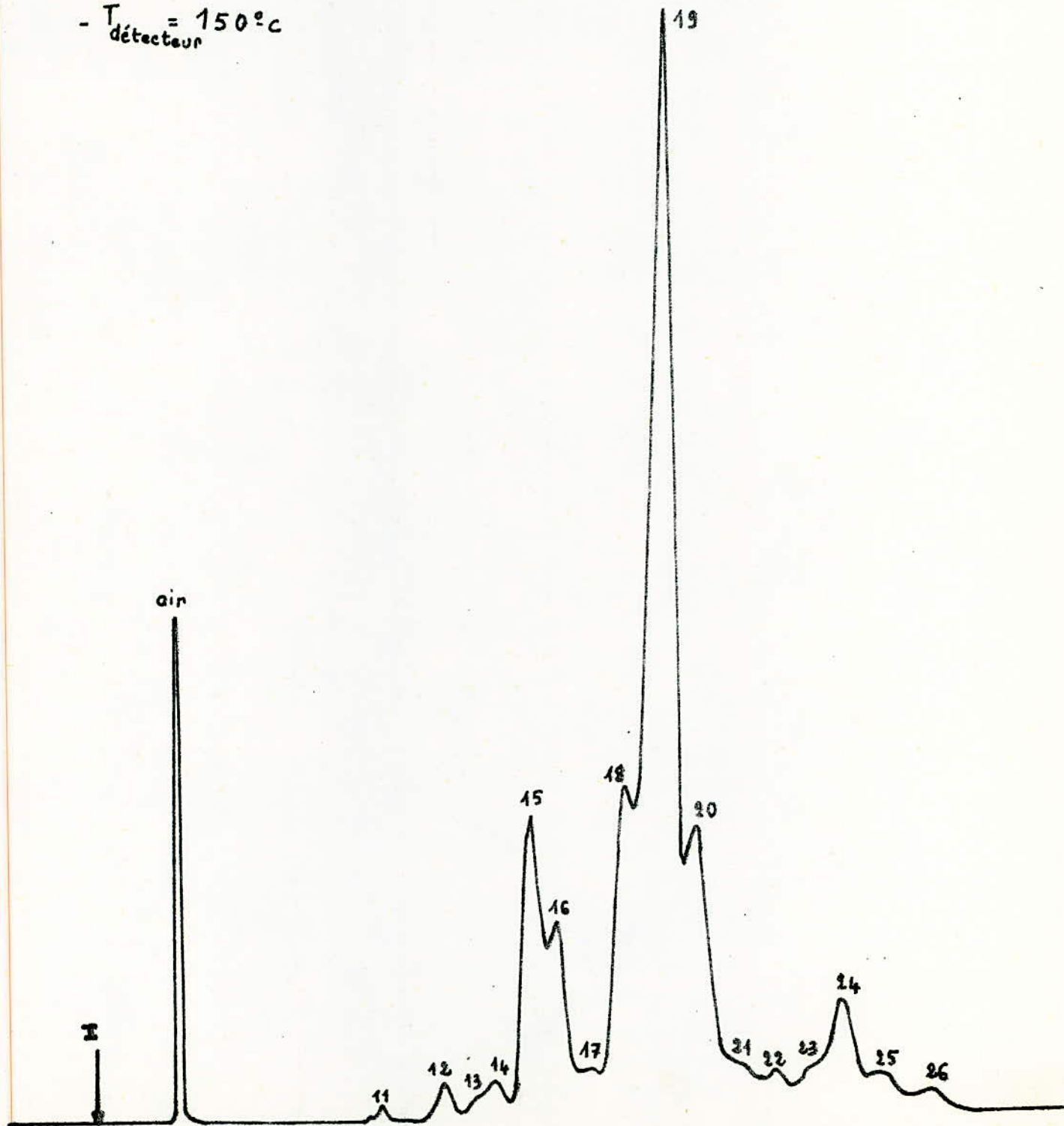
Débit de gaz vecteur (He) 24 ml/min

Pression d'entrée 2 bars



FRACTION n° 14

- 0,5 µl de fraction + 6 µl d'air
- $T_{\text{colonne}} = 80^{\circ}\text{C}$
- Débit d'He = 24 ml / mn
- $P_e = 2$ bars
- $T_{\text{détecteur}} = 150^{\circ}\text{C}$



FRACTION N° 16

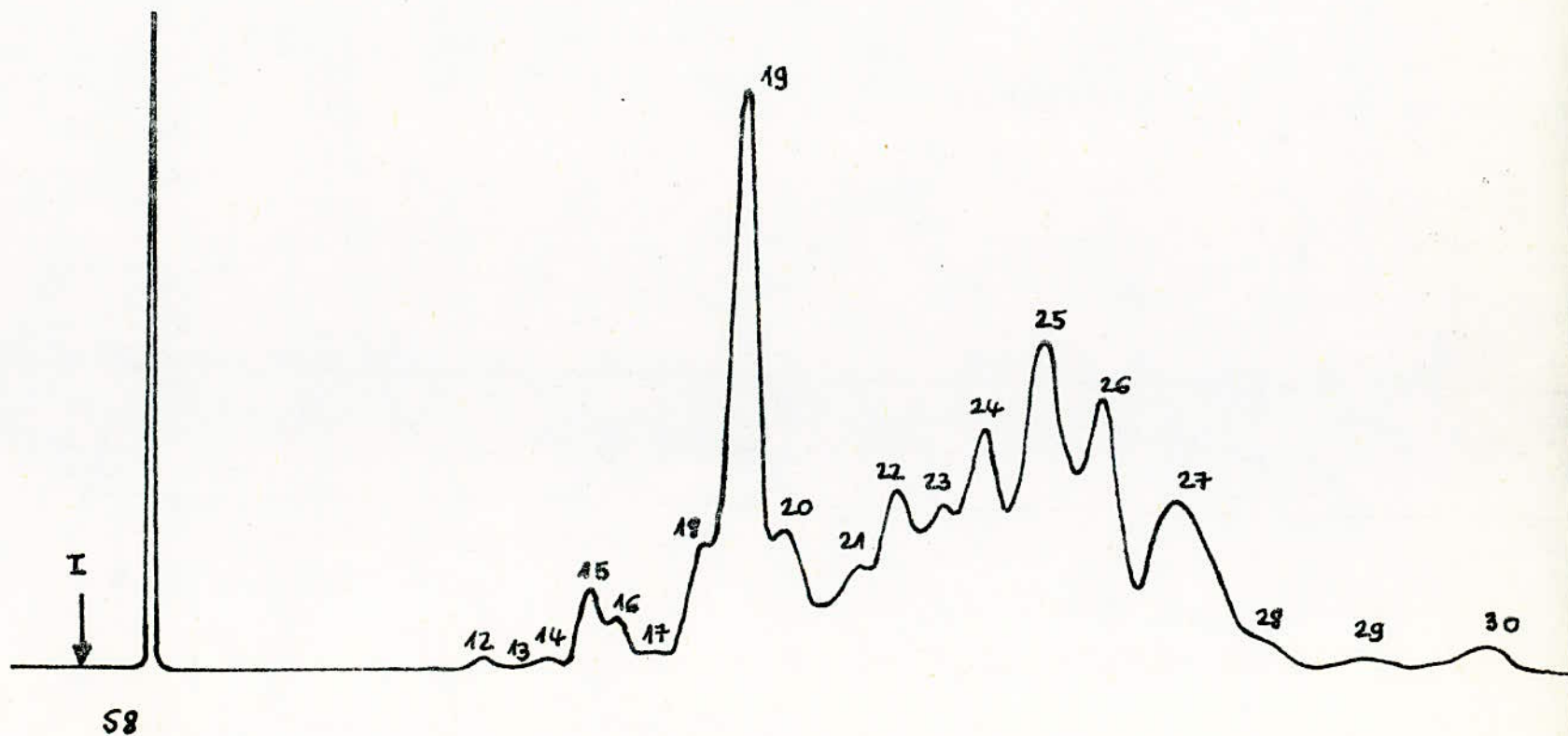
0,5 ml de Fraction + 6 µl d'air

T_{colonne} = 80°C

T_{détecteur} = 150°C

Débit d'He 24 ml/mn

P_e = 2 bars



REMARQUES CONCERNANT L'ANALYSE
QUALITATIVE

Il est à noter que la sensibilité de la détection due à l'emploi d'un catharomètre n'est pas très élevée, de plus la colonne utilisée n'a que 2 mètres de longueur, cependant nous pouvons dire que l'essentiel des hydrocarbures contenus dans les fractions a pu être décelé et que l'emploi d'un meilleur détecteur (à ionisation de flamme par exemple) et d'une colonne capillaire nous amènerait peut-être à détecter la présence d'autres substances mais qui seraient à l'état de traces.

D'autre part on constate que les températures de rétention déterminées par la méthode des indices de Kovats diffèrent souvent de quelques degrés de la température d'ébullition des composés identifiés, cela s'explique par trois raisons

D'une part la différence de comportement des hydrocarbures vis à vis de la phase stationnaire suivant qu'ils appartiennent à l'une ou l'autre des familles d'hydrocarbures (isoparaffines, n-paraffines, aromatiques ou naphéniques)

D'autre part, par le fait que les indices de Kovatz sont déterminés pour des alcanes normaux et il est très probable qu'une courbe d'indice de Kovatz pour les naphéniques et les aromatiques donneraient des résultats plus en rapport avec les hydrocarbures recherchés.

Puis enfin par le fait que cette méthode qui met en jeu plusieurs mesures et plusieurs calculs pour un résultat est d'une précision limitée, elle permet néanmoins de limiter le domaine d'existence de l'hydrocarbure à identifier du point de vue de sa température d'ébullition.

III. 3 Analyse quantitative

III.3.1 Eléments théoriques

On a constaté d'une manière générale que l'aire du pic d'éluion était proportionnelle à la quantité de substance présente dans le gaz vecteur $A = f \times C$

Il s'ensuit que l'on devra déterminer l'aire du pic ainsi que le facteur de proportionnalité f si l'on désire convertir cette aire en quantité de substance ou concentration. Pour cela il existe plusieurs méthodes dont nous citerons

- la méthode de l'étalon interne

on ajoute une quantité précise d'étalon à une solution à teneur inconnue en une substance donnée. Connaissant la concentration de l'étalon et le rapport des aires on pourra déterminer la quantité de substance présente dans la solution.

- la méthode de normalisation des aires

Elle permet de calculer le pourcentage de chacun des constituants d'un mélange en mesurant l'aire de chaque pic et en divisant les aires individuelles par l'aire totale.

$$\% A = \frac{\text{aire } A}{\text{aire totale}} \times 100$$

Cette relation n'est cependant valable que si l'on suppose que chaque constituant donne unemême réponse au détecteur.

III.3.2 Intérêt de l'analyse quantitative

L'analyse quantitative nous permet de connaître la composition en pourcent des fractions en chacun des hydrocarbures identifiés par analyse qualitative. Moyennant cela nous pouvons par pondération des propriétés de chacun des hydrocarbures retrouver la propriété globale de la fraction, telle que la température moyenne d'ébullition et le poids moléculaire moyen.

D'autre part en classant les hydrocarbures en 3 familles et en faisant la somme des % de chacune d'elles pour une fraction donnée, la C.P.G. constitue uneméthode de détermination de la nature chimique complémentaire, aux méthodes n d M et n d p A. L'analyse chromatographique quantitative permet de recouper indirectement des résultats obtenus par d'autres méthodes d'analyses.

III.3.3. Résultats

La détermination des % de chacun des h;c d'une fraction a été faite manuellement par mesure desaires des pics de chacun des composés en les assimilant à des triangles isocèles ou bien lorsque tous les pics étaient suffisamment fins par mesure des hauteurs.

La mesure des aires des pics (ou dans certains cas des hauteurs) des chromatogrammes des fractions 4 à 16 a permis de déterminer leurs compositions ; les résultats sont les suivants :

- Fraction n° 5

n° Pic	% P	% P _{xT}	% P _{xM}	% P _{x d}
1	0,07	1,95	5,05	0,04
2	0,43	15,51	31,02	0,27
3	1,67	100,63	143,92	1,09
4	0,835	52,83	71,96	0,55
5	0,65	44,67	56,02	0,43
6	5,26	377,67	442,68	3,94
7	0,90	72,08	70,30	0,79
8	14,37	1159,95	1209,38	11,19
9	19,86	1989,97	1989,97	13,64
10	28,88	2699,41	2893,78	20,16
11	18,71	1841,06	1874,74	12,80
12	8,355	829,15	954,39	5,78

- Fraction n° 4

n° Pic	% P	% P _{xT}	% P _{xM}	% P _{x d}
1	0,08	2,23	5,77	0,05
2	0,56	20,19	40,40	0,35
3	3,73	224,77	321,45	2,44
4	2,45	155,01	211,14	1,63
5	15,19	1044,01	1309,07	10,01
6	10,07	723,03	847,49	7,54
7	2,56	205,03	199,96	2,25
8	20,79	1678,17	1749,69	16,26
9	15,57	1430,10	1560,11	10,70
10	23,67	2212,43	2371,73	16,52
11	3,84	377,86	384,77	2,63
12	1,49	147,87	170,20	1,03

- Fraction n° 6

n° Pic	% Poids	% P x T	% P x M	% P x d
1	Traces	-	-	-
2	Traces	-	-	-
3	0,20	12,05	17,24	0,13
4	0,15	9,43	12,93	0,10
5	0,62	42,61	53,43	0,41
6	0,93	66,77	78,27	0,70
7	0,20	16,02	15,62	0,18
8	4,95	399,56	416,59	3,86
9	13,62	1251,00	1364,72	9,36
10	20,63	1928,29	2067,13	14,40
11	38,68	3806,11	3875,74	26,46
12	18,15	1801,21	2073,27	12,56
13	0,62	62,58	60,88	0,48
14	1,24	137,18	114,25	1,08

- Fraction n° 7

n° Pic	% P	% P x T	% P x M	% P x d
1	0,09	2,51	6,49	0,06
2	0,15	5,41	10,82	0,09
3	0,54	32,51	46,54	0,35
4	0,27	17,03	23,27	0,18
5	0,60	41,24	51,71	0,40
6	0,54	38,77	45,45	0,40
7	0,11	8,81	8,59	0,10
8	3,49	281,71	293,72	2,72
9	7,27	667,75	728,45	4,99
10	16,27	1520,76	1630,25	11,36
11	55,80	5490,72	5591,16	38,17
12	4,14	410,85	472,91	2,86
13	2,62	264,44	257,26	2,02
14	7,41	819,77	682,76	6,42
15	0,70	80,34	79,96	0,51

- Fraction n° 8

n° Pic	% Poids	% P x T	% P x M	% P x d
1 2 3 4	traces	-	-	-
5	0,4	27,49	34,47	0,26
6	0,48	34,46	40,40	0,36
7	0,2	16,02	15,62	0,18
8	3,13	252,65	263,42	2,44
9	5,04	462,92	505,01	3,46
10	6,82	637,47	683,36	4,76
11	32,69	3216,70	3275,54	22,36
12	26,02	2582,22	2972,26	18,01
13	7,30	736,79	716,79	5,62
14	9,52	1053,20	877,17	8,25
15	4,20	482,03	479,77	3,05
16	1,43	168,74	163,35	1,00
17	0,32	39,36	35,91	0,25
18	2,14	266,34	240,15	1,68
19	0,32	40,21	36,55	0,22

- Fraction n° 9

n° Pic	% Poids	% P x T	% P x M	% P x d
8	0,95	76,62	79,95	0,74
9	1,90	174,51	190,38	1,31
10	2,85	266,39	285,57	1,99
11	16,88	1160,99	1691,38	11,55
12	20,45	2029,46	2336,00	14,15
13	10,23	1032,51	1004,48	7,88
14	14,27	1578,69	1314,84	12,37
15	15,46	1774,34	1765,99	11,22
16	7,13	841,34	814,46	4,99
17	1,49	183,27	167,21	1,16
18	5,47	680,80	613,84	4,29
19	1,96	210,21	220,89	1,38
20	0,95	76,62	79,95	0,74

- Fraction n° 10

n° Pic	% P	% P x T	% P x M	% P x d
8	0,5	40,36	42,08	0,39
9	0,83	71,23	83,17	0,57
10	1,66	155,16	166,32	1,16
11	7,28	716,35	729,46	4,38
12	11,92	1182,94	1364,62	8,25
13	6,95	701,46	682,42	5,35
14	10,26	1130,96	945,36	8,90
15	23,51	2698,24	2685,55	17,07
16	12,58	1484,44	1430,01	8,81
17	2,32	285,36	260,35	1,81
18	11,59	1442,49	1300,63	9,10
19	7,28	916,88	834,59	5,11
20	3,31	418,45	371,45	2,57

