

وزارة التعليم والبحث العلمي
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

الدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

CONTRIBUTION A L'EVALUATION
TECHNICO-ECONOMIQUE
D'UN COMPLEXE DE RAFFINAGE

Proposé par :

Mr S. E. CHITOUR
Professeur

4 PLANCHES

Etudié par :

Mlle R. CHEMINI

Dirigé par :

Mr S. E. CHITOUR
Professeur

PROMOTION : 1988 JUIN

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

1^{ère} PARTIE

الموضوع : التقدير التقني والاقتصادي لمركب تكرير البترول
الملخص : تقدير تقني واقتصادي لمركب تكرير البترول
درس من خلال مثل واقعي الا وهو مركب التصفية للبترول
بسكيكدة. انطلاقا من معطيات تقنية واقتصادية وضعنا
استقرامات جديدة فيما يخص التسميم، المواد الأولية
والأجهزة، وانظر الى كيفية ادارة الاستجابات.

Sujet : Contribution à l'évaluation technico-économique
d'un complexe de raffinage.

Résumé: Une évaluation technico économique d'un complexe
de raffinage est faite, l'exemple pris est celui de la
raffinerie de Skikda, à partir des données techniques
et économiques disponibles, de nouvelles contraintes ont
été introduites au plan des procédés, de l'actualisation
des matières premières et équipements, ainsi que sur le
modèle prévisible de consommation. "

Subject: Contribution technico-economic for a complex of
refining.

Abstract: This subject has for object to do a technico-economic
refining's evaluation. Then for this we take like
example a SKIKDA'S refinery.
Knowing some techniques and economic data, we introduce
a new constraints in process plan, new materials
and equipments, also about the prevision of consumption
model.

DEDICACES

A mes Chers Parents.

A mes Frères et Soeurs.

A Tous mes Amis.

MEMBRES DE JURY

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

Présidente : Mme .A. MEFTI : Chargé de Cours à l'ENP
Examineurs : Melle .N. YAICI : Maître Assistante à l'ENP
: Mme .F. ABBAS-TURKI : Maître Assistante à l'ENP
: Mr .S.E. CHITOUR : Professeur à l'ENP
INVITE : Mr .M. KHALFOUN : Maître Assistant à l'ENP

REMERCIEMENTS

Ce présent travail a été réalisé au Département de Génie-Chimique E.N.P sous la direction de :

Monsieur S.E CHITOUR, Professeur à l'ENP

Qu'il trouve ici, l'expression de mon profond respect, pour son aide et ses conseils.

J'exprime mes remerciements à :

Madame MEFTI, Chargé de Cours à l'ENP

Pour l'honneur qu'elle me fait de présider mon Jury.

Mes remerciements vont également à :

Melle YAICI, Maître Assistante à l'ENP

Mme ABBAS-TURKI, Maître Assistante à l'ENP

Mr KHALFOUN, Maître Assistant à l'ENP

Pour avoir accepter de faire partie de mon Jury.

Je remercie tous ceux qui ont contribué de loin ou de près à la réalisation de ce travail.

L'objet de ce projet est d'essayer d'établir un calcul technico-économique qui permettra de faire une évaluation d'un complexe de raffinage pour cela nous avons posé le problème comme suit :

La référence sera la raffinerie de Skikda conçue pour permettre la production de carburants et aromatiques.

Elle est projetée pour traiter deux pétroles bruts :

-Brut Hassi Messaoud qui arrive à la raffinerie au moyen d'un pipe line de 700Km de longueur provenant des champs de production.

-Brut mélange d'Arzew arrivant à la raffinerie par mer au moyen de bateaux citernes.

Pour ces deux bruts nous avons une capacité maximale de traitement de 15 Millions de Tonnes par an.

A partir de ces informations nous avons posé une nouvelle contrainte "mélange de brut" pour lequel nous aurons à déterminer les propriétés moyennes.

Le travail sera divisé en deux parties.

-1^{ère} partie : Evaluation Technique

- Description des unités de fabrication et bilan matière
- Etude de la distillation du brut mélangé ainsi que le calcul des dimensions de la colonne.
- Calcul du train d'échange avec récupération de chaleur avec exemple de dimensionnement de quelques équipements.

-2^{ème} partie : Evaluation Economique

- Une étude du marché nous permettra d'évaluer la demande en produits finis pour les années d'avenir.
- Un calcul économique sommaire nous guidera pour déterminer les paramètres nécessaires pour évaluer la rentabilité du projet.

EVALUATION TECHNIQUE
#####

LES PROPRIETES DES BRUTS

Caractéristiques	Brut Hassi Messacoud	Brut mélange d'Arzew	Brut mélangé
densité à 15°C	0,8025	0,8057	0,8041
densité °API	44,7	44,1	44,47
viscosité cinématique, Cst à			
-10°C	5,54	10,65	
5°C	4,59	8,494	
0°C	4,112	6,427	
20°C	2,759	3,325	
37,8°C	1,989	2,035	
point d'écoulement	-51	-32	
point éclair, Abel °C	20	20	20
tension de vapeur Reid à	10,4	8,9	
37,8°C, psi			
Eau par distillation, %vol	traces	traces	traces
Eau et sédiments (centrifugation), %vol	traces	traces	traces
Soufre total, %poids	0,13	0,10	
Hydrogène sulfuré, mg/Kg	0,00	0,00	0,00
teneur en cendre, %poids	0,005	0,03	0,03
salinité soluble totale, %pds	0,0074	0,005	
Sel NaCl, %poids	0,001	60	
Asphaltènes, %poids	0,06	3,29	
Paraffines, %poids	2,4	0,002	
Carbone résiduel, Conradson %poids	0,83	0,05	
pouvoir calorifique inf, Kcal/Kg	11,036	11,032	
facteur de caractérisation	12,00	12,10	12,00
%Volume	50,00	50,00	100,00
%Poids	49,90	50,10	100,00