- Fraction n° 11

n° Pic	% P	% P x T	% P x M	% P x d
8	0,36	29,06	30,39	0,28
9	0,53	48,68	53,11	0,36
10	1,07	100,01	107,21	0,75
11	3,39	333,58	339,68	2,32
12	6,24	619,26	3864,18	4,32
13	4,28	424,75	420,25	3,30
14	6,42	710,24	591,54	5,57
15	24,42	2802,68	2729,50	17,73
16	14,26	1682,68	1628,92	9,98
17	2,67	323,41	299,63	2,08
18	14,62	1819,61	1640,66	11,48
19	14,67	1843,58	1675,75	10,31
20	7,13	901,37	800,13	5,54

- Fraction n° 12

n° Pic	% Poids	% P x T	% P x M	% P x d
8	0,19	15,34	15,99	0,15
9	0,29	26,64	29,06	0,20
10	0,38	35,52	38,08	0,27
11	1,92	188,93	192,38	1,31
12	4,22	418,79	482,05	2,92
13	3,07	309,86	301,44	2,36
14	4,79	529,92	441,35	4,15
15	24,35	2794,65	2781,50	17,68
16	14,00	1652	1599,22	9,80
17	3,07	377,61	344,52	2,39
18	15,92	1981,40	1786,54	12,50
19	20,90	2626,50	2387,41	14,68
20	5,75	726,92	645,27	4,46
21	0,38	49,4	47,97	0,29
22	0,76	98,80	100,99	0,59

- Fraction n° 13

n° Pic	% Poids	% P x T	% P x M	% P x d
8	0,11	8,88	9,26	0,09
9	0,13	11,94	13,03	0,09
10	0,17	15,89	17,03	0,12
11	0,60	59,04	60,12	0,41
12	2,9	287,80	331,27	2,01
13	1,02	102,95	100,15	0,79
14	2,16	238,96	199,02	1,87
15	18,06	2072,75	2062,99	13,11
16	9,94	1172,92	1135,45	6,96
17	2,41	296,43	270,45	1,88
18	23,51	2926,05	2638,29	18,46
19	25,41	3193,27	2902,58	17,85
20	8,86	1120,08	994,27	6,88
21	0,71	92,30	89,63	0,54
22	0,57	52,73	71,96	0,44
23	0,34	44,53	38,15	0,26
24	2,55	347,31	270,73	2,21
25	0,28	38,26	35,35	0,22
26	0,28	38,74	29,73	0,24

- Fraction n° 14

n° Pic	% P	% P x T	% P x M	% P x d
11	0,13	12,79	13,03	0,09
12	0,79	78,40	90,24	0,55
13	0,33	33,31	32,40	0,25
14	0,92	101,78	84,77	0,80
15	10,50	1205,09	1199,42	7,62
16	4,62	545,13	527,74	3,23
17	1,78	218,94	199,75	1,39
18	11,49	1430,05	1289,41	9,02
19	45,28	5690,34	5172,33	31,81
20	11,78	1489,23	1321,95	9,15
21	2,08	270,40	262,58	1,60
22	1,32	171,60	166,64	1,02
23	1,49	195,13	167,21	1,16
24	4,85	660,57	514,92	4,20
25	1,58	215,89	199,46	1,23
26	1,06	146,66	112,54	0,91

- Fraction n° 15

n° Pic	% P	% P . T	% P . M	% P . d
12	0,27	76,79	30,84	0,19
13	0,09	9,08	8,84	0,07
14	0,27	29,87	24,88	0,23
15	4,52	518,76	516,32	3,28
16	2,35	277,30	268,44	1,65
17	0,68	83,64	76,31	0,53
18	6,32	786,59	709,23	4,96
19	48,06	6039,70	5489,89	33,76
20	7,59	959,53	851,75	5,89
21	3,48	452,40	439,32	2,67
22	4,34	564,20	547,88	3,36
23	1,80	235,73	202,00	1,40
24	6,32	860,78	670,99	5,148
25	7,23	987,91	912,72	5,63
26	4,34	600,48	460,78	3,74
27	2,35	341,13	244,75	2,13

- Fraction n° 16

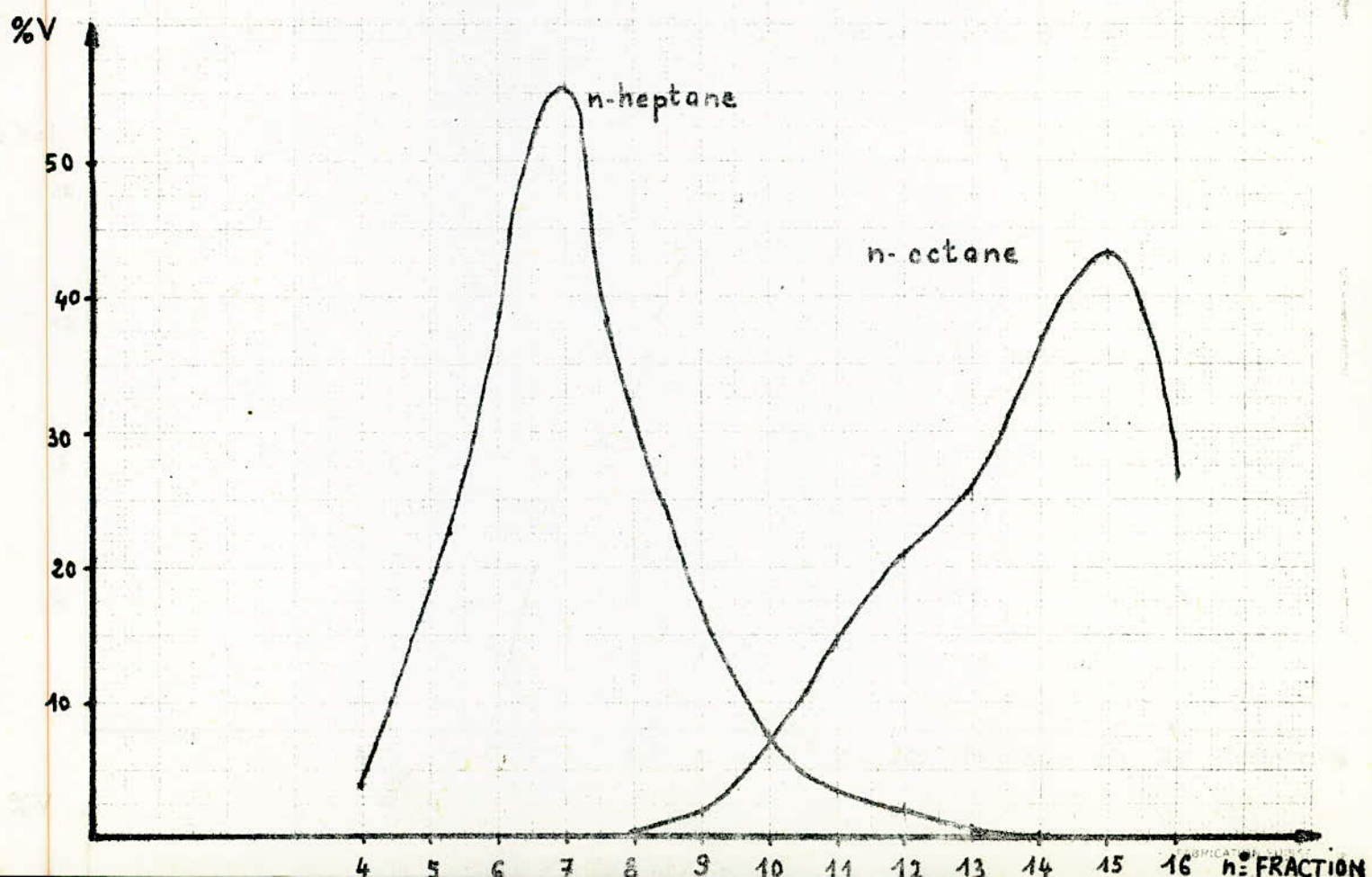
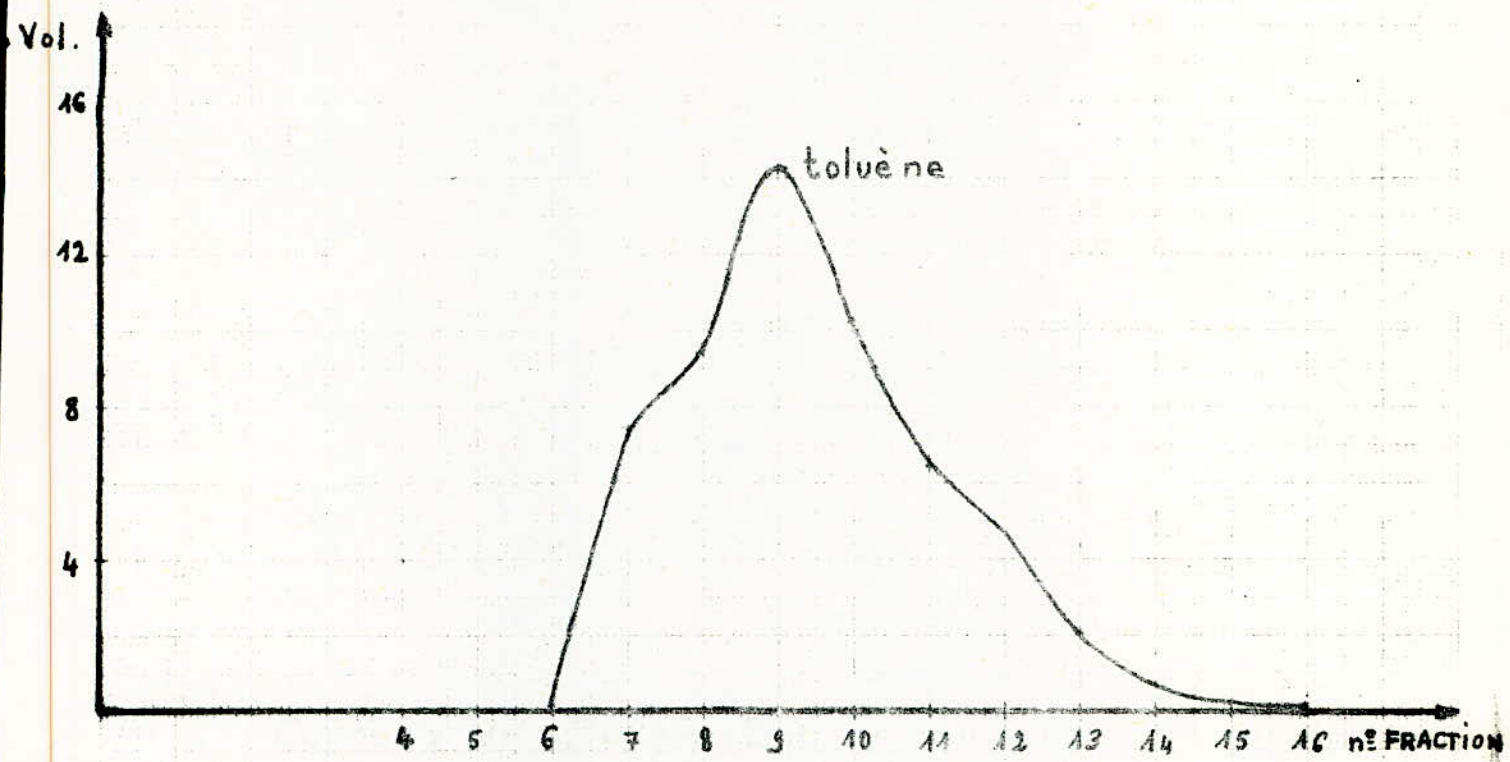
n° Pic	% Poids	% P x T	% P x M	% P x d
12	0,22	21,83	25,13	0,15
13	0,11	11,10	10,80	0,08
14	0,22	24,34	20,27	0,19
15	2,00	229,54	228,46	1,45
16	1,27	149,86	145,07	0,89
17	0,29	35,67	32,54	0,23
18	1,27	158,06	142,52	1,00
19	26,76	3362,93	3056,79	18,80
20	6,36	551,19	489,28	3,39
21	4,90	637,00	618,58	3,76
22	5,44	707,20	686,75	4,21
23	5,01	656,11	562,22	3,89
24	7,40	1007,88	785,66	6,42
25	13,72	1874,70	1732,01	10,69
26	11,32	1566,24	1201,84	9,75
27	12,20	1770,95	1270,63	11,05
28	1,45	165,92	153,95	1,28
29	0,58	35,26	82,53	0,43
30	1,45	218,69	185,98	1,04

(2)

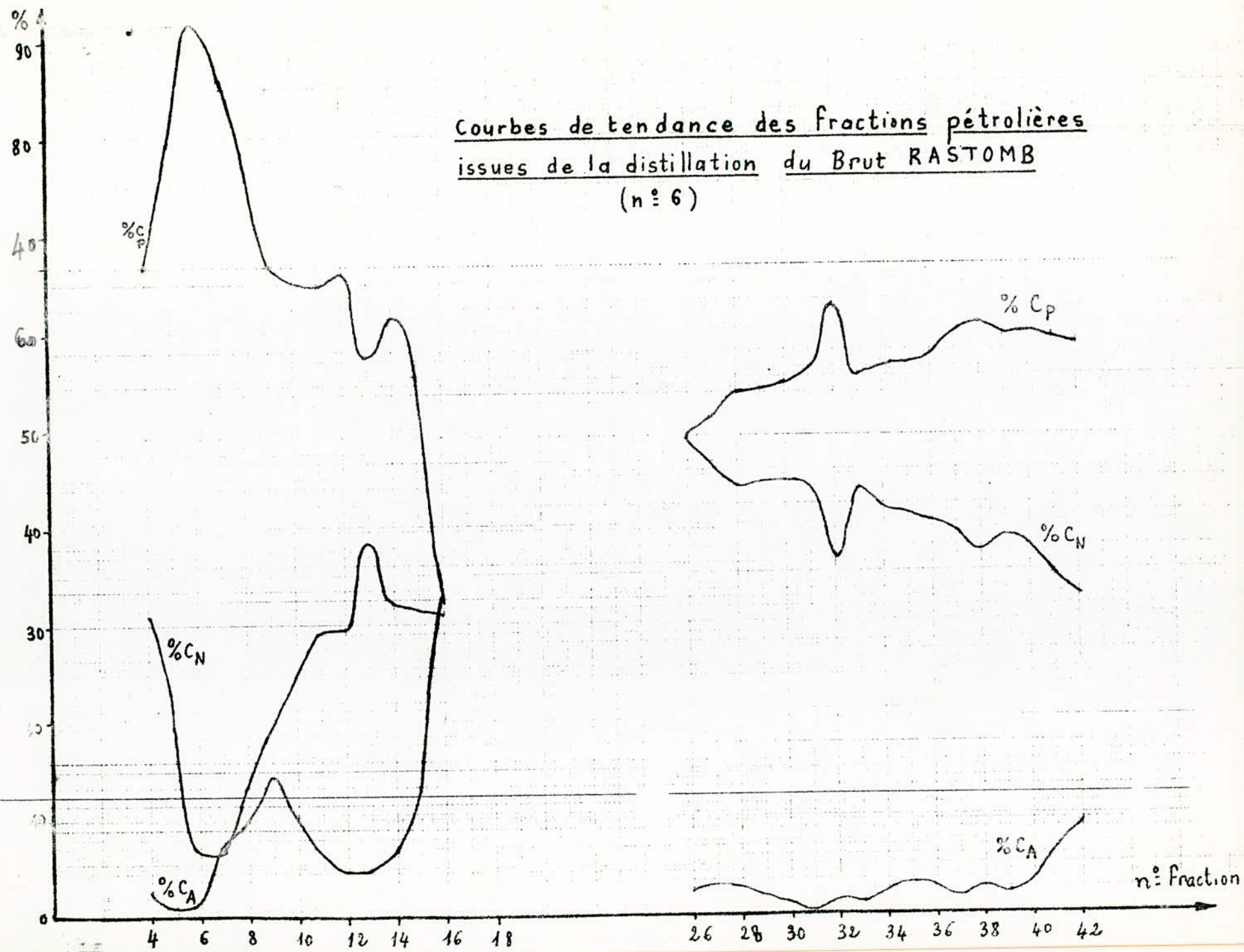
L'analyse quantitative nous a permis de calculer un certain nombre de caractéristiques pour chaque fraction; le tableau suivant résume les résultats de ces calculs et donne une comparaison avec les résultats expérimentaux:

n° Fraction	Expérience			Calcul			Composition		
	PM	t (°C) moy.	d	PM	t (°C) moy. théor.	d	%Cp	%CN	%CA
1	-	60	}	Impossible à analyser					
2	-	62,5							
3	-	67,5							
4	86	72	0,718	91,7	82,2	0,7134	66,58	30,86	2,56
5	88	77	0,719	97	90	0,707	79,46	19,63	0,90
6	92	83	0,724	101,5	95,3	0,697	92,05	6,50	1,45
7	95	88	0,732	106	97	0,706	85,23	6,65	7,52
8	96	92	0,740	103,4	100	0,719	76,92	13,37	9,72
9	100	98	0,741	100	107	0,738	66,63	19,09	14,27
10	102	103	0,7462	109	112	0,741	65,06	24,67	10,26
11	105	108	0,7463	111	116	0,740	64,58	29,06	6,42
12	107	112	0,7474	112	118	0,738	66,06	29,14	4,79
13	109	114	0,748	113	121	0,745	57,21	37,81	4,99
14	112	120	0,749	113,5	125	0,740	61,32	31,85	6,83
15	117	130	0,759	114,7	128	0,750	55,20	31,53	13,28
16	118	133	0,765	114,3	133	0,787	32,28	35,10	32,59

Courbes de distribution de trois des principaux hydrocarbures présents dans les fractions 4 à 16



Courbes de tendance des fractions pétrolières
issues de la distillation du Brut RASTOMB
(n° 6)



III-3.4. EXPLOITATION DES RESULTATS DE L'ANALYSE QUANTITATIVE

Les valeurs des températures d'ébullition enregistrées en tête de colonne lors de la distillation et celles calculées par pondération des températures d'ébullition de tous les hydrocarbures présents dans la fraction sont du même ordre et on observe un écart sensiblement constant (environ 8° la trav et la température moyenne pondérale) entre ces deux valeurs, cet écart va d'ailleurs en se rétrécissant, les fractions 15 et 16 ont des températures calculées comparables à celles trouvées expérimentalement.

Le Souci qui nous a guidé dans cette analyse chromatographique est d'identifier qualitativement les hydrocarbures et de donner une idée de leur concentration.

La méthode d'analyse qualitative utilisée a permis d'identifier 26 Hydrocarbures sur les 30 repérés. Pour les quatre autres il nous a fallu faire des suppositions et nous référer à la température de Kovats pour pouvoir les situer; il est évident que nous n'avons pas une certitude absolue concernant cette identification d'autant qu'il faut rappeler que la méthode employée est surtout valable pour les alcanes normaux. En analyse quantitative nous avons essayé de retrouver les propriétés globales de la coupe : chaque propriété étant la contribution pondérale des différents constituants de la coupe. Plusieurs remarques sont à faire :

- 1) Les valeurs de la densité sont du même ordre que les valeurs expérimentales, mais il arrive qu'elles soient inférieures cela peut s'expliquer en remarquant que les hydrocarbures soupçonnés 10 et 12 sont choisis une première fois comme étant des alcanes, mais si on suppose que ce sont des naphtènes ou des aromatiques le rapport H/C diminuant, la densité augmente comme le montre le tableau suivant pour les trois premières coupes (4,5,6)

Constituants	FRACTION 4			FRACTION 5			FRACTION 6		
	d	m	téb(°C)	d	m	téb(°C)	d	m	téb(°C)
* ALCANES et 2,2,4 Triméthylpentane	0,7134	91,7	82	0,7069	97	90	0,669	98	92
*Naphtènes Propylcyclobutane et Ethylcyclopentane	0,7343	91,0	83,7	0,728	95	92	0,719	98	97
Résultats Expérimentaux	0,718	86	72	0,719	88	77	0,724	92	83

2) Les densités décroissent pour certaines coupes et croissent pour d'autres; ceci est à priori prévisible si on sait que certains hydrocarbures prépondérants dans la coupe peuvent faire augmenter ou diminuer la contribution à la densité du mélange dans la mesure où ces hydrocarbures sont soit des naphthènes ou des aromatiques soit des alcanes.

3) D'une façon générale, les tendances d'évolution sont les suivantes:

Pour une augmentation de densité il y a une diminution de la masse moléculaire donc du rapport H/C une augmentation de la température d'ébullition.

4) Pour les dernières fractions nous constatons que l'accord est meilleur entre les valeurs expérimentales et les valeurs calculées, que la plupart des hydrocarbures sont connus et que ceux qui ne le sont pas contribuent pour une faible partie au total de la propriété.

CONCLUSION

Notre travail a consisté dans un premier temps à mettre en oeuvre deux pétroles bruts de propriétés et de provenances différentes et nous avons tenté dans la marche A d'optimiser la production d'essence, c'est généralement la tendance aux Etats Unis où l'on utilise un maximum d'essence et les opérations de transformations moléculaires fonctionnent en marche essence. Dans la marche B, les quantités de produits sont calculées plutôt en fonction des caractéristiques propres des pétroles bruts considérés. Signalons que cette marche B est surtout utilisée en Europe où l'on a tendance à produire en quantités moyennes tous les produits pétroliers.

La deuxième partie du travail a été consacrée à l'évaluation du pétrole brut algérien RASTOMB récemment découvert ; nous sommes encore loin d'avoir terminé d'évaluer totalement ce pétrole, mais nous pouvons tout de même faire quelques constatations

- la distillation atmosphérique jusqu'à 180 ° en tête (environ 300° au bouilleur) a permis de recueillir une faible quantité de pétrole brut distillé (environ 20 %) et nous a donné 25 fractions que nous avons analysées (n,d,M ...)

- la distillation sous vide nous a permis de continuer la distillation jusqu'à 380 ° C (en tête de colonne) et de recueillir 46 % du pétrole brut, soit une vingtaine de coupes dont on a déterminé les principales caractéristiques. Le schéma d'évaluation globale de ce brut nous montre qu'il donne un faible rendement en essence légère et le résidu sous vide est important, il peut soit être craqué pour avoir un supplément d'essence, soit être mélangé avec un gasoil léger et être utilisé comme fuel lourd pour des chaudières industrielles, soit enfin, et c'est le plus important être traité pour devenir une base d'huiles lubrifiantes (déparaffinage, désasphaltage, extraction d'aromatiques, traitements à la terre). Les méthodes ndM et ndpA ont été appliquées et seule la méthode ndpA a donné des résultats cohérents.

Nous avons utilisé la méthode chromatographique pour analyser qualitativement tous les hydrocarbures présents dans le pétrole par deux méthodes, la méthode des températures de rétention et la méthode de l'étalon interne. Vingt six pics sur trente ont été identifiés, les quatre autres l'ont été sans certitude.

Enfin, nous avons utilisé l'analyse quantitative pour essayer de retrouver les propriétés globales de la coupe et les résultats obtenus nous ont permis d'une part d'espérer pouvoir simuler une coupe pétrolière connaissant la nature et la concentration de chaque hydrocarbure, d'autre part de connaître le pourcentage de chaque famille d'hydrocarbures, ce qui n'avait pas été possible par la méthode ndM.

-o- PARTIE ANNEXE -o-

- [] - } 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	53,1	
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 H S	0,001	-	-	-	0,0006
N.O.F 2+clair	69,4	61,7	57,7	53,7	356,5
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 % enp poids	0,04	0,032	-	-	0,031	0,036	0,033	0,053	0,052	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'analine									166	190
NOF 2 clair	31,8	30,0	26,2	29,6						

- DISTILLATION T.B.P DU BRUT -

% en Volume cumulé	Température of fin de cou- pe	Densité 15 d 15	% en volume cumulé	Température oF	Densité 15 d 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	0,8413
- 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
- 22,38	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
400 - 430	44,5	1,93	1,35	1,08	0,69	1,028			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	
* 350 - 400	47,1	1,69	1,14	0,93	0,61	0,018	-		139

ARABIAN LIGHT, SAUDI ARABIA

CRUDE

Gravity, °API : 33.4
Sulfur, wt % : 1.80
Pour point, °F. : -30
RVP, psi : 4.2
Viscosity
Kin., cSt (a) 70° F. : 10.4
Kin., cSt (a) 100° F. : 6.14

HEAVY NAPHTHA

Range, °FVT : 212-302
Yield, vol % : 8.4
Gravity, °API : 59.6
Sulfur, wt % : 0.027
Paraffins, vol % : 69.5
Naphthenes, vol % : 18.2
Aromatics, vol % : 12.3

LIGHT NAPHTHA :

Range, °FVT : 455-650
Yield, vol % : 19.8
Gravity, °API : 37.1
Sulfur, wt % : 1.05
Pour point, °F. : 0
Aniline point, °F. : 156
Viscosity
Kin., cSt (a) 100° F. : 3.28
Kin., cSt (a) 210° F. : 1.24

LIGHT NAPHTHA

Range, °FVT : 68-212
Yield, vol % : 9.0
Gravity, °API : 78.5
Sulfur, wt % : 0.024
RVP, psi : 8.3
Paraffins, vol % : 87.2
Naphthenes, vol % : 10.4
Aromatics, vol % : 2.4
RON, clear : 54.7

KEROSINE

Range, °FVT : 302.455
Yield, vol % : 15.0
Gravity, °API : 38.5
Sulfur, wt % : 0.094
Paraffins, vol % :
Naphthenes, vol % :
Aromatics, vol % : 20.4
Freeze point, °F. : - 69
Smoke point, mm : 23
Luminometer No. : 52
Aniline point, °F. : 135
Viscosity
Kin., cSt (a) -30° F. : 5.13
Kin., cSt (a) 100° F. : 1.11

HEAVY GAS OIL :

Range, °FVT : 650-1.049
Yield, vol % : 26.3
Gravity, °API : 21.8
Sulfur, wt % : 2.88
Pour point, °F. : 90
Aniline point, °F. : 172
Viscosity

Kin., cSt (a) 100° F. : 62.5
Kin., cSt (a) 210° F. : 7.05

RESIDUAL OIL

Range, °FVT : 1.049 +
Yield, vol % : 26.8
Gravity, °API : 4.0
Sulfur, wt % : 5.60
Pour point, °F. : 120
Con carbon, wt % : 24.4
Viscosity

Kin., cSt (a) 210° F. : 13.400
Furol, sec (a) 275° F. : 490

Metals

Vanadium, ppm : 171
Nickel, ppm : 53
Iron, ppm : 28

RESIDUAL OIL

Range, °FVT : 650 +
Yield, vol % : 53.1
Gravity, °API : 12.3
Sulfur, wt % : 4.35
Pour point, °F. : 55
Con carbon, wt % : 13.2
Viscosity

Kin., cSt (a) 100° F. : 5.400
Kin., cSt (a) 210° F. : 106

I.1 GAZ :

ANALYSE :

PRODUIT	% VOL	VOLUME (m ³)	DENSITE	POIDS (t)
N ₂	0,1 % (Poids)	-	-	1240
C ₂	0,21	3150	0,374	1180
C ₃	1,58	23700	0,508	12040
iC ₄	0,11	1650	0,563	930
TOTAL	2,00	30000	0,513	15390

I.2 ESSENCE LEGERE

a) Détermination des Spécifications :

Les spécifications sont données directement par lecture des courbes de propriétés-rendement des essences du Brut (n^{os} 5,6,7)

b) Débutanisation

Cette opération consiste à enlever du butane à l'essence afin d'abaisser sa tension de vapeur à la valeur requise qui est de 0,7 kg/cm² (10 RVP). Pour connaître la fraction volumique de butane à enlever ou qu'il y a additivité moléculaire des tensions de vapeur du mélange binaire (essence + butane). D'où la fraction volumique (!)

$$X = 10^4 \frac{(d) \frac{(TVV)_m - (TVV)_{ess}}{(TVV)_{C_4} - (TVV)_m}}{(M)}$$

M : Poids moléculaire de l'essence

(TVV)_m : Tension de vapeur Vraie du mélange

(TVV)_{ess} : " " " " de l'essence

(TVV)_{C₄} : " " " " du butane

(1) : WUTHLER Raffinage et Pétrochimie Ed. Techniq . Tome 1, p.70

- Calcul du poids moléculaire de l'essence

On trouve le poids moléculaire de l'essence à partir du diagramme KUOP connaissant la densité et la t_{nav} de l'essence

- Calcul de la t_{nav} de l'essence

Il faut connaître t_{10} , t_{50} et t_{90} de la distillation ASTM de l'essence (courbe n°7)

$$t_{10} = 46,5^{\circ} C$$

$$t_{50} = 87^{\circ} C$$

$$t_{90} = 122^{\circ} C$$

$$t_v = \frac{t_{10} + 2 t_{50} + t_{90}}{4} = 85,6^{\circ} C \neq t_{nav}$$

(Si on néglige Δt)

$$d = 0,699$$

La densité et la t_{nav} reportées sur le diagramme du facteur de caractérisation KUOP correspondent à $M = 97$

- Calcul de la TVV de l'essence

Il existe une corrélation entre la tension de vapeur vraie (TVV) et la tension de vapeur Reid (TVR) de l'essence, représentée par une abaque (2)

Elle donne pour $TVR = 1,04 \text{ kg/cm}^2$ à $100^{\circ}F$ $TVV = 1,07 \text{ kg/cm}^2$

- Mélange (essence + butane)

La tension de vapeur Reid du mélange est fixée à $0,7 \text{ kg/cm}^2$ d'où $(TVV)_m = 0,77 \text{ kg/cm}^2$ (à $100^{\circ}F$)

- Butane : $(TVV)_{C_4} = 4,5 \text{ kg/cm}^2$ (à $100^{\circ}F$)

d'où la fraction de butane à enlever

$$X = 10^4 \times \frac{0,699}{97} \times \frac{0,77 - 1,07}{4,5 - 0,77} = - 5,8 \% \text{ Vol}$$

Le signe (-) traduit le fait que l'on enlève du butane à l'essence

(2) WUITHIER : Figure 1.41, p.74

I.3 ESSENCE LOURDE

- Détermination du KUOP de l'essence lourde

1°) Calcul de la t_{nav}

On applique la formule $t_{nav} = t_v + \Delta t$
correction

$t_v = \frac{t_{10} + 2t_{50} + t_{90}}{4}$ et Δt déduit à partir des abaques

$$\text{Connaissant } S = \frac{t_{70} - t_{10}}{60}$$

t_{10}, t_{50}, t_{90} sont les températures correspondant à 10%, 50 % et 90% en volume distillés de la coupe essence lourde, on les détermine comme suit :

$$t_{10} = t (26 + 0,5)\% = 146^{\circ}\text{C}$$

$$t_{50} = t (26 + 2,5)\% = 156^{\circ}\text{C}$$

$$t_{90} = t (26 + 4,5)\% = 166^{\circ}\text{C}$$

Ces valeurs sont lues sur la courbe de distillation TBP du Brut (Courbe n°1)

$$t_v = 156^{\circ}\text{C}$$

t est négligeable car $S \approx 1$ d'où

$$t_{\text{nav}} = t_v = 156^{\circ}\text{C}$$

2°) Détermination du KUOP

Le KUOP de l'essence lourde se déduit par lecture du diagramme du facteur de caractérisation connaissant la densité et la t_{nav}

$$\left. \begin{array}{l} d = 0,775 \\ t_{\text{nav}} = 156^{\circ}\text{C} \end{array} \right\} \text{KUOP} = 11,85$$

I.4 KEROSENE

La coupe Kérosène a été fixée (en ne perdant pas de vue la maximisation de la production d'essence) en tenant compte de son point de congélation qui doit être inférieur à -60° si l'on veut avoir un produit conforme aux spécifications. La densité a été déterminée par lecture des courbes ISO-densité (n°8). Le pourcentage en soufre a été assimilé à celui du milieu de la coupe et déterminé par lecture sur la courbe n°3.

I.5 GASOIL

Connaissant le domaine d'existence des gas oils répondant aux différentes spécifications (densité, pourcentage en soufre, Indice de cétane point Eclair) Courbe n°10) On a pu situer la coupe gas oil en tenant compte du fait que le but de la marche A est l'obtention d'un maximum d'essence (minimum d'autres produits).

- Indice de Cétane

L'indice de cétane peut se déduire de la courbe n°10 par lecture directe; on trouve $CI = 54$, ou par calcul connaissant le point d'Aniline (en °F) et la densité (en ° API) du Gas oil qui donne l'indice diesel puis en se reportant à la courbe expérimentale (3).

$d = 0,827 = 39,6^\circ \text{ API}$

$\rho_A = 65^\circ\text{C} = 1499\text{F}$ (assimilé à celui du milieu de coupe - courbe n°4)

$\text{DI} = \frac{39,6 \times 149}{100} = 59$ CI # 54

(3) WUTHIER Fig 1.8, p.30

I.6 DISTILLATION SOUS VIDE

Compte tenu des limites de KUOP et de densité d'une charge de T.C.C. nous avons essayé d'obtenir un maximum de distillat sous vide (par rapport au résidu) sachant que le TCC donne un meilleur rendement en essence (ayant un NO plus élevé) que le Fluid Coking-

I.7 REFORMING CATALYTIQUE

Cette opération permet à partir d'une essence lourde de produire une essence plus légère à haut indice d'octane. Pour faire le bilan des produits obtenus il faut connaître le KUOP de la charge et le NO de l'essence que l'on désire obtenir, on procède alors à la lecture des abaques de Reforming Catalytique.

L'abaque 1 donne le rendement (pour cent volume) en reformat en fonction du NOR Clair désiré et du KUOP de la charge. En outre une échelle de correspondance (NOR Clair NOR+ 3CC) donne la susceptibilité au plomb de ce reformat.

L'abaque 3 donne la production brute de la fraction (C4)

La production d'hydrogène est pratiquement indépendante de la sérénité du reforming et égale à 1% poids de la charge.