DISTILLATION TBP BRUT HASSI MESSAOU

Fraction	Température °C, 760mmHg	%Pds	%Pds cumulés	d_{4}^{15}	%Vol	%Vol cumulés
Condensat	15	3,79	3,79	0,5591	5,09	5,09
1	15-65	5,69	9,48	0,6470	7,04	12,13
2	65-80	3,32	12,80	0,7012	3,79	15,92
3	80-85	0,44	13,24	0,7288	0,48	16,40
4	85-90	0,69	13,93	0,7219	0,77	17,17
5	90-95	1,36	15,29	0,7130	1,53	18,70
6	95-100	2,14	17,43	0,7081	2,42	21,12
7	100-105	1,65	19,08	0,7416	1,78	22,90
8	105-110	0,61	19,69	0,7495	0,65	23,55
9	110-115	0,63	20,32	0,7426	0,68	24,23
10	115-120	1,27	21,59	0,7328	1,39	25,62
11	120-125	1,74	23,33	0,7328	1,90	27,52
12	125-130	1,42	24,75	0,7426	1,53	29,05
13	130-135	1,10	25,85	0,7633	1,15	30,20
14	135-140	1,27	27,12	0,7721	1,32	31,52
15	140-145	1,21	28,33	0,7594	1,28	32,80
16	145-150	1,32	29,65	0,7564	1,20	34,20
17	150-160	2,43	32,08	0,7662	2,54	36,74
18	160-170	2,64	34,72	0,7849	2,69	39,43
19	170-180	2,86	37,58	0,7830	2,92	42,35
20	180-190	1,95	39,53	0,7917	1,97	44,32
21	190-200	2,69	42,22	0,7957	2,71	47,03
22	200-210	2,05	44,27	0,8110	2,02	49,05
23	210-220	2,44	46,71	0,8016	2,44	51,49
24	220-225	0,95	47,66	0,8095	0,94	52,43
25	225-230	0,90	48,56	0,8209	0,88	53,31
26	230-235	1,35	49,91	0,8197	1,32	54,63
27	235-240	0,96	50,87	0,8123	0,95	55,58
28	240-250	1,92	52,79	0,8227	1,87	57,45
29	250-260	2,53	55,32	0,8341	2,43	59,88
30	260-270	1,98	57,30	0,8351	1,90	61,78
31	270-280	0,77	58,07	0,8480	0,73	62,51

32	280-290	1,37	59,44	0,8499	1,29	63,80
33	290-300	1,38	60,82	0,8455	1,31	65,11
34	300-310	1,64	62,46	0,8450	1,55	66,66
35	310-320	1,81	64,27	0,8470	1,71	68,37
36	320-330	1,85	66,12	0,8513	1,71	70,08
37	330-340	1,88	68,00	0,8569	1,72	71,80
38	340-350	1,80	69,80	0,8658	1,62	73,42
39	350-360	1,85	71,65	0,8731	1,68	75,10
40	-	1,59	73,24	0,8760	1,45	76,55
41	-	1,85	75,09	0,8792	1,69	78,24
42	-	1,87	76,96	0,8832	1,70	79,94
43	-	1,85	78,81	0,8876	1,68	81,62
44	-	1,88	80,69	0,8920	1,70	83,32
45	-	1,85	82,54	0,8948	1,66	84,98
46	-	1,87	84,41	0,8987	1,68	86,66
47	-	1,86	86,27	0,9051	1,66	88,32
48	-	1,92	88,19	0,9116	1,69	90,01
49	-	1,90	90,09	0,9170	1,67	91,68
50	-	1,94	92,03	0,9329	1,67	93,35
51	-	1,97	94,00	0,9343	1,70	95,05
Résidu	-	6,00	100,00	0,9755	4,95	100,00

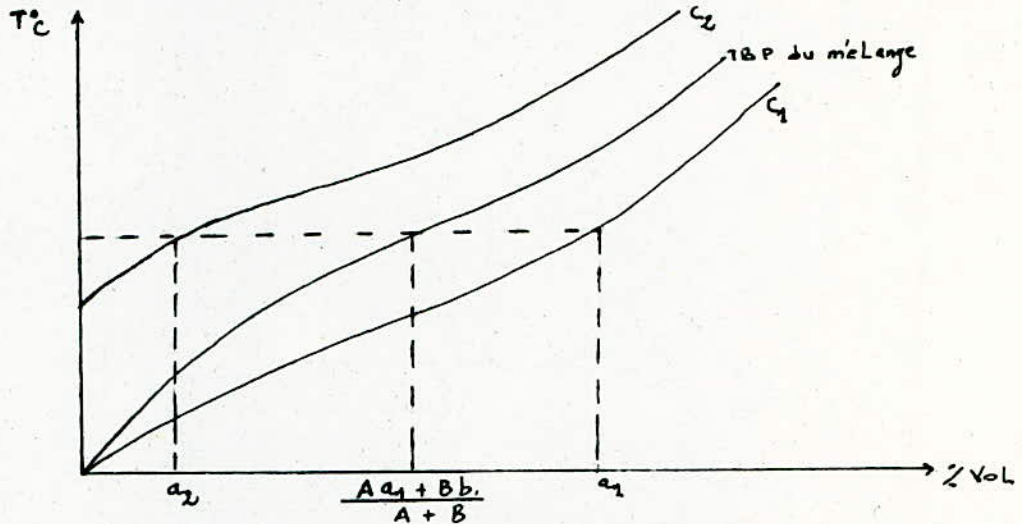
DISTILLATION TBP BRUT MELANGE D'ARZEW

Fraction	Température °C, 760mmHg	%Pds cumulés	%Pds cumulés	d_{4}^{15}	%Vol	%Vol cumulés
Condensat	15	2,20	2,20	0,5588	2,99	2,99
1	15-65	4,99	7,19	0,6453	6,23	9,22
2	65-80	2,90	10,09	0,6983	3,35	12,57
3	80-85	0,40	10,46	0,7217	0,45	13,02
4	85-90	0,60	11,09	0,7179	0,67	13,69
5	90-95	1,22	12,31	0,7131	1,38	15,07
6	95-100	2,12	14,43	0,7196	2,37	17,44
7	100-105	1,18	15,61	0,7369	1,29	18,73
8	105-110	0,61	16,22	0,7438	0,66	19,39
9	110-115	0,67	16,89	0,7379	0,73	20,12
10	115-120	1,18	18,07	0,7325	1,30	21,42
11	120-125	1,52	19,59	0,7335	1,67	23,09
12	125-130	1,26	20,85	0,7428	1,37	24,46
13	130-135	0,98	21,83	0,7580	1,04	25,50
14	135-140	1,16	22,99	0,7614	1,23	26,73
15	140-145	1,25	24,24	0,7590	1,33	28,06
16	145-150	1,15	25,39	0,7562	1,23	29,29
17	150-160	2,23	27,62	0,7654	2,35	31,64
18	160-170	2,46	30,08	0,7777	2,55	34,19
19	170-180	2,57	32,65	0,7773	2,66	36,85
20	180-190	1,89	34,54	0,7899	1,93	38,78
21	190-200	2,22	36,76	0,7889	2,27	41,05
22	200-210	2,08	38,84	0,7992	2,10	43,15
23	210-220	2,11	40,95	0,7967	2,13	45,28
24	220-225	1,36	42,31	0,7967	1,38	46,66
25	225-230	0,99	43,30	0,8090	0,99	47,65
26	230-235	0,11	44,41	0,8090	1,11	48,76
27	235-240	1,36	45,77	0,8095	1,35	50,11
28	240-250	2,05	47,82	0,8141	2,03	52,14
29	250-260	1,65	49,47	0,8318	1,60	53,74
30	260-270	1,63	51,10	0,8224	1,60	55,34
31	270-280	1,52	52,62	0,8258	1,48	56,82

32	280-290	2,34	54,96	0,8313	2,27	59,09
33	290-300	2,22	57,18	0,8337	2,15	61,24
34	300-310	2,16	59,34	0,8352	2,08	63,32
35	310-320	2,06	61,40	0,8397	1,98	65,30
36	320-330	2,09	63,49	0,8446	1,99	67,29
37	330-340	1,72	65,21	0,8506	1,63	68,92
38	340-350	2,06	67,27	0,8564	1,92	70,84
39	350-360	2,03	69,30	0,8635	1,89	72,73
40	-	1,41	70,71	0,8699	1,30	74,03
41	-	1,41	72,12	0,8718	1,30	75,33
42	-	1,41	73,53	0,8728	1,30	76,63
43	-	1,41	74,94	0,8758	1,30	77,93
44	-	1,41	76,35	0,8768	1,30	79,23
45	-	1,42	77,77	0,8792	1,30	80,53
46	-	1,42	79,19	0,8821	1,30	81,83
47	-	1,42	80,61	0,8870	1,29	83,12
48	-	1,43	82,04	0,8889	1,30	84,42
49	-	1,43	83,47	0,8948	1,29	85,71
50	-	1,44	84,91	0,8958	1,29	87,00
51	-	1,44	86,35	0,8997	1,29	88,29
52	-	1,45	87,80	0,9046	1,29	89,58
53	-	1,45	89,25	0,9046	1,29	90,87
54	-	1,46	90,71	0,9147	1,29	92,16
Résidu	-	9,29	100,00	0,9543	7,84	100,00

Propriété d'additivité des courbes TBP

Si nous connaissons les courbes TBP repérées C_1 et C_2 de deux bruts, il est possible de connaître la courbe TBP d'un mélange quelconque de ces deux fractions



Soit un mélange contenant un volume A d'un brut₁ et un volume B d'un brut₂, pour chaque brut à la température t_1 , on aurait recueilli $a\%$ et $b\%$ d'hydrocarbures.

Si maintenant, nous distillons le mélange ci-dessus de ces deux fractions, à la température t_1 , nous aurons recueilli les mêmes hydrocarbures que précédemment et dans les quantités suivantes;

$$Aa\% + Bb\%$$

c'est à dire que le %distillé à t_1 pour le mélange sera

$$100 \frac{Aa\% + Bb\%}{A + B}$$

On peut ainsi déterminer tous les points de la TBP du mélange.