I.8 T.C.C (Thermofofor Catalytic Cracking)

Le critère de sévérité du cracking est la conversion définie par:

Conversion = 100 - % vol de cycle oil

Le cycle oil est l'ensemble de la fraction liquide obtenue en retranchant les gaz et l'essence de point final 200°C à l'effluent brut du réacteur.

- Caractéristiques de la charge

La sévérité admissible est fonction de l'API et du KUOP de la charge. L'abaque 1 donne en fonction de ces caractéristiques la conversion maxima.

- Caractéristiques des produits

. Essence

La conversion étant fixée, le rendement en essence reste fonction du NOR clair désiré (Abaque n°2) qui donne directement le rendement volumétrique en essence de TVR = 0,7 hpz et de densité 0,740.

La susceptibilité au plomb de cette essence est représentée avec une bonne approximation par la formule suivante :

$$\text{NOR} + 3 \text{ cc} = \text{NOR C1} + 6 + 0,5 (92 - \text{NORC1})$$

• GAZ

L'abaque 2 donne en fonction de la conversion et du NOR désiré la production de Dry Gas (C_3) et l'abaque 3 donne la composition de cette fraction.

• Distillats

Le cycle Oil total est fractionné en

- LCO dont la qualité correspond à celle d'un fuel ASTM n°2 (Fuel Domestique)
- HCO dont la qualité correspond à celle d'un fuel ASTM n°6 ou Bunker (plus visqueux)

La production de LCO est donnée par lecture de l'abaque n°1.

La production de HCO s'obtient en retranchant à 100 la somme (conversion + LCO); on prendra comme densité de ce H CO 10° API ce qui fixera par bilan-matière la densité de ce H CO 10° API ce qui fixera par bilan-matière la densité du LCO.

• Coke

L'abaque n°1 donne la quantité de coke en pour-cent poids.

I.9 FLUID COKING

Le coking est un cracking thermique très sévère de résidus lourds.

a) Caractéristiques des produits

- ESSENCE

On admet en première approximation qu'à partir de résidus lourds. On peut produire 21 % d'essence débutanisée (C_5^+) de densité 0,765 et de TVR = 0,2 hpz. L'abaque n°2 donne les NOR Cl de ces essences en fonction de l'API de la charge et de son origine. Le NOR + 3cc se déduit par lecture du tableau 1.17 page 112 Wuithier connaissant NOR Cl et en considérant que le fluid Coking est un cracking Thermique.

- GAZ

Le rendement en poids de la fraction (C_3) s'obtient par différence en faisant le bilan-matière de l'opération.

Le rendement volumétrique en C_4 est donné par l'abaque 2

- DISTILLAT

L'abaque 1 donne en fonction de la densité de la charge le rendement volumétrique en distillat ainsi que son API et son KUOP.

- COKE

La production de coke est donnée en pour-cent poids sur l'abaque 1

b) Butanisation de l'essence C₅t de Fluid-Coking

Comme pour la débutanisation de l'essence on applique la formule

$$X = 10^4 \frac{d}{M} \frac{TVV_n - TVV_{ess}}{TVVC_4 - TVV_n}$$

On approxime le PM à 109 d'après la courbe PM = f (densité) de l'essence

$$TVR = 0,2 \text{ hpz} = 0,204 \text{ kg/cm}^2$$

$$TVV = 0,206 \text{ kg/cm}^2 \text{ (pente ASTM - 1)}$$

$$d = 0,765$$

$$\text{d'où } X = 10^4 \frac{0,765}{109} \cdot \frac{0,77 - 0,206}{4,5 - 0,77} = 10,6 \%$$

II BRUT ARABIAN LIGHT - MARCHE A

II.1 GAZ

Le pourcentage de gaz et sa densité se déduisent par bilan matière à partir du découpage donné.

PRODUIT	% VOL	DENSITE
ESSENCE LEGERE.	9	0,6738
ESSENCE LOURDE	8,4	0,7405
KEROSENE	15	0,8324
GASOIL	19,8	0,8393
RESIDU	46,1	0,9490
CHARGE	100	0,8581
GAZ	1,7	0,397

II.2.

ESSENCE LOURDE.

a) Calcul de la densité du point 50 % de la coupe que l'on peut lire sur la courbe

(2) Densité = f (% vol.) du brut

b) Calcul de la t_{nav}

On détermine à partir de la courbe (1) de distillation TBP du Brut les températures t_{10} , t_{50} , t_{90} et on applique la formule

$$t_v = \frac{t_{10} + 2t_{50} + t_{90}}{4}$$

c) Calcul du KUOP: il se déduit du diagramme connaissant d et t_{nav} .

II.3 GAS OIL LEGER

- 1) La densité et le % soufre de la coupe gas oil assimilés à ceux du point 50% sont déterminés par lecture des courbes (2) et (3)
- 2) Calcul de l'indice de Cétane

Pour ce faire il nous faut connaître l'indice Diesel

$$DI \text{ donné par l'expression } DI = \frac{p_A (\text{°F}) \times \text{densité} (\text{°API})}{100}$$

Les données du brut nous permettent de tracer quelques points de la courbe $p_A=f$ (% Vol. moyen) d'où l'on déduit la valeur du point d'aniline de la coupe Gas oil léger (27,1 - 53,9)%

$$\begin{array}{l}
 p_A = 152^{\circ}\text{F} \\
 d = 0,834 = 38,2^{\circ}\text{API}
 \end{array}
 \quad
 \begin{array}{l}
) \\
)
 \end{array}
 \quad
 DI = \frac{152 \times 38,2}{100} = 58,1$$

CI=54 d'après la fig.1.18 p.30 Wuithier

II.4 DISTILLAT SOUS VIDE

Le calcul du KUOP : Il se fait comme celui de l'essence lourde en calculant la t_{nav} puis en utilisant le diagramme de caractérisation.

II.5 BUTANISATION DE L'ESSENCE LEGERE

$$\begin{array}{l}
 TVR = 0,58 \text{ kg/cm}^2 \\
 t_{nav} = 70^{\circ}\text{C} \\
 d = 0,6738
 \end{array}
 \quad
 \begin{array}{l}
 TVV = 0,6 \text{ kg/cm}^2 \text{ (Pente ASTM - 1)} \\
 PM = 90
 \end{array}$$

$$\text{d'où } X = 10^4 \frac{0,6738}{90} \times \frac{0,77 - 0,6}{4,5 - 0,77} = 3,41 \%$$

III. BRUT ARABIAN LIGHT - MARCHE B

Toutes les spécifications des coupes sont données directement par lecture des données du brut puisqu'il s'agit du même découpage. Le calcul du KUOP de l'essence lourde se fait de la même façon que précédemment c'est à dire à partir de la t_{nav} et du diagramme de caractérisation.

IV. BRUT OKE - MARCHE B

IV.1 GAZ : Analyse des Gaz : Voir Marche A

IV.2 ESSENCE LEGERE

- Les spécifications de l'essence légère sont obtenues par extrapolation des courbes de propriétés rendement.
- Débutanisation de l'essence légère

1°) Calcul de la t_{nav}

Distillation ASTM (extrapolation des courbes n°7)

PI = 30,4°C
 10% = 33,3°C
 50% = 45,5°C
 90% = 53,4°C
 PF = 70,8°C

$$t_{\text{nav}} = \frac{t_{10} + 2t_{50} + t_{90}}{4} = 44,4^{\circ}\text{C}$$

$$d = 0,6428$$

d'où PM = 78
 TVR = 1,22 kg/cm² TVV = 1,3kg/cm²

$$d'où X = 10^{\frac{0,6428}{78}} \frac{0,77 - 1,3}{4,5 - 0,77} = 11,7\% \text{ Vol}$$

IV.3 ESSENCE LOURDE

La densité de l'essence lourde assimilée à celle du milieu de coupe est obtenue par extrapolation de la courbe de densité au point 16,5% d'où d= 0,738 (courbe n°2)

IV.4 KEROSENE

Détermination du point de congélation: l'intervalle de distillation du Kérosène est 130°C - 268°C soit 266 - 515°F on peut de ce fait assimiler son point de congélation à celui de la coupe 250 - 505°F qui est inférieur à - 60°C d'après les données du brut.

Les autres caractéristiques du Kérosène sont déterminées par lecture des courbes nos 2,3,12.

IV.5 GAS OIL

1°) Calcul de l'indice de Cétane

D'après les courbes 2 et 4

$$d = 0,8425 \text{ y } 36,45^{\circ} \text{ API}$$

$$P_A = 78^{\circ}\text{C} = 172,4^{\circ}\text{F} \quad \text{Wuithier p.30}$$

$$D'où DI = \frac{36,45 \times 172,4}{100} = 62,84 \quad CI = 57,5$$

D'autre part la fig. 9 donne par lecture directe CI = 57

2°) Le point d'éclair est déduit de la fig.9 connaissant PI et PF du Gas Oil.

IV.6 PISTILLAT SOUS VIDE

Calcul de la t_{mav}

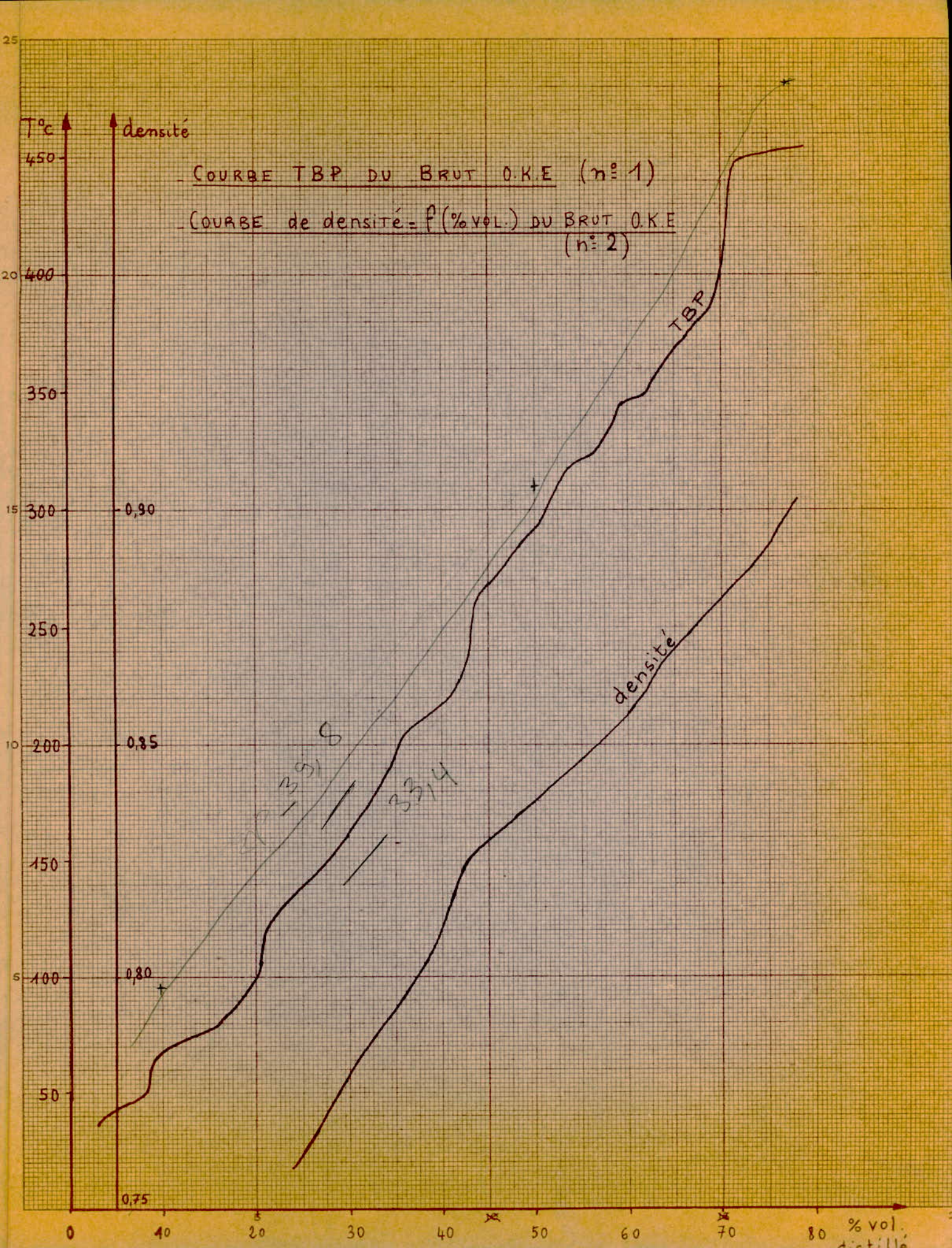
$$t_{10} = t(62\%) = 350^{\circ}\text{C}$$

$$t_{50} = t(70\%) = 396^{\circ}\text{C}$$

$$t_{90} = t(78\%) = 450^{\circ}\text{C}$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{d'où } t_{mav} = 398^{\circ}\text{C} \\ d = 0,881 \end{array} \right\}$$

$$KUOP = 12,1$$



% SOUFRE
25 0,5

COURBE - RENDEMENT du % SOUFRE
du BRUT O.K.E

(n°3)