TBP1 : BRUT HASSI MESSAOUD
TBP2 : BRUT MELANGE DIARZEW
TBP3 : BRUT MELANGE

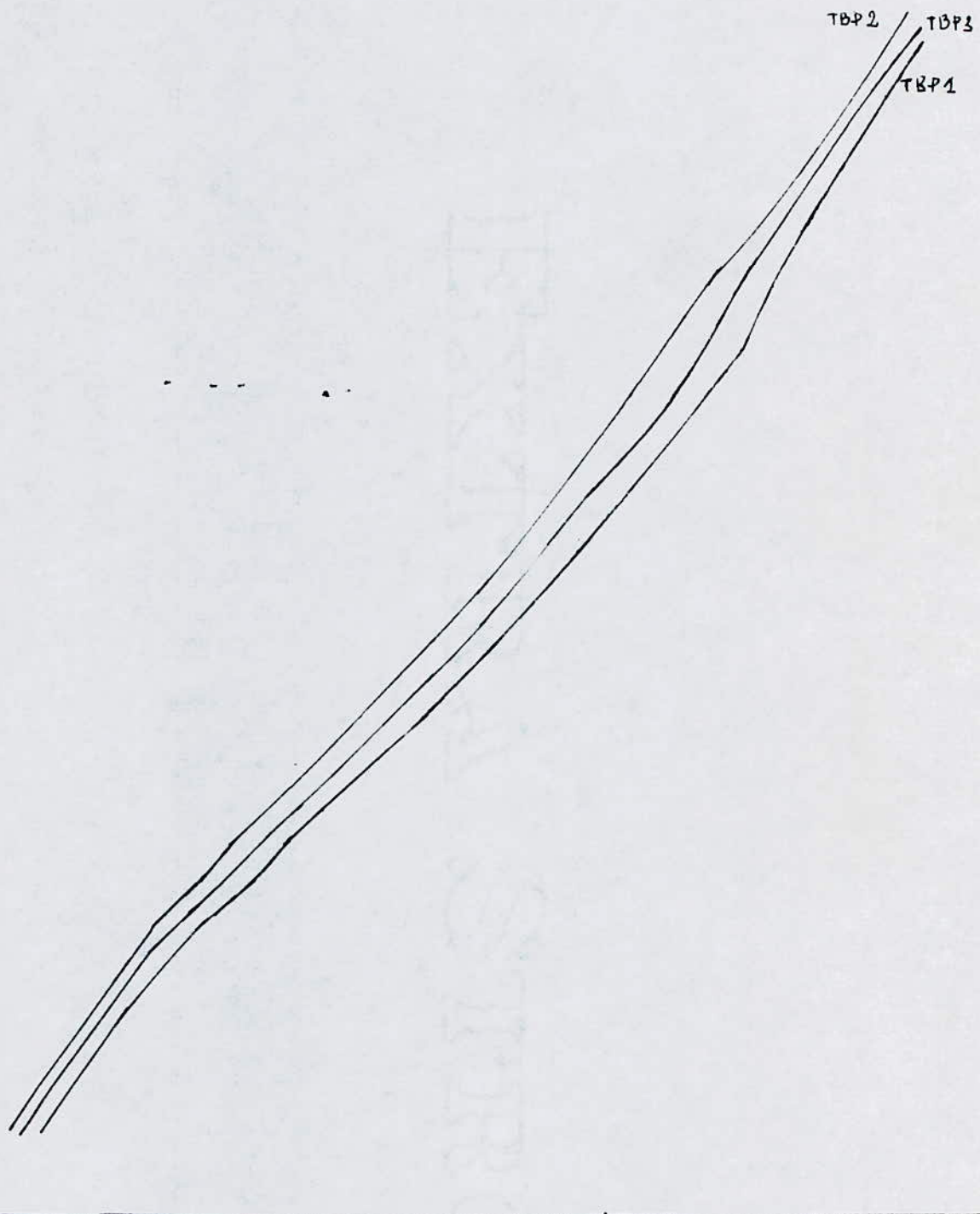
TEMPERATURE °C
8

200

0

50

% Vol



DISTILLATION TBP BRUT MELANGE

Fraction	Température °C, 760mmHg	%Pds	%Pds cumulés	d_{4}^{15}	%Vol	%Vol cumulés
Condensat	15	2,99	2,99	0,5590	4,04	4,04
1	15-65	5,34	8,33	0,6462	6,64	10,68
2	65-80	3,12	11,45	0,6998	3,57	14,25
3	80-85	0,42	11,87	0,7254	0,46	14,71
4	85-90	0,64	12,51	0,7200	0,72	15,43
5	90-95	1,29	13,80	0,7130	1,45	16,88
6	95-100	2,13	15,93	0,7138	2,39	19,27
7	100-105	1,41	17,34	0,7396	1,54	20,81
8	105-110	0,61	17,95	0,7466	0,66	21,47
9	110-115	0,65	18,60	0,7402	0,70	22,17
10	115-120	1,22	19,82	0,7326	1,35	23,52
11	120-125	1,63	21,45	0,7331	1,78	25,30
12	125-130	1,34	22,79	0,7427	1,45	26,75
13	130-135	1,03	23,82	0,7608	1,09	27,85
14	135-140	1,22	25,04	0,7669	1,27	29,12
15	140-145	1,23	26,27	0,7592	1,31	30,43
16	145-150	1,24	27,51	0,7563	1,32	31,75
17	150-160	2,33	29,84	0,7658	2,44	34,19
18	160-170	2,55	32,39	0,7814	2,62	36,81
19	170-180	2,72	35,11	0,7803	2,79	39,60
20	180-190	1,91	37,02	0,7908	1,95	41,55
21	190-200	2,46	39,48	0,7926	2,49	44,05
22	200-210	2,06	41,54	0,8050	2,06	46,11
23	210-220	2,27	43,81	0,7993	2,29	48,40
24	220-225	1,16	44,97	0,8019	1,16	49,56
25	225-230	0,95	45,92	0,8146	0,93	50,49
26	230-235	1,23	47,15	0,8156	1,21	51,70
27	235-240	1,16	48,31	0,8107	1,15	52,85
28	240-250	1,99	50,30	0,8182	1,94	54,79
29	250-260	2,09	52,39	0,8332	2,02	56,81
30	260-270	1,80	54,19	0,8293	1,75	58,56
31	270-280	1,14	55,33	0,8331	1,11	59,67

32	280-290	1,86	57,19	0,8380	1,78	61,45
33	290-300	1,80	58,99	0,8382	1,73	63,18
34	300-310	1,90	60,89	0,8394	1,81	64,99
35	310-320	1,94	62,83	0,8431	1,84	66,83
36	320-330	2,00	64,83	0,8477	1,85	68,68
37	330-340	1,80	66,63	0,8538	1,67	70,35
38	340-350	1,90	68,53	0,8607	1,77	72,12
39	350-360	1,94	70,47	0,8680	1,79	73,91

ANALYSE CHROMATOGRAPHIQUE EN LEGERS

Produits	Brut Hassi Messaoud		Brut Mélange d'Arzew		Brut Mélangé	
	%Pds	%Vol	%Pds	%Vol	%Pds	%Vol
Ethane	0,05	0,08	0,07	0,14	0,05	0,11
Propane	0,86	1,21	0,34	0,48	0,60	0,85
Iso-Butane	0,39	0,53	0,28	0,38	0,34	0,45
N-Butane	2,49	3,27	1,51	1,99	2,00	2,63
Iso-Pentane	1,33	1,69	1,14	1,46	1,24	1,58
N-Pentane	2,53	3,19	2,09	2,65	2,31	2,92
Total	7,65	9,97	5,43	7,10	6,54	8,54

BILAN DES DISTILLATION DES COUPES LARGES
BRUT HASSI MESSAOUD

Coupes °C	d ₄ ¹⁵	%pds	Position sur brut	%vol	Position sur brut
Condensat	0,5591	3,79	0-3,79	5,09	0-4,04
Essences					
C ₅ -65	0,6470	5,69	3,79-9,48	7,04	5,09-12,13
C ₅ -80	0,6683	9,01	3,79-12,80	10,81	5,09-15,91
C ₅ -100	0,6843	13,64	3,79-17,43	16,03	5,09-21,12
C ₅ -160	0,7197	28,29	3,79-32,08	31,65	5,09-36,74
C ₅ -180	0,7290	33,79	3,79-37,58	37,26	5,09-42,35
Naphtas					
65 -150	0,7324	20,17	9,48-29,65	22,07	12,13-34,20
80 -160	0,7437	19,28	12,80-32,08	20,82	15,92-36,74
100 -180	0,7599	20,15	17,43-37,58	21,23	21,12-42,35
150 -200	0,7839	12,57	29,65-42,22	12,83	34,20-47,03
Kérosène					
150 -235	0,7898	20,26	29,65-49,91	20,43	34,20-54,63
160 -250	0,8016	20,71	32,08-52,79	20,71	36,74-57,45
180 -250	0,8071	15,21	37,58-52,79	15,10	42,35-57,45
GasOils					
180 -320	0,8209	26,69	37,58-64,27	26,02	42,35-68,37
250 -320	0,8413	11,48	52,79-64,27	10,92	57,45-68,37
250 -360	0,8496	18,86	52,79-71,65	17,65	57,45-75,10
160 -360	0,8234	39,57	32,08-71,65	38,36	36,74-75,10
160 -375	0,8357	42,27	32,08-74,35	40,86	36,74-77,60
200 -360	0,8362	29,43	42,22-71,65	28,07	47,03-75,10
180 -375	0,8380	36,77	37,58-71,35	35,25	42,35-77,60
Distillats					
Lourds					
360 -400	0,8868	7,47	71,65-79,12	6,85	75,10-81,95
400 -450	0,8997	5,90	79,12-85,02	5,25	81,95-87,20
450 -500	0,9135	3,95	85,02-88,97	3,45	87,20-90,65

500 -525	0,9260	1,65	88,97-90,62	1,55	90,65-92,20
Résidu					
320	0,9043	35,73	64,27-100	31,63	68,37-100
360	0,9150	28,35	71,65-100	24,90	75,10-100
375	0,9225	25,65	74,35-100	22,40	77,60-100
400	0,9324	20,88	79,12-100	18,05	81,95-100
450	0,9442	14,98	85,02-100	12,80	87,20-100
500	0,9564	11,03	88,97-100	9,35	90,65-100
525	0,9650	9,38	90,62-100	7,80	92,20-100

BILAN DES DISTILLATIONS DES COUPES LARGES

BRUT MELANGE D'ARZEW

Coupes °C	d ₄ ¹⁵	%pds	Position sur brut	%Vol	Position sur brut
Condensat	0,5588	2,20	0-2,20	2,99	0-2,99
Essences					
C ₅ -65	0,6453	4,99	2,20-7,19	6,23	2,99-9,22
C ₅ -80	0,6638	7,89	2,20-10,09	9,58	2,99-12,57
C ₅ -100	0,6805	12,23	2,20-14,43	14,45	2,99-17,44
C ₅ -180	0,7269	30,45	2,20-32,65	33,86	2,99-36,85
C ₅ -160	0,7162	25,42	2,20-27,62	28,65	2,99-31,64
C ₅ -225	0,7428	40,11	2,20-42,31	43,67	2,99-46,66
Naphtas					
65 -150	0,7310	18,20	7,19-25,39	20,07	9,22-29,29
80 -160	0,7414	17,53	10,09-27,62	19,07	12,57-31,64
100 -180	0,7567	18,22	14,43-32,65	19,41	17,44-36,85
150 -200	0,7763	11,37	25,39-36,76	11,76	29,29-41,05
Kérosène					
150 -235	0,7880	19,02	25,39-44,41	19,47	29,29-48,76
160 -250	0,7949	20,20	27,62-47,82	20,50	31,64-52,14
GasOils					
180 -320	0,8146	28,75	32,65-61,40	28,45	36,85-65,30
250 -320	0,8324	13,58	47,82-61,40	13,16	52,14-65,30
250 -360	0,8385	21,48	47,82-69,30	20,59	52,14-72,73
160 -360	0,8156	41,68	27,62-69,30	41,09	31,64-72,73
160 -375	0,8196	44,23	27,62-71,85	43,46	31,64-75,10
200 -360	0,8361	32,54	36,76-69,30	31,68	41,05-72,73
180 -375	0,8256	39,20	32,65-71,85	38,25	36,85-75,10
Distillats					
Lourds					
360 -400	0,8710	6,19	69,30-75,49	5,73	72,73-78,46
400 -450	0,8820	6,15	75,49-81,64	5,63	78,46-84,09
450 -500	0,8970	4,90	81,64-86,54	4,49	84,09-88,50
500 -525	0,9080	2,32	86,54-88,86	2,07	88,50-90,57

Résidu					
320	0,8948	38,60	61,40-100	34,70	65,30-100
360	0,9071	30,70	69,30-100	27,27	72,73-100
375	0,9096	28,15	71,85-100	24,90	75,10-100
400	0,9168	24,51	75,49-100	21,54	78,46-100
450	0,9295	18,36	81,64-100	15,91	84,09-100
500	0,9433	13,46	86,54-100	11,50	88,50-100
525	0,9521	11,14	88,86-100	9,43	90,57-100