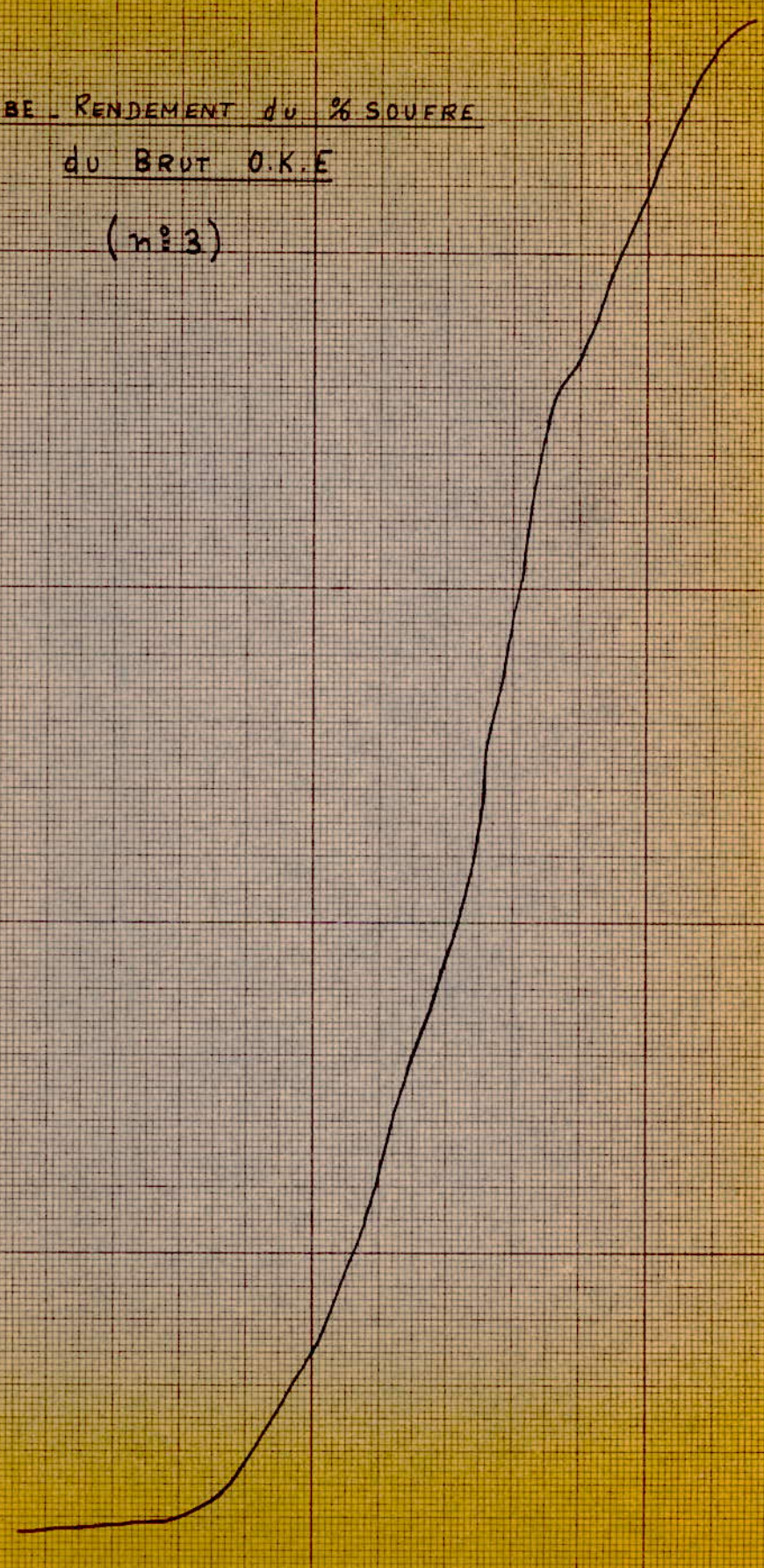
20 0,4

15 0,3

10 0,2

5 0,1

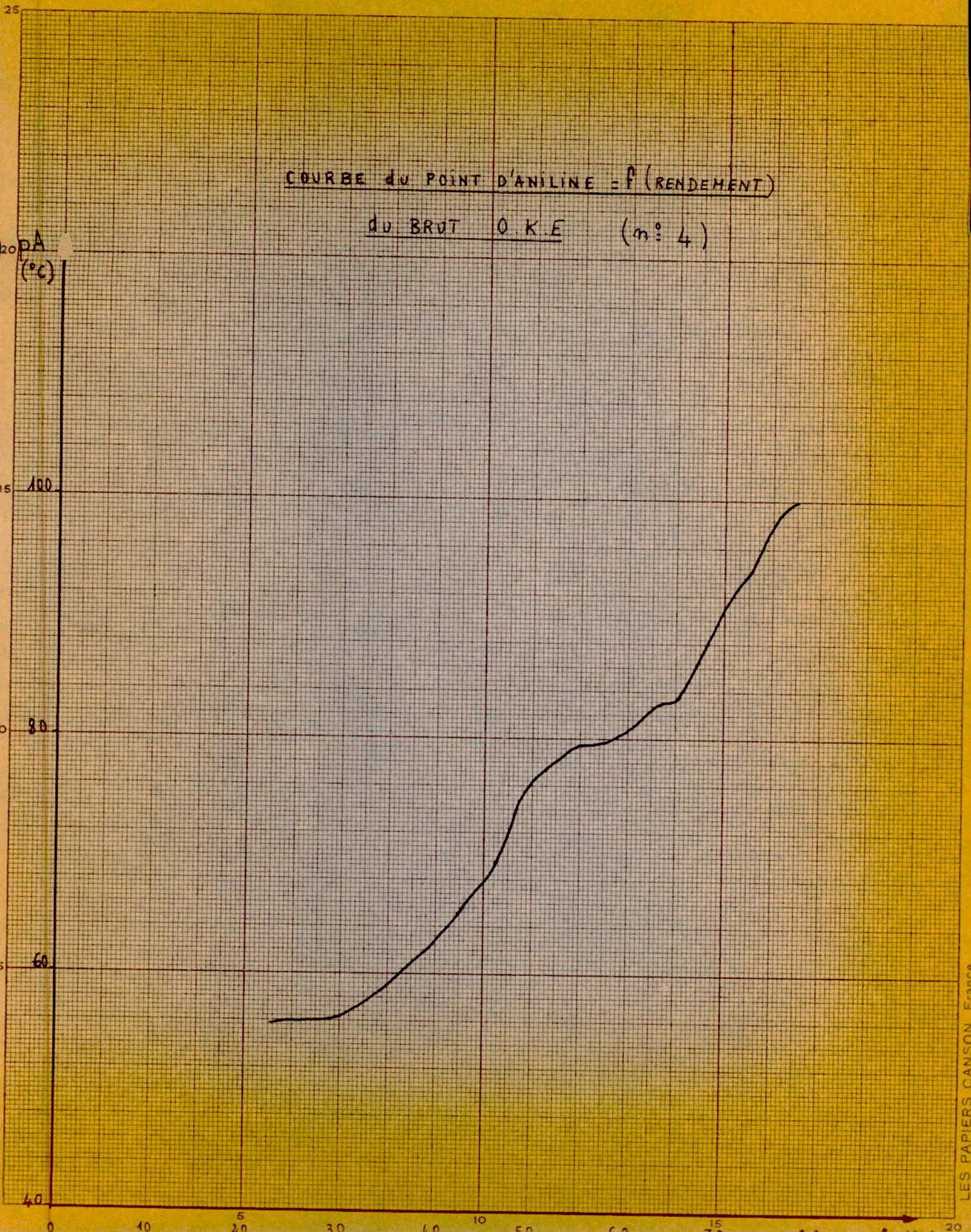
0 10 20 30 40 50 60 70 80 % vol.

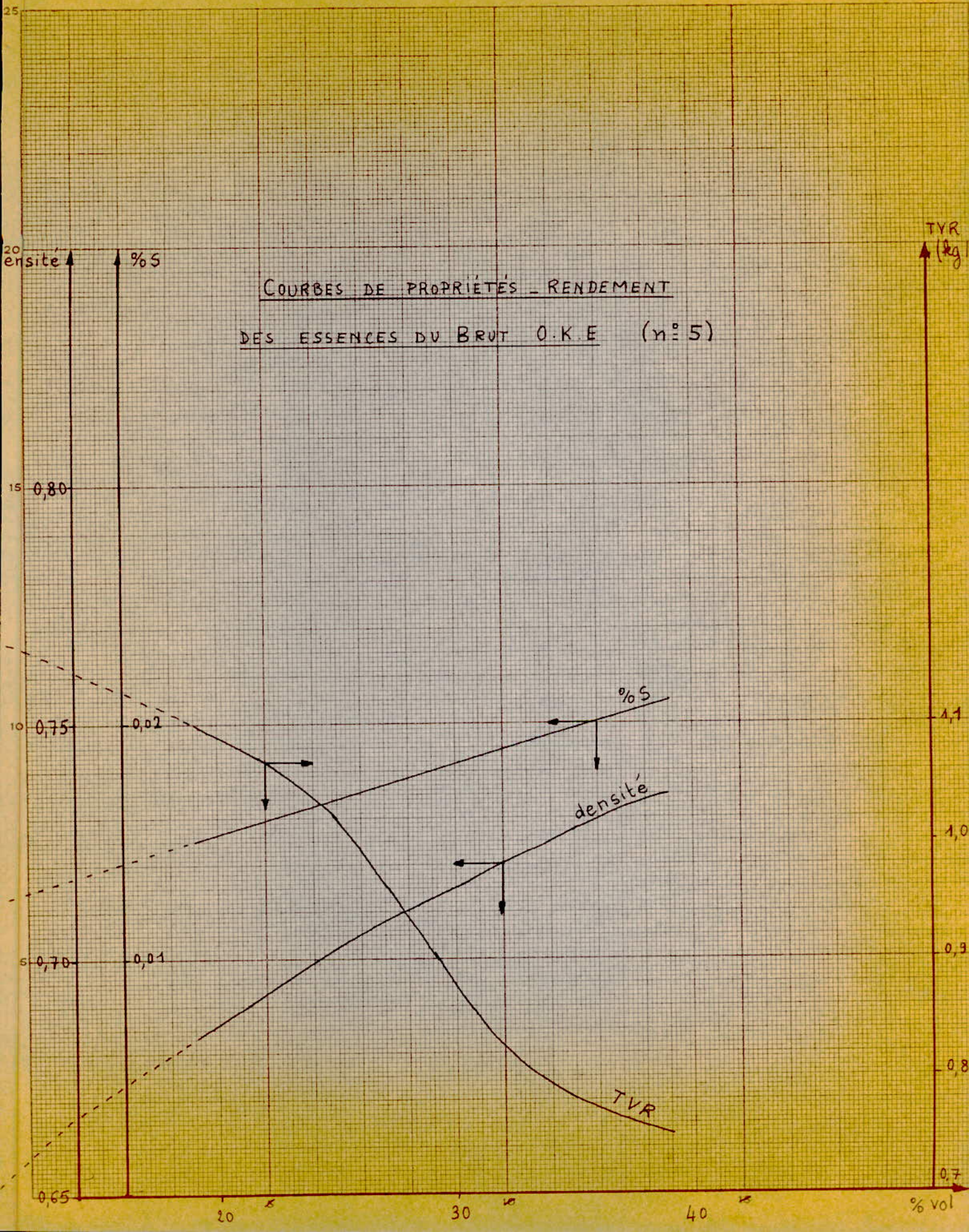


COURBE DU POINT D'ANILINE = f (RENDEMENT)

DU BRUT O.K.E (n° 4)

PA
(°C)

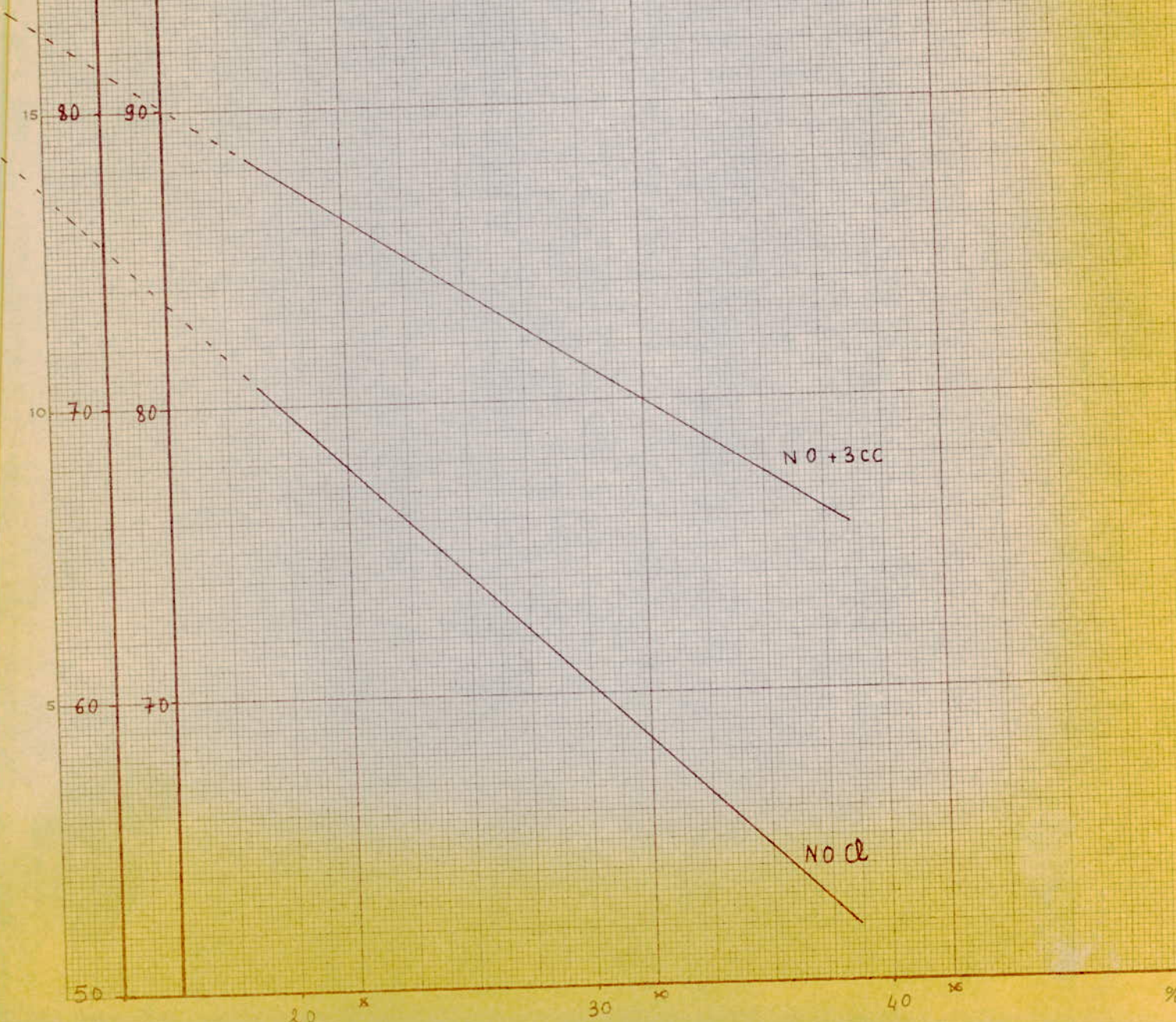




NO CE
F1

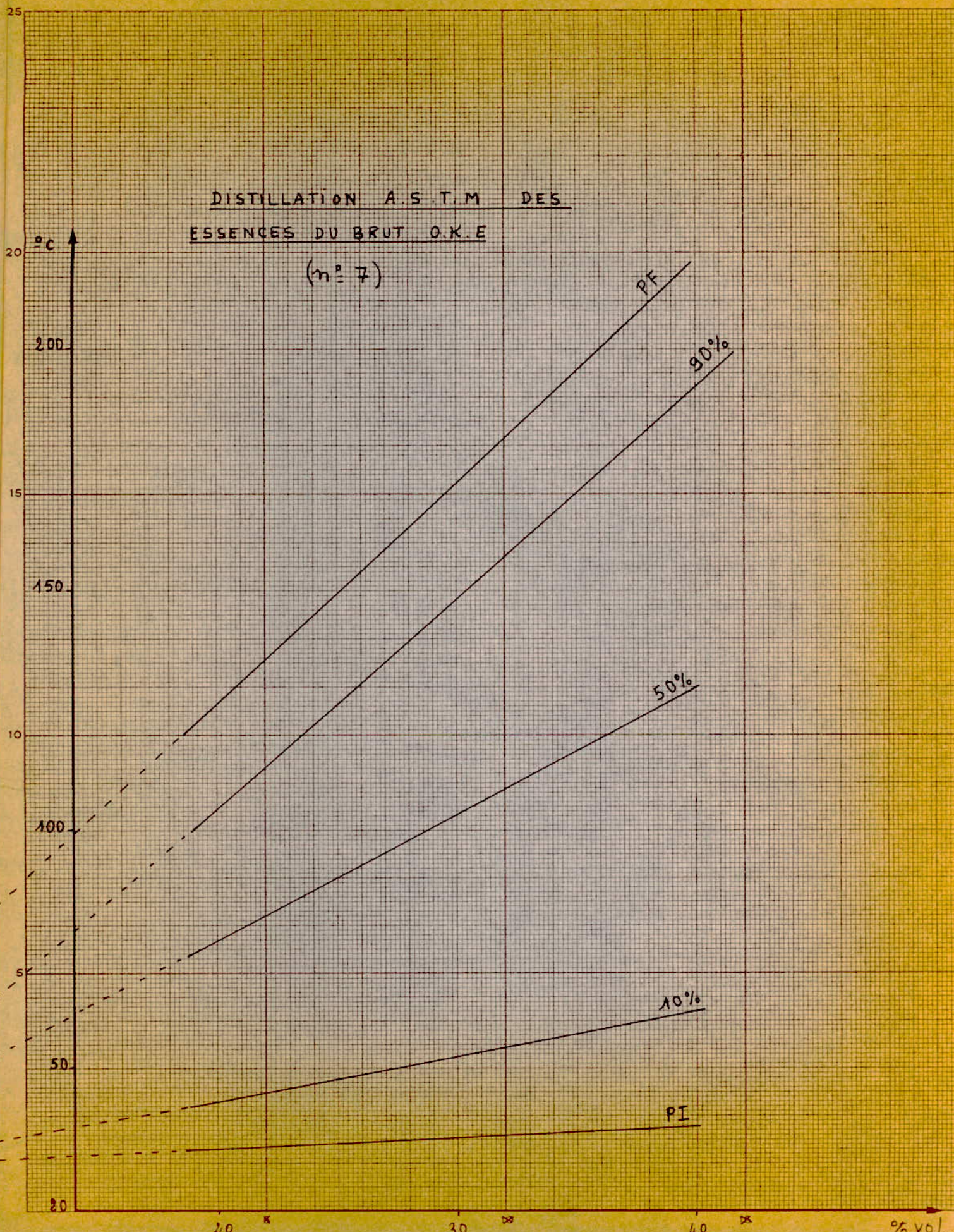
NO
+3cc

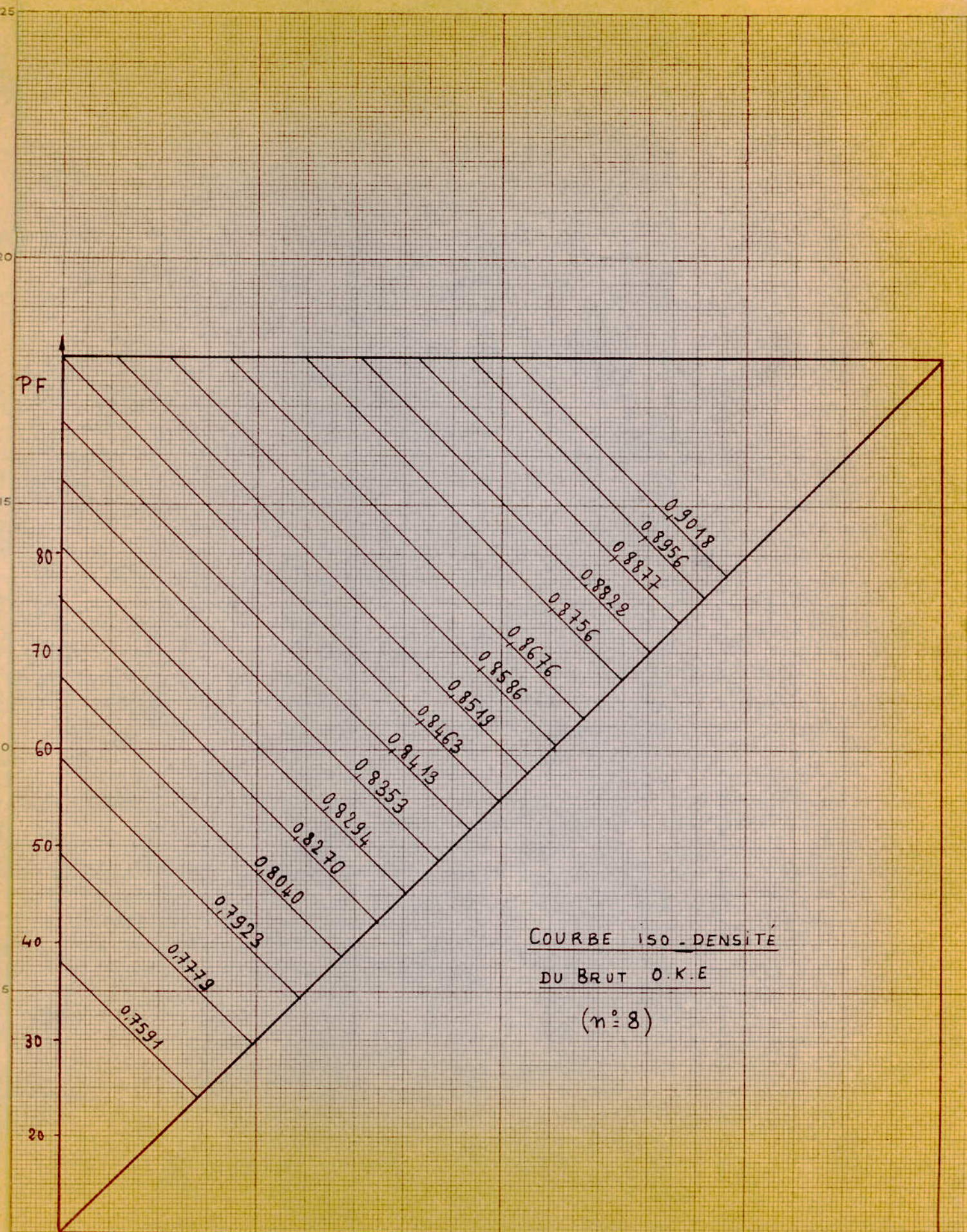
COURBES DE L'INDICE D'OCTANE EN F(% VOL)
DES ESSENCES DU BRUT O.K.E (n=6)