BILAN DES DISTILLATIONS DES COUPES LARGES

BRUT MELANGE

Coupes °C	d ₄ ¹⁵	%pds	Position sur brut	%Vol	Position sur brut
Condensat	0,5590	2,99	0-2,99	4,04	0-4,04
Essences					
C ₅ -65	0,6462	5,34	2,99-8,31	6,64	4,04-10,68
C ₅ -80	0,6660	8,45	2,89-11,44	10,20	4,04-14,24
C ₅ -100	0,6824	12,94	2,99-15,93	15,24	4,04-19,28
C ₅ -160	0,7180	26,85	2,99-29,84	30,15	4,04-34,19
C ₅ -180	0,7280	32,12	2,99-35,11	35,56	4,04-39,60
C ₅ -225	0,7428	40,11	2,99-43,10	43,67	4,04-47,71
Naphtas					
65 -150	0,7317	19,18	8,33-27,51	21,07	10,68-31,75
80 -160	0,7416	18,40	11,44-29,84	19,95	14,24-34,19
100 -180	0,7583	19,18	15,93-35,11	20,32	19,28-39,60
150 -200	0,7801	11,97	27,51-39,48	12,30	31,75-44,05
Kérosène					
150 -235	0,7889	19,64	27,51-47,15	19,95	31,75-51,70
160 -250	0,7983	20,46	29,84-50,30	20,60	34,19-54,79
GasOils					
180 -320	0,8178	27,72	35,11-62,83	27,23	39,60-66,83
250 -320	0,8369	12,53	50,30-62,83	12,04	54,79-66,83
250 -360	0,8441	20,17	50,30-70,47	19,12	54,79-73,91
160 -360	0,8195	40,63	29,84-70,47	39,72	34,19-73,91
160 -375	0,8277	43,25	29,84-73,09	42,16	34,19-76,55
200 -360	0,8362	30,99	39,48-70,47	29,86	44,05-73,91
180 -375	0,8319	37,98	35,11-73,09	36,75	39,60-76,55
Distillats					
Lourds					
360 -400	0,8789	6,83	70,47-77,30	6,29	73,91-80,20
400 -450	0,8909	6,03	77,30-83,33	5,44	80,20-85,64
450 -500	0,9053	4,42	83,33-87,75	3,93	85,64-89,57
500 -525	0,9170	1,99	87,75-89,74	1,81	89,57-91,38

Résidu					
320	0,9000	37,17	62,83-100	33,17	66,83-100
360	0,9110	29,53	70,47-100	26,09	73,91-100
375	0,9160	26,90	73,10-100	23,65	76,35-100
400	0,9246	22,70	77,30-100	19,80	80,20-100
450	0,9369	16,67	83,33-100	14,36	85,64-100
500	0,9500	12,25	87,75-100	10,43	89,57-100
525	0,9586	10,26	89,74-100	8,62	91,38-100

Capacité de l'installation

La capacité prévue de l'unité est de 15 Millions de tonne par an pour deux unités de distillation atmosphérique pour chacune 7,5 Millions de tonne par an.

L'unité fonctionne en moyenne 8000h/an

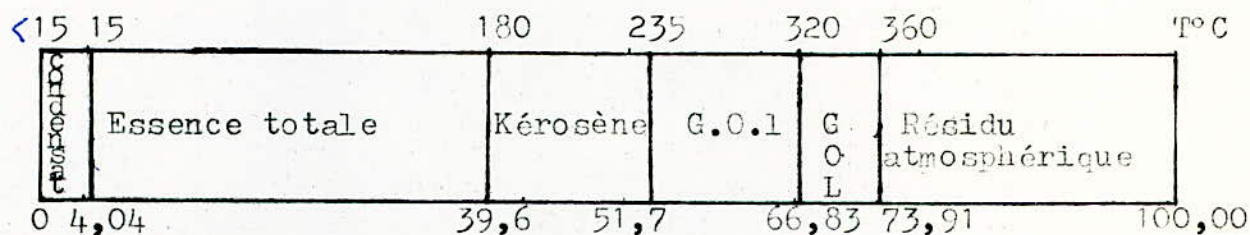
-débit massique

$$\frac{7,5 \cdot 10^6}{8000} = 937,5 \text{ T/h}$$

-débit volumique

$$\frac{937,5}{0,8041} = 1166 \text{ m}^3/\text{h}$$

-découpage du brut



Ce découpage a été établi à partir du bilan de distillation des coupes larges, le choix de ces coupes dépend des produits que nous voulons obtenir avec des spécifications spécifiques.

Mais, cela ne veut pas dire que chaque coupe répond à toutes les exigences car il y'a des spécifications corrigé.

Pour les essences, ils sont obtenus par mélange de deux ou plusieurs essences de base ayant des indices

d'octane et des structures chimiques différents.

Fraction	T° C, 760 mmHg	PI	PF	%Vol	d ₄ ¹⁵
Condensat	15	0,00	4,04	4,04	0,5590
Essence totale	15-180	4,04	39,60	35,56	0,7255
Kérosène	180-235	39,60	51,70	12,10	0,8003
G.O.léger	235-320	51,70	66,83	15,13	0,8322
G.O.Lourd	320-360	66,83	73,91	7,08	0,8575
Résidu	-	73,91	100,00	26,09	0,9113

PI: Point

2- DESCRIPTION DES UNITE DE PROCESSUS

La raffinerie comprend les unités principales de processus suivantes:

- 1^{ère} unité de distillation atmosphérique (U10)
- 2^{ème} unité de distillation atmosphérique (U11)
- Unité d'hydrotraitement et de reforming catalytique (U100)
- Unité de séparation et de traitement des gaz (U30/31)
- Unité d'extraction des aromatiques (U200)
- Unité de séparation du paraxylène (U400)

Unité 10-11 distillation atmosphérique

Le procédé de distillation est à la base de traitement du brut.

Le brut est formé d'une série d'hydrocarbures avec des caractéristiques différentes, et pour pouvoir être utilisé de façon correcte, il doit être fractionné en groupes ayant des caractéristiques bien définies et plus homogènes.

La distillation est le procédé qui permet le fractionnement du brut en se servant de la différence qui existe entre les points d'ébullition des différents groupes d'hydrocarbures.

Les caractéristiques de ces groupes sont liées aux besoins spécifiques du marché pour les produits utilisables directement et à ceux des unités de processus successive pour les produits destinés à d'autres traitements.

La température nécessaire à la distillation est obtenue à travers une série d'échangeurs de pré-chauffage dans

lesquels on exploite la chaleur des produits mêmes du fractionnement refroidis avant d'être stockés et enfin avec le passage à travers deux fours, où la charge est partiellement vaporisée de façon à ce que à l'entrée de la colonne de topping, la portion de brut encore liquide s'écoule vers le fond de la colonne, d'où elle est prélevée, la partie vaporisée monte vers la tête de la colonne et les différentes fractions qui composent les vapeurs sont refroidies, condensées et prélevées à l'état liquide à des hauteurs différentes en tant que produits avec des intervalles d'ébullition différentes.

L'unité comprend une colonne de pré-flash (10-V1) pour séparer immédiatement les gaz et les fractions les plus légères dans le but de limiter la charge thermique dans certains échangeurs de pré-chauffage et de fours, les produits légers séparés sont envoyés directement dans la colonne de topping.

Dans le but d'améliorer les caractéristiques du résidu de fond (surtout le point éclair) et de faciliter la séparation grâce à l'abaissement de la pression partielle des hydrocarbures, on effectue l'émission au fond de la colonne de la vapeur à basse pression surchauffée.

Etant donné que la chaleur contenue dans la charge plus celle de la vapeur de stripping dépasse la chaleur contenue dans les différents produits extraits il faut soustraire l'excès de la chaleur au système, en même temps, il faut maintenir constante la température dans les différentes zones de la colonne de topping,

condenser les vapeurs qui montent du fond de la colonne pour en effectuer la séparation fractionnée. Tout cela s'obtient avec les reflux; reflux de tête, pumparound supérieur, pumparound inférieur.

A partir de la colonne de topping on obtient:

- Un produit de tête (gaz non condensables, GPL, essence totale)
- Trois coupes latérales (Kérosène, Gasoil léger, Gasoil lourd)
- Un résidu de fond

Chacun des produits latéraux de la colonne principale a la propre colonne de stripping où sont éliminés les plus légers qui, si laissés dans les produits extraits influenceraient de façon négatives les caractéristiques du produit même (de façon particulière le point éclair).

Le stripping s'effectue à l'aide de vapeur à basse pression surchaffée pour le gasoil léger et lourd, on prévoit un séchage sous vide pour réduire l'humidité aux valeurs prévues par les spécifications, tandis que pour le kérosène (Jet fuel A1) qui doit respecter des spécifications plus sévères une section de traitement est prévue.

La colonne de stabilisation (10-C-5) a pour but d'extraire les fractions les plus légères de l'essence, qui constitue le produit de fond, surtout pour réduire sa tension de vapeur à la valeur convenable.

Le produit de tête est constitué par les gaz incondensables et du GPL qui sont envoyés à l'unité (traitement et séparation des gaz).

La colonne de splitter (10-C-6) sert à fractionner l'essence

en trois coupes pour les différentes applications.

-C₅-65°C récupération d'isopentane pour le pool des essences

-65°C-150°C charge magnaforming (unité 100) et stockage de naphta B.

-150°C-180°C stockage de naphta C et pour mélange dans le pool des huiles combustibles.

La colonne de deisopentanisation a pour but de récupérer l'isopentane de coupe nC₅-65°C est assez compliquée à cause du point d'ébullition très près des deux produits (isoC₅-27,8°C et nC₃-36°C) et en effet la colonne de deisopentanisation comprend 98 plateaux.

L'isopentane qui constitue le produit de tête est envoyé au pool des essences grâce à son indice d'octane élevé.

Le produit de fond (nC₅-65°C) est envoyé au stockage de naphta A.

Colonne de distillation 10-C1

La colonne de distillation atmosphérique contient 52 plateaux et est subdivisée en trois sections.

- La zone d'alimentation: comprise entre le 5^{eme} et 6^{eme} plateau
- La zone de fractionnement: comprise entre le 6^{eme} et 52^{eme} plateau
- La zone de " Stripping " du résidu, comprise entre le 1^{er} et le 5^{eme} plateau.

Soutirages latéraux, strippers et dryers

Les soutirages latéraux, à partir de la partie inférieure de la colonne vers le haut, sont les suivants

- a) 3^{eme} coupe: gasoil lourd
- b) 2^{eme} coupe: gasoil légers
- c) 1^{ere} coupe: kérosène

-La 3^{eme} coupe : prélevée du 15^{eme} plateau, va au stripper qui contient 5 plateaux et le stripping est réalisé par de la vapeur surchauffée à basse pression, après le stripping les vapeurs retournent à la colonne C1 sur le 16^{eme} plateau.

Le fond du stripper, après l'échange de chaleur à travers les échangeurs E3A/B du côté des tuyaux, dans lesquels il cède de la chaleur au brut, va au dryer où le vide est réalisé par un groupe d'éjecteurs.

-La 2^{eme} coupe : selon les caractéristiques du produit qu'on veut obtenir, la coupe est prélevée du 35^{eme} ou du 20^{eme} plateau.

Le stripper contient 5 plateaux et le stripping est réalisé par de la vapeur surchauffée à basse pression.

Les vapeurs, après stripping, retournent à la colonne C1 sur le 36^{eme} plateau le fond du stripper, après échange de chaleur à travers l'échangeur 10E1, du côté de l'enveloppe où il cède de la chaleur au brut, va au dryer système de vide.

-1^{ere} coupe : prélevée du 46^{eme} plateau va au stripper qui contient 8 plateaux ; le stripping a lieu au moyen du rebouilleur à thermosiphon avec le pump around inférieur.

Les vapeurs, après le stripping, retournent à la colonne C1 sur le 47^{eme} plateau.

Le fond du stripper est refroidi dans les échangeurs E10A/B du côté des tuyaux ; à travers lesquels il cède de la chaleur à la charge de stabilisation.

La première coupe est envoyée dans une section de traitement à la soude avec séparateur électrostatique pour réduire l'acidité et éliminer les composés sulfureux pour la production de 46 000T/an de Jet A1.

HYDROTRAITEMENT ET REFORMING CATALYTIQUE

Les essences qui proviennent du topping sont considérées semi-finies puisqu'elles sont destinées à d'autres unités.

Le but du procédé suivant est de rendre avantageuse leur utilisation.

Les essences qui proviennent de la distillation initiale contiennent des éléments nocifs ou indésirables (sulfures, azote, oxygène, etc).

De plus à cause de leur faible nombre d'octane, elles ne peuvent pas servir pour les moteurs à combustion interne et surtout pas pour ceux qui nécessitent des conditions encore plus sévères (taux de compression élevé).

Pour éliminer le sulfure et d'autres éléments le procédé utilisé est celui de l'hydrotraitement catalytique tandis que celui du reforming est employé pour augmenter le nombre d'octane.

Les deux installations sont indépendantes en le sens que le reforming produit de l'hydrogène qui est indispensable pour les procédés d'hydrotraitement, mais il a besoin d'une alimentation raffinée car il ne tolère pas d'impuretés (sulfures et d'autres éléments) le reforming lui-même, bien qu'étant un procédé qui produit de l'hydrogène exige la présence de plus d'hydrogène qu'il n'en produit.