DISTILLATION A.S.T.M DES
ESSENCES DU BRUT O.K.E

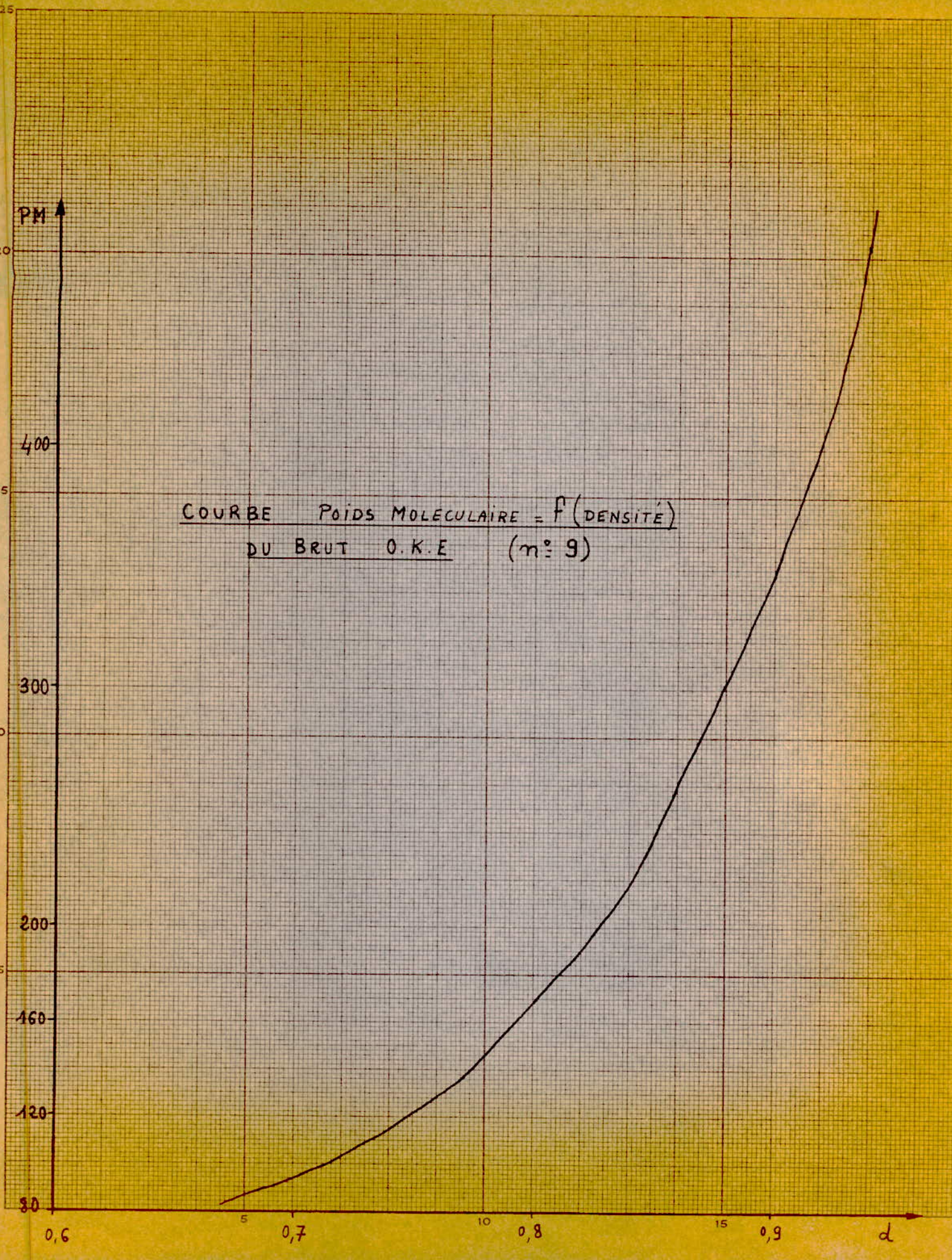
($n^D = 7$)

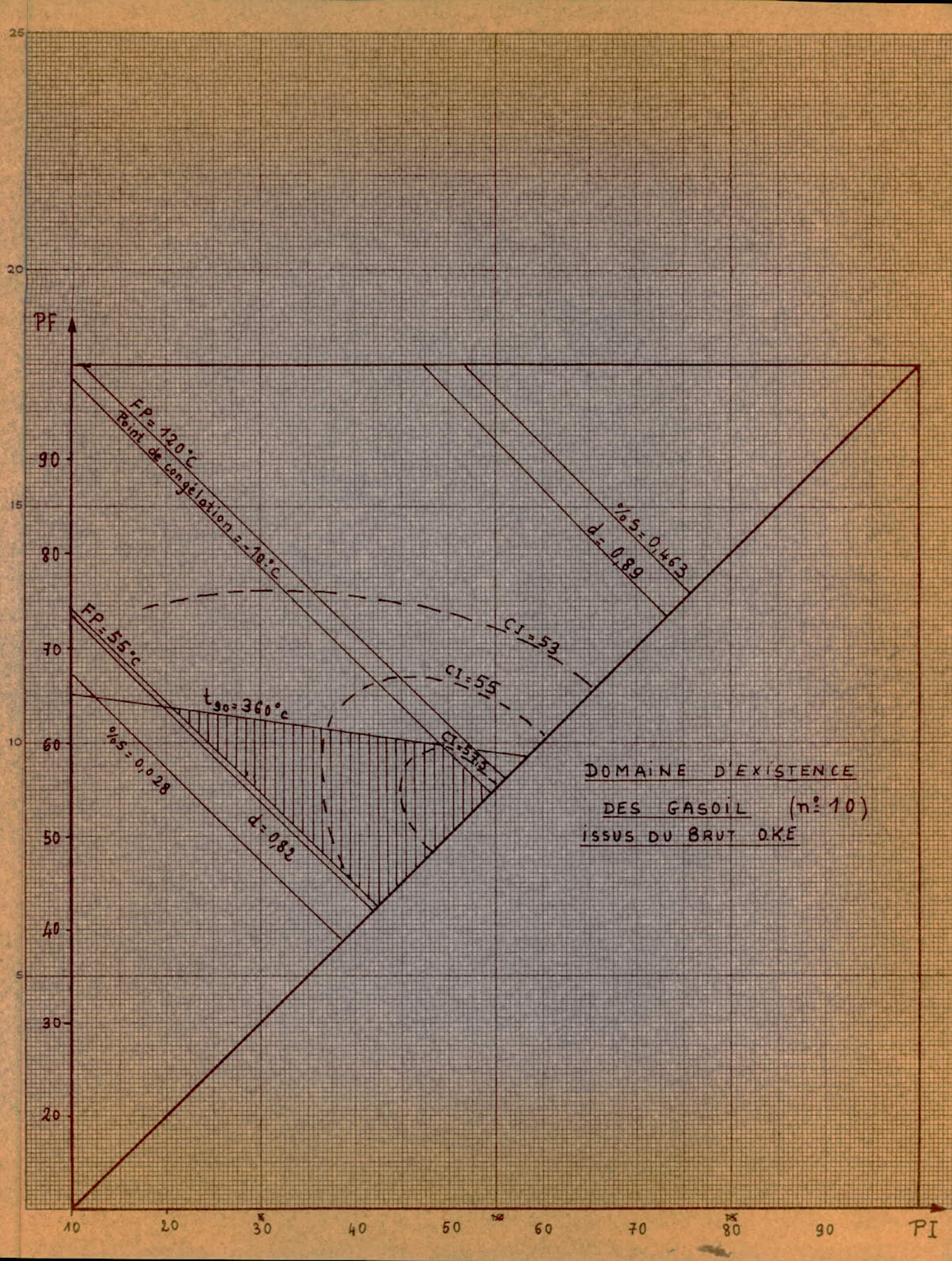




COURBE 150 - DENSITÉ
DU BRUT O.K.E
 (n° 8)

COURBE POIDS MOLECULAIRE = f(DENSITE)
DU BRUT O.K.E (n° 9)

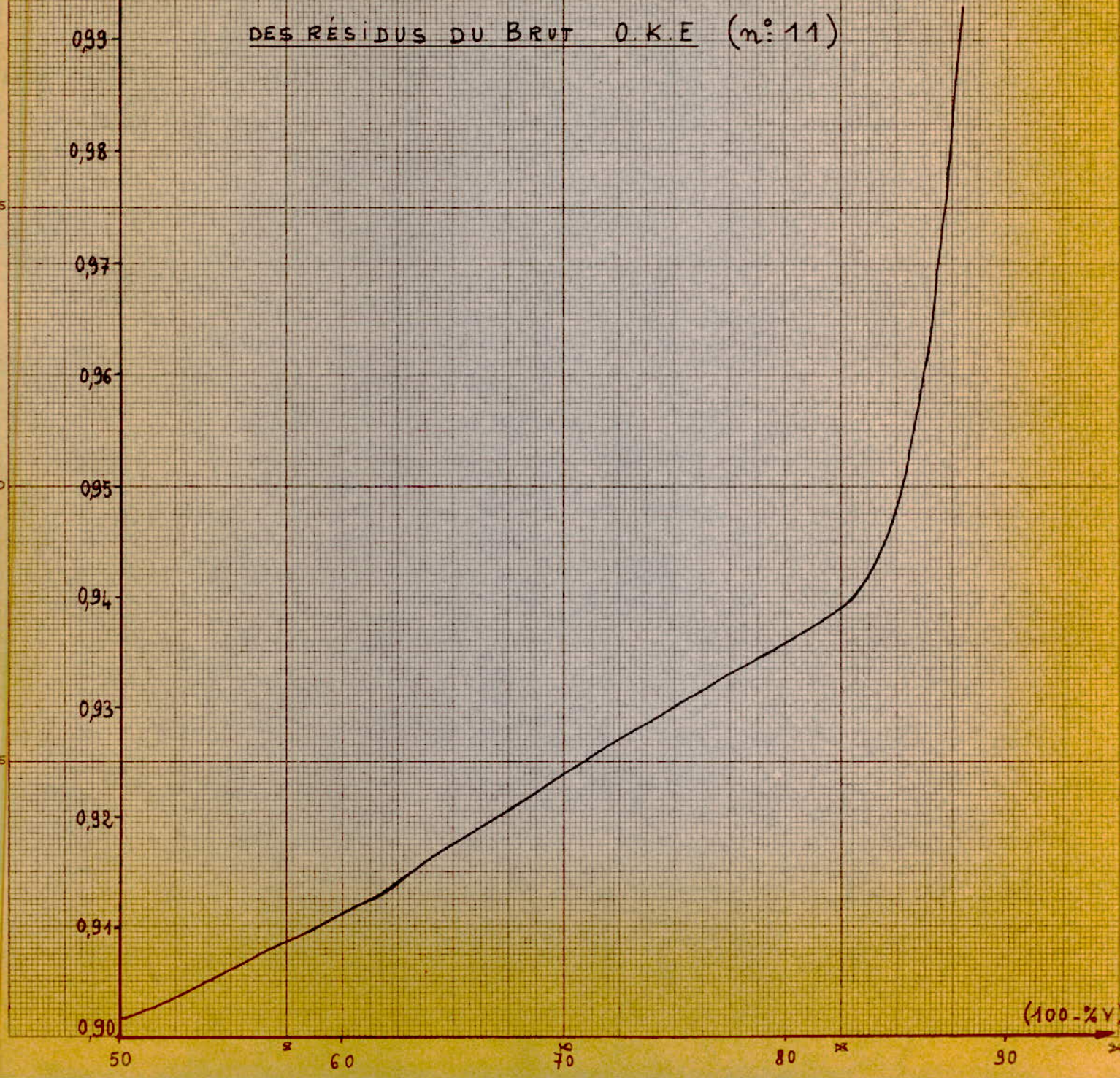


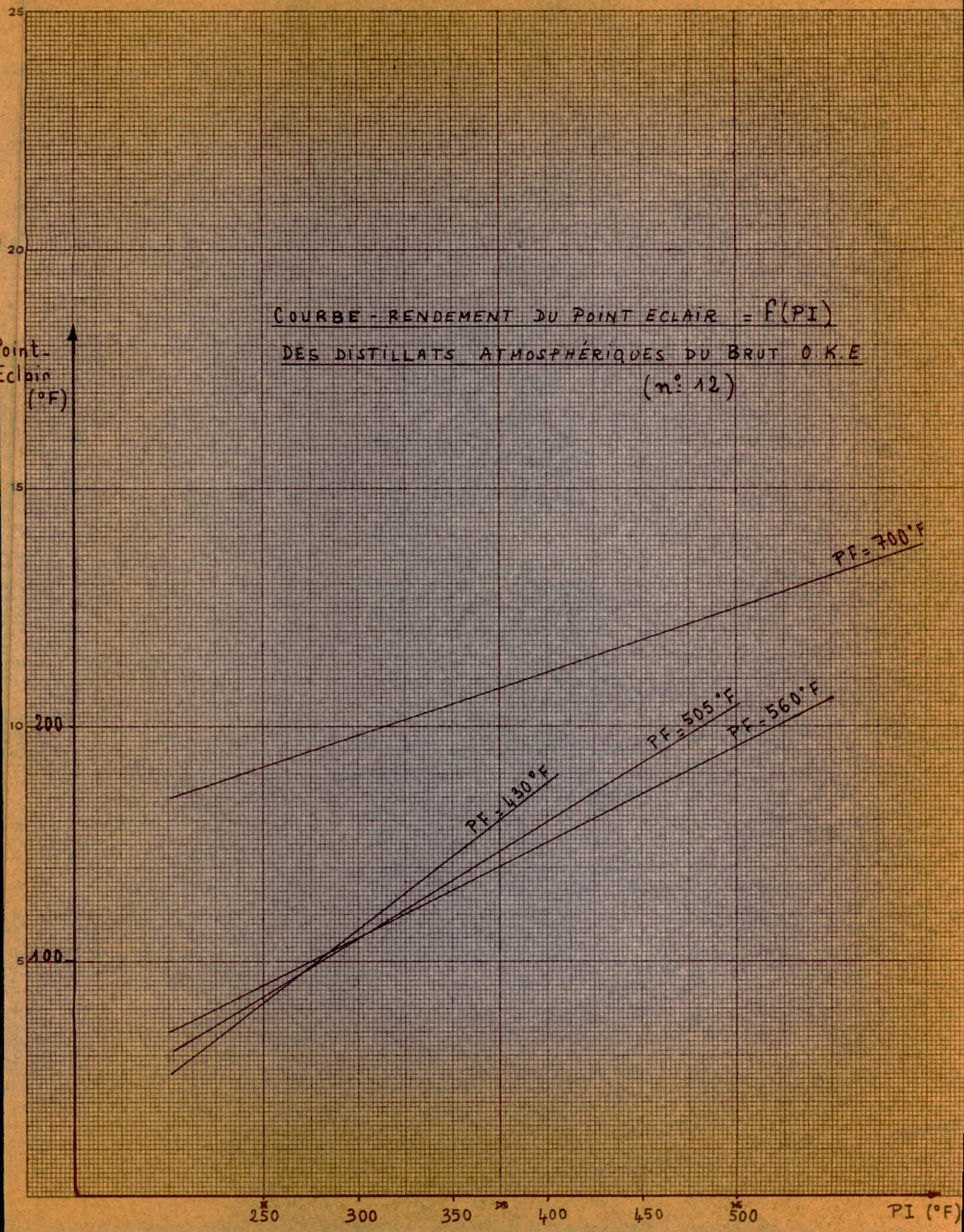


densité

COURBE DENSITÉ = f(RENDEMENT)

DES RÉSIDUS DU BRUT O.K.E (n° 11)





viscosité
(st)

COURBES DE VISCOSITÉ = F(REND.)

DU BRUT O.K.E. à 60°F (15,6°C) ET 100°F (37,8°C)

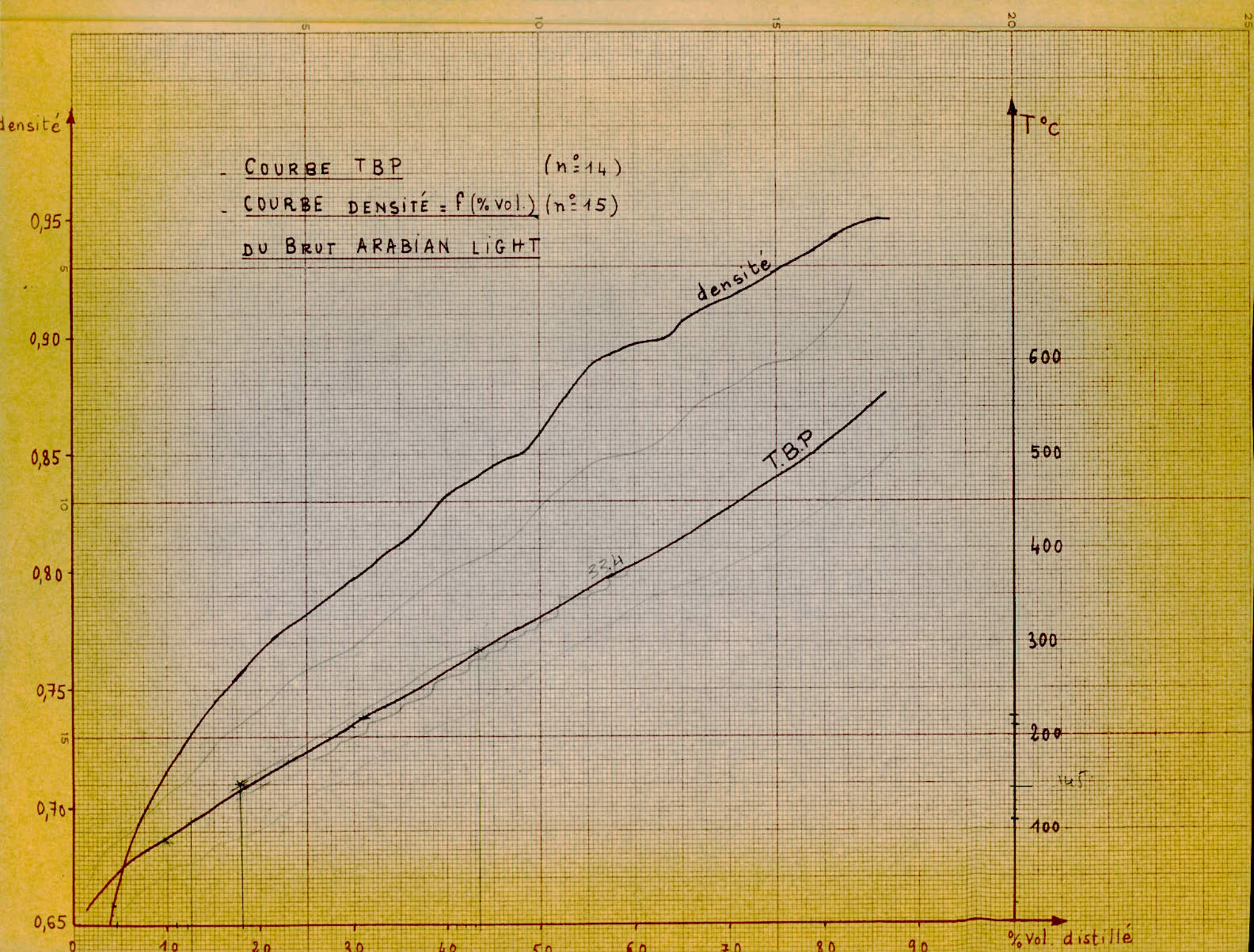
(n° 13)

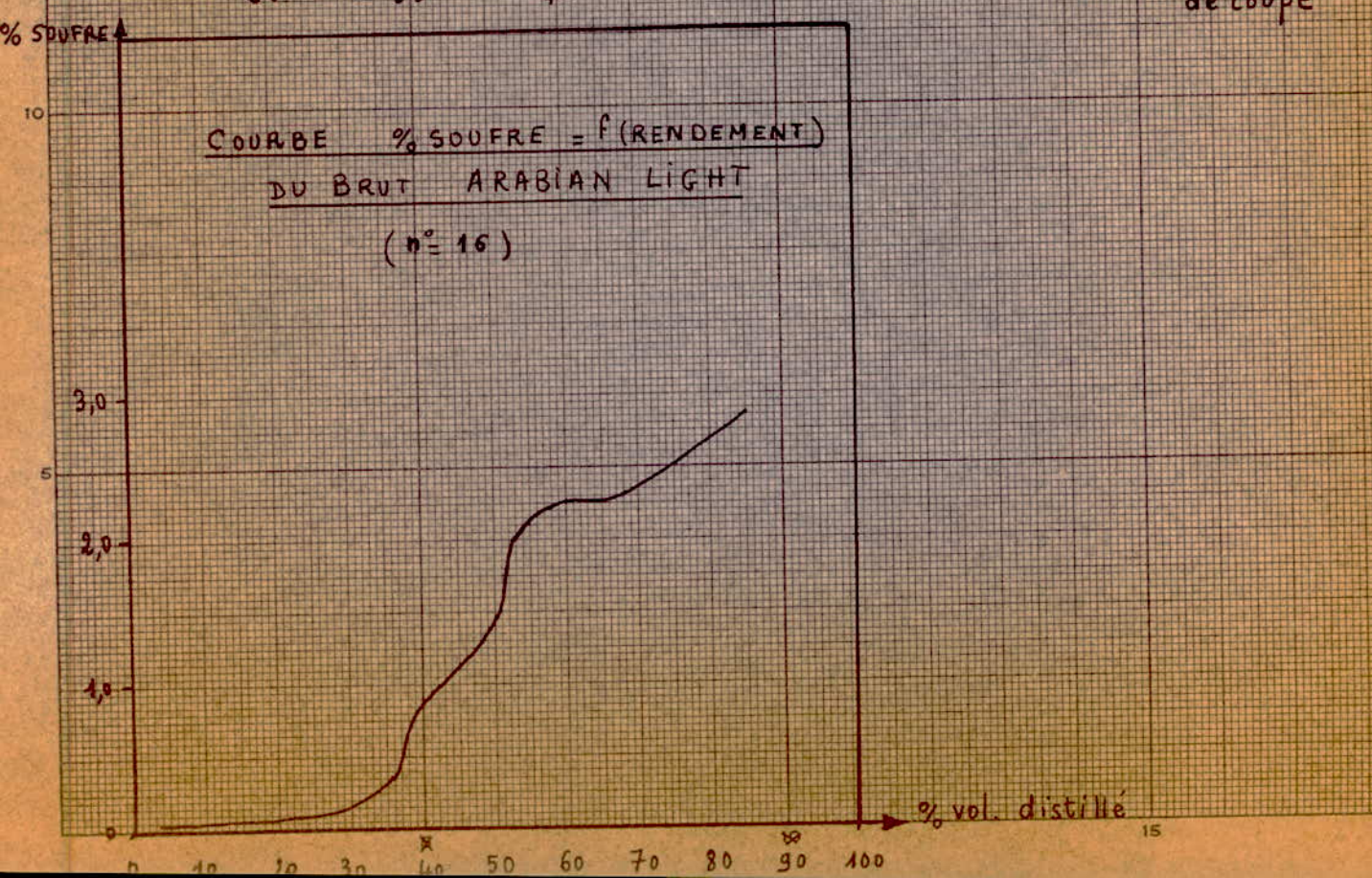
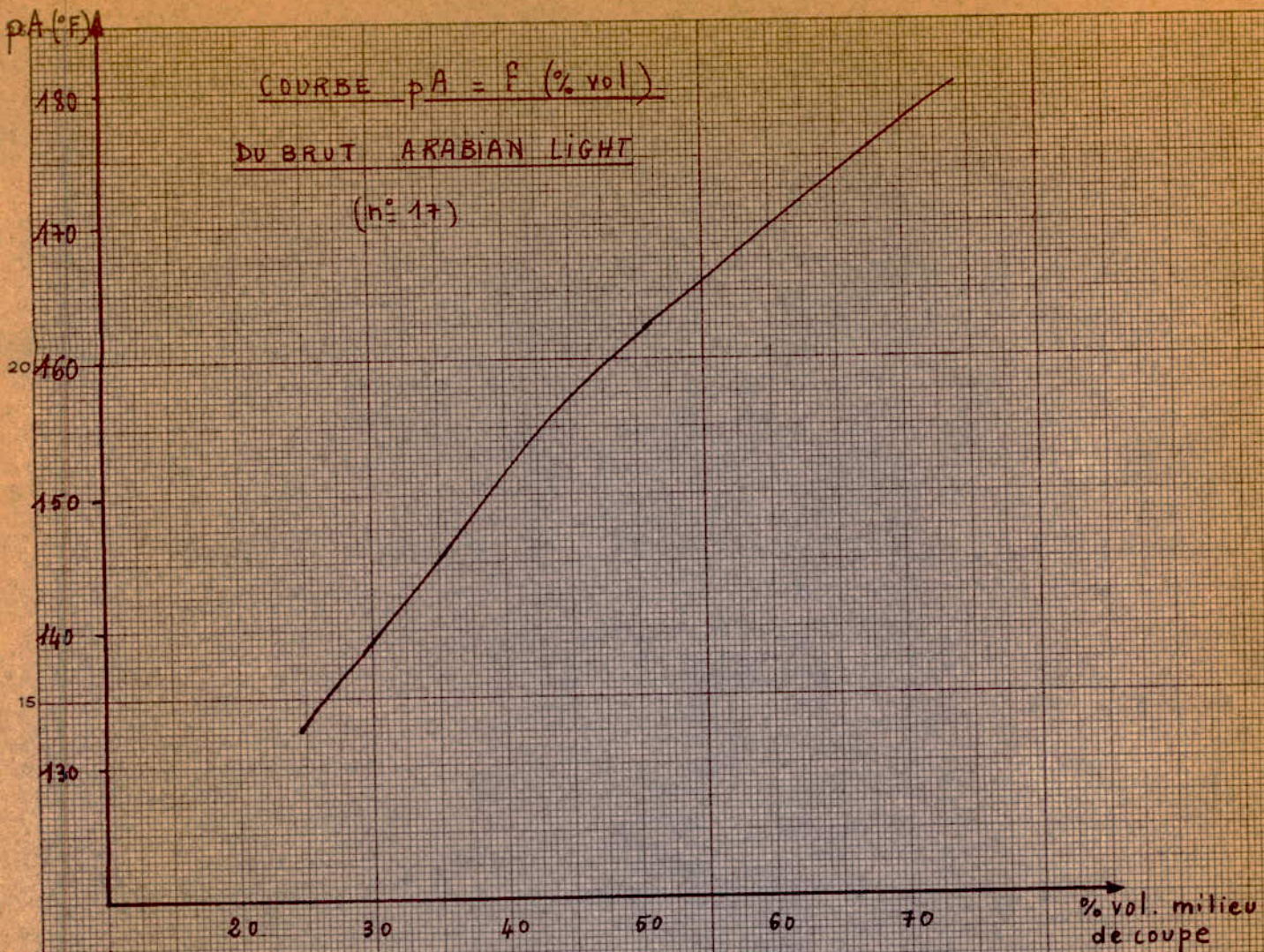
(60°F)

(100°F)

0 10 20 30 40 50 60 70 80 % vol.

20





Description de l'appareil PODBIELNIAK

L'appareil de distillation Podbielniak est composé de l'unité de distillation, du système de vide et d'appareils de contrôle et de mesure. Il existe deux tensions d'alimentation :

- 220 V pour la pompe
- 115 V pour l'appareil

I) UNITE DE DISTILLATION :

Cette unité comprend les éléments suivants :

- le bouilleur avec sa jaquette de chauffage
- la colonne garnie
- le condenseur de tête
- les receveurs.

1) Le bouilleur

C'est un ballon en verre de capacité 5 litres. Il est muni d'un doigt de gant pour prise de température. Il est chauffé par une jaquette alimentée sous une tension de 115 volts. Le ballon repose sur un support métallique dont la hauteur est ajustable par une manivelle.

2) La colonne garnie

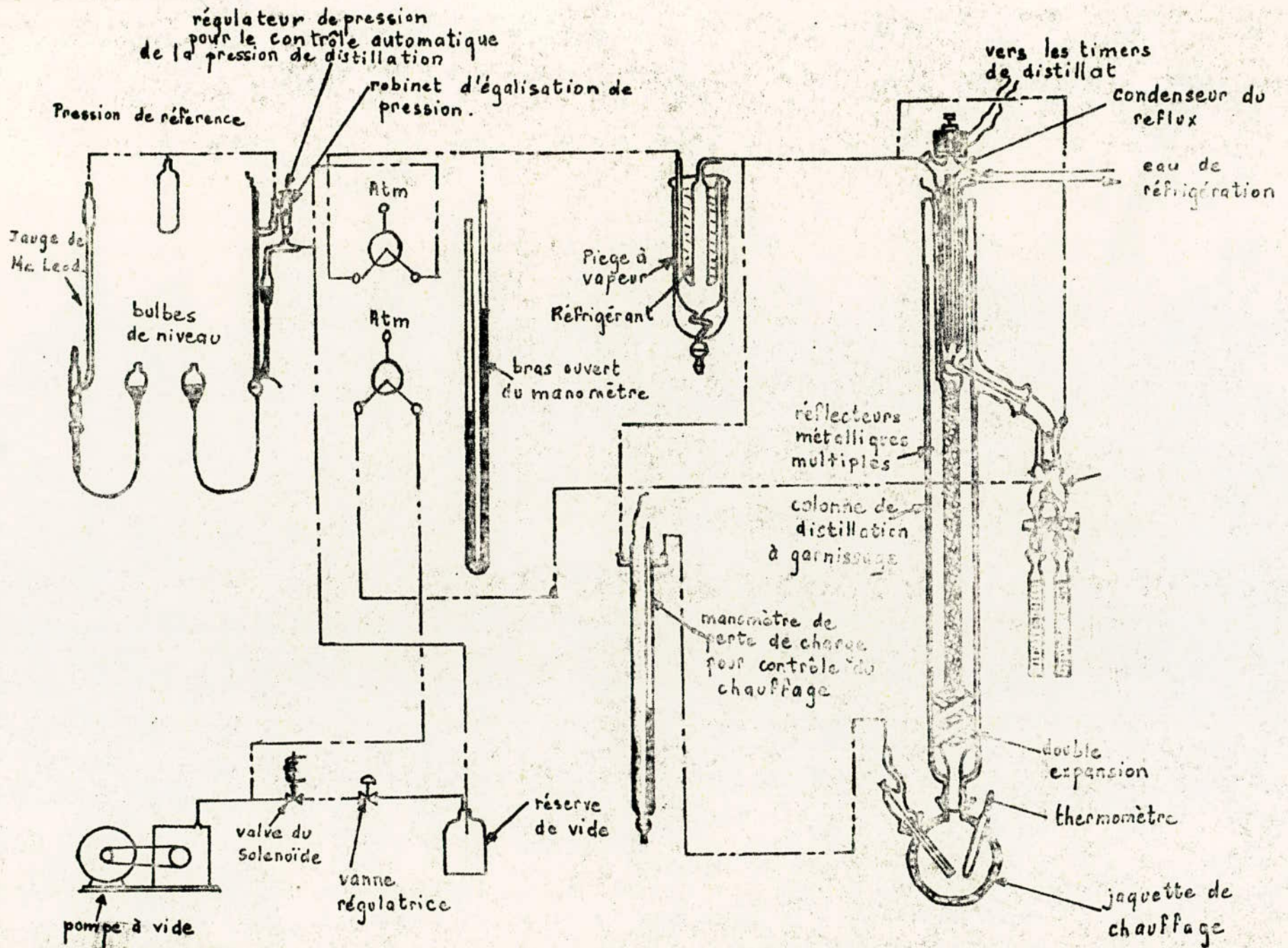
Elle a un diamètre intérieur de 38 mm et une longueur de 914 mm. L'isolation thermique est assurée par une jaquette argentée dans laquelle règne le vide ; le vide réduisant considérablement les pertes calorifiques par conduction et les réflecteurs les pertes calorifiques par rayonnement. Le garnissage est du type Héli Pak.

3) Le condenseur de tête

Il est constitué par un serpentin dans lequel circulent les vapeurs qui sont condensées par l'eau du robinet circulant autour du serpentin. Un thermocouple est placé en tête de colonne et sert à prendre la température des vapeurs à cet endroit.

4) Le piège à vapeur

Il sert à condenser les vapeurs des légers (propanes et butanes) que l'eau n'a pas pu condenser plus bas. Le réfrigérant utilisé est de la carboglace.



SCHEMA DE L'APPAREIL DE DISTILLATION PODBIELNIAK

5) Les receveurs

Il y a deux receveurs de distillat gradués de 0 à 100 ml. Un robinet à double voie permet de changer le receveur.

Pour l'opération à pression réduite, il existe un robinet à trois voies qui permet d'isoler le receveur dont on veut recueillir le distillat sans influencer le vide régnant à l'intérieur de la colonne

II) SYSTEME DE VIDE :

Le système de vide comprend une pompe à vide, une Jauge de Mac Leod et un système de régulation.

1) La pompe à vide

C'est une pompe rotative à double étage de marque Vactor Scientific Précision. Ses caractéristiques sont les suivantes :

- pompe 600 t/mm
- température opératoire 65° C
- moteur : puissance 1/3 CV ; 1725 t/mm ; 240 V ; 50 Hz
- vide garanti 10^{-1} M Hg
- déplacement d'air 75 litres/mm.

L'huile utilisée est une huile spéciale Vactor Pump Oil Vacuum".

2) La jauge de Mac Leod

La jauge de Mac Leod est un appareil simple conçu pour la mesure du vide poussé, fondé sur la loi de Mariotte, son principe est de comprimer dans une chambre un volume connu exempt de vapeur d'eau ou autres vapeurs et de déterminer sa pression absolue par la mesure de la différence de hauteur de deux colonnes de mercure. Pour éviter tout calcul les jauges de Mac Leod sont directement graduées en mm d'Hg. Son seul inconvénient est de donner des mesures discontinues.

3) Le système de régulation du vide

La régulation du vide se fait comme suit :

- on tourne le robinet troué en A pour égaliser la pression dans les deux bras du manomètre différentiel
- on met les robinets à triple voie sur les positions COLUMN-VACUUM et RECEIVERS-VACUUM
- on met en marche la pompe à vide
- on ouvre la vanne à solénoïde PUMP RATE.

Lorsque le vide désiré est obtenu (le vide est mesuré par le manomètre différentiel ou pour une mesure plus précise par la jauge de MacLeod lorsqu'il est inférieur à 100 mm d'Hg), on ferme la valve à solénoïde et on met le système en position "automatic".

- On isole le bras gauche du manomètre différentiel à l'aide du robinet troué en A, on fixe ainsi la pression de référence.

- Lorsque la pression augmente dans la colonne (à cause des fuites) le bras gauche du manomètre fait contact avec la sonde et la valve à solénoïde s'ouvre. Elle se referme lorsque la pression diminue et, par conséquent, le contact mercure - sonde se rompt.

La pression ainsi établie est une valeur moyenne tournant autour d'une valeur absolue déterminée au début par l'ajustement du mercure dans les bras du manomètre.

III) CONTROLE DU CHAUFFAGE :

Le contrôle du chauffage est basé sur la mesure de la perte de charge dans la colonne. Celle-ci est mesurée à l'aide d'un manomètre différentiel à mercure.

En marche "automatic" le voltage est fixé par un autotransformateur de contrôle et un autotransformateur auxiliaire. L'autotransformateur de contrôle est gradué de 0 à 140 V ; l'autotransformateur auxiliaire de 0 à 100 %.

IV) CONTROLE DU TAUX DE REFLUX :

Le taux de reflux est régulé par deux timers électroniques. L'un fixe le temps de reflux et est gradué de 0 à 280 s, l'autre fixe le temps de recette et est gradué de 0 à 35 s.

Le taux de reflux est obtenu en divisant le temps de reflux par le temps de recette.

Pour mettre la colonne à reflux total il suffit de couper les timers.

V) MESURE DE LA TEMPERATURE :

La mesure de la température du bouilleur et en tête de colonne est faite à l'aide de thermocouples Fer-Constantan

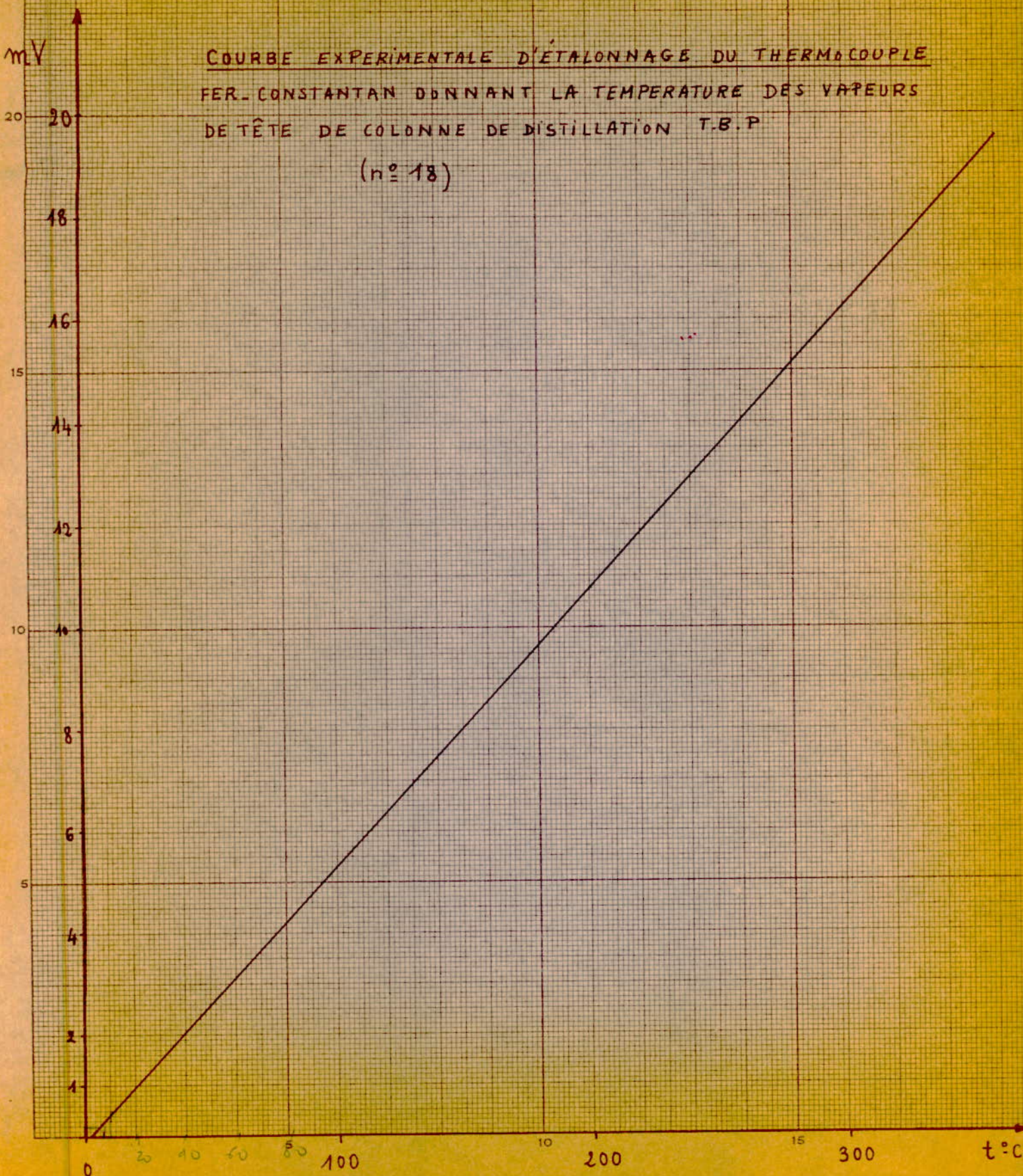
Exemple : en marche automatique :

- autotransformateur de contrôle 100 V
- autotransformateur auxiliaire 80.

Le voltage du chauffage est $100 \times 80 \% = 80 \text{ V}$.

Après avoir calibré le voltage du chauffage en fonction de la perte de charge on ajuste le niveau du mercure dans le manomètre différentiel de telle façon que la dénivellation corresponde à la perte de charge opératoire.

On met le chauffage en position automatique et l'autotransformateur de contrôle suffisamment haut pour maintenir une vitesse des vapeurs (qui est proportionnelle à la perte de charge) légèrement plus grande que celle requise. On met l'autotransformateur auxiliaire à environ 80, ce qui correspond à une réduction de 20 % du voltage du chauffage quand le mercure touche la sonde se trouvant dans le bras gauche du manomètre différentiel.



Note: cette courbe coincide exactement avec la courbe théorique du Fer-Constantan que l'on trouve dans les tables de référence.

FORMULES de la MÉTHODE ndM

n et d mesurés à 20°C		n et d mesurés à 70°C	
	$V = 2,51(n - 1,4750) - (d - 0,8510)$ $W = (d - 0,8510) - 1,11(n - 1,4750)$		$V = 2,42(n - 1,4600) - (d - 0,8280)$ $W = (d - 0,8280) - 1,11(n - 1,4600)$
V > 0	$\% C_A = 430V + 3660/M$ $R_A = 0,44 + 0,055 MV$	V > 0	$\% C_A = 410V + 3660/M$ $R_A = 0,41 + 0,055 MV$
V < 0	$\% C_A = 670V + 3660/M$ $R_A = 0,44 + 0,080 MV$	V < 0	$\% C_A = 720V + 3660/M$ $R_A = 0,41 + 0,080 MV$
W > 0	$\% C_R = 920W - 3S + 10000/M$ $R_T = 1,33 + 0,146M(W - 0,005S)$	W > 0	$\% C_R = 775W - 3S + 11500/M$ $R_T = 1,55 + 0,146M(W - 0,005S)$
W < 0	$\% C_R = 1440W - 3S + 10600/M$ $R_T = 1,33 + 0,180M(W - 0,005S)$	W < 0	$\% C_R = 1440W - 3S + 12100/M$ $R_T = 1,55 + 0,180M(W - 0,005S)$
$\% C_N = \% C_R - \% C_A$ $\% C_P = 100 - \% C_R$		$R_N = R_T - R_A$	

Tableau n°3

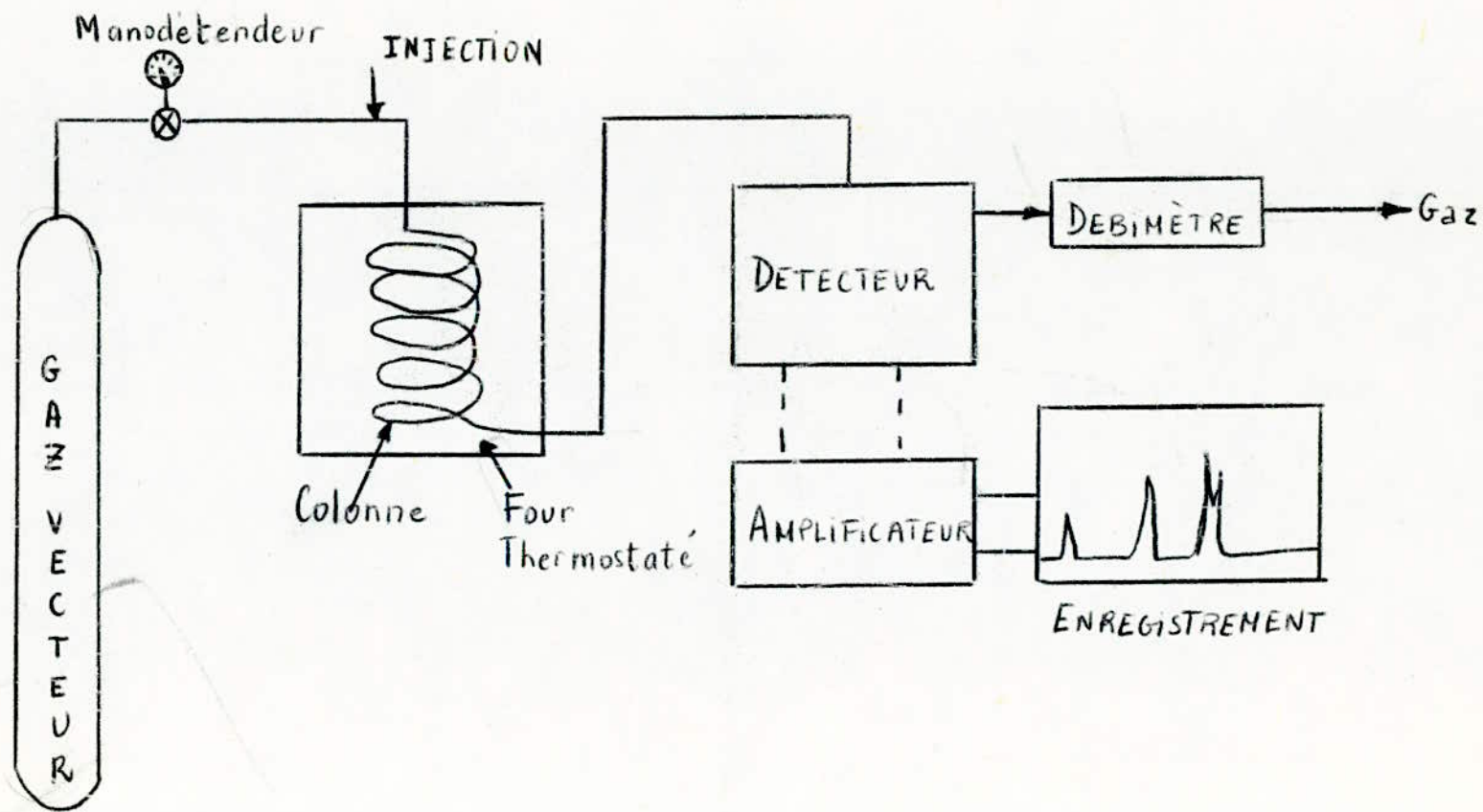
Description sommaire de l'appareil de chromatographie en phase vapeur

Cet appareil se compose comme l'indique le schéma

- d'une réserve de gaz porteur
- d'une chambre d'injection
- d'une colonne placée dans un four thermostaté
- d'un détecteur
- d'un enregistreur

Les conditions opératoires varient selon

- le type de colonne utilisé
- la pression d'entrée du gaz vecteur et son débit à la sortie
- les températures de la colonne de l'injecteur et du détecteur



- SCHEMA DE PRINCIPE DU CHROMATOGRAPHE -

BIBLIOGRAPHIE

- 3) P. WUITHIER : Projet de mise en oeuvre de pétrole brut
P. 11. 12. 13. 21. 22. 23. 25. 26. 27. 28.
- 2) P. WUITHIER : Raffinage et génie chimique Tome I edit. Technip
P. 30. 32. 53. 56. 70. 72. 112. 116.
- 3) J. MAXWELL : Data Book on Hydrocarbons P. 24 et 42
Edit. Van Nostran
- 4) Abaques de mise en oeuvre du Pétrole Brut
Ref. cat ; crack cat ; fluid coking.
- 5) F.C. THYRION Méthodes instrumentales d'analyse chimique
ENP Alger 1973
P. 22. 24. 25. 26
- 6) Projet de fin d'études de Melle MESBOUA dirigé par S.E. CHITOUR
Contribution à l'étude analytique d'une coupe naphta issue
d'un brut algérien ENP génie chimique juin 78
P. 13. 14.
- 7) Projet de fin d'études de A. BENSAFI dirigé par S.E. CHITOUR
Contribution à la détermination de coupes pétrolières pouvant
servir de base à l'élaboration d'un détergent ENP Génie chimique
"strie" Juin 77.
P. 12. 13. 15 Annexe P. 1. 2. 4.
- 8) Extraits d'un document de l'ENSPM. Formation industrie sur
l'analyse du pétrole brut consulté à la raffinerie d'Alger
durant un stage en juillet 1978.
- 9) PHYSICAL CONSTANTS OF HYDROCARBONS C_1 to C_{10}
Prépared by ASTM commitee D2 on Pétroleum Products and lubricants
and API Research Project 44 on Hydrocarbons and related compounds
- ASTM.