Cette exigence est satisfaisante par un recyclage continu avec le compresseur d'une grande quantité de gaz riche en hydrogène de façon à assurer un taux d'alimentation d'hydrogène suffisant.

Hydrotraitement

Le catalyseur utilisé est à la base de Nickel/Molybdène déposé dans le réacteur, l'alimentation arrive à travers le lit du catalyseur en direction verticale.

Etant donné que le but de la section d'hydrotraitement est de protéger le catalyseur de la section de Reforming, les poisons qui ne peuvent pas être éliminés par réaction avec l'hydrogène sont repris par le catalyseur.

Les réactions qui ont lieu permettent d'obtenir les produits désirables sous différentes formes:

- Extraction de sulfure(avec formation d'ammoniac).
- Extraction d'azote(avec formation d'eau).

Une autre caractéristique des réactions par Hydrotraitement est qu'elles sont toutes exothermiques.

Avant d'être envoyé à la section Magnaforming la charge est strippée pour éliminer les gaz.

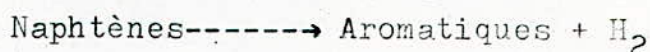
Reforming Catalytique

Le catalyseur utilisé est à la base de Platine-Rhénium avec un certain pourcentage de chlore approprié.

Puisque les réactions se présentent d'une façon sélective et seulement dans certaines conditions de température, d'humidité et de chlore, cet équilibre se maintient en contrôlant les fours et en injectons (de l'ordre de quelques ppm) eau et chlore.

Reactions de Reforming principales

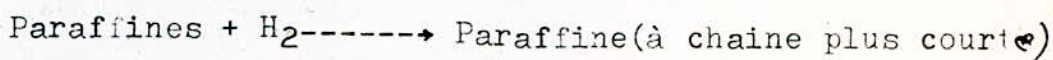
Deshydrogénation (endothermique)



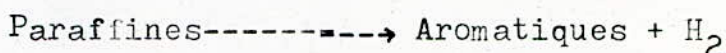
Isomérisation (légerement exothermique)



Hydrocraquage (exothermique)



Deshydrogénation (endothermique)



On voit d'après les réactions produites, comment l'on peut obtenir en même temps les deux buts: production d'aromatiques et augmentation du nombre d'octane.

La présence d'hydrogène produit est essentielle, car elle réduit la formation de coke en saturant les hydrocarbures non saturés et en bloquant la polymérisation.

Le type de catalyseur bi-métallique Pt/Rh est particulièrement résistant à la désactivation due au coke.

Section de Stabilisation du Reforming

Le reformat effluent des reacteurs du Reforming

contient des hydrocarbures légers qui se sont formés par suite des réactions d'hydrocraquage; il est nécessaire de séparer des légers pour répondre aux spécifications des essences.

Les pentanes sont récupérés dans une colonne et sont utilisés au pool des essences, tandis que les gaz incondensables et les GPL sont envoyés à l'unité 30.

Section de fractionnement des Aromatiques

Le reformat stabilisé et dépentanisé est fractionné en deux coupes (légère et lourde) dans la colonne de Splitter qu'effectue la séparation de toutes les paraffines présentes (dans la quasi-totalité légère) en même temps que le benzène et la fraction de toluène en tête, le reste de toluène avec tous les isomères Xylènes et Aromatiques plus lourds au fond.

Le reformat léger qui contient des hydrocarbures (C_6 et soit paraffines soit aromatiques, constituent la charge pour l'unité 200 (Extraction des Aromatiques).

Tandis que le reformat lourd qui contient des aromatiques (C_7 et C_8) est fractionné pour séparer le toluène, qui est utilisé dans le pool des essences et obtenir une coupe de Xylène C_8 isomères qui, avec les aromatiques plus lourds, constitue la charge de l'unité 400 (Séparation du Paraxylène).

SEPARATION ET TRAITEMENT DES GAZ

Les unités 30 et 31 concernant les gaz liquides qui proviennent des unités de distillation atmosphérique 10 et 11 respectivement, et en particulier de la tête

des colonnes de "Stabilisation de l'essence".

L'unité 30 concerne, en outre les gaz liquides qui viennent de l'unité 100 (Magnaforming).

Le but des unités de Séparation et Traitement gaz est celui d'obtenir des produits correspondants aux spécifications demandées en éliminant ou en réduisant à des valeurs acceptables les composés indésirables en plus on fait la séparation entre Propane et Butane.

Les deux unités 30 et 31 sont essentiellement semblables formées chacune par une section de traitement et par une section de fractionnement.

Section de Traitement

Dans la section de traitement on élimine les composés sulfurés et l'humidité, réduisant la teneur de soufre et d'eau aux valeurs permises par les spécifications, on obtient cela en faisant passer la charge composée essentiellement de Butane, Propane, Ethane, hydrogène sulfuré et d'eau, à travers une colonne d'absorption à tamis moléculaires, ceux-ci sont formés par des petites sphères d'aluminosilicates métalliques à haute porosité qui ont la propriété d'absorber de façon sélective certaines substances sur la base des dimensions de leurs molécules.

Ce sont l'hydrogène sulfuré et l'humidité qui restent fixés, tandis que les hydrocarbures surtout isomères et aromatiques ne sont pas absorbés.

Section de fractionnement

La section de fractionnement est formée essentiellement

par la colonne de déethanisation et par la colonne de splitter C_3/C_4 .

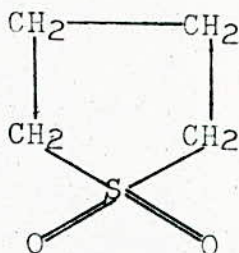
Dans la première colonne on fait le stripping des gaz incondensables (éthane, méthane, hydrogène) obtenus en tête et sont envoyés dans le réseau du fuel gaz. Du fond on obtient propane et butane liquides qui passent en charge à la deuxième colonne où se produit la séparation entre C_3 et C_4 .

EXTRACTION DES AROMATIQUES

L'installation d'extraction d'aromatiques a été projetée pour extraire de l'essence reformée des aromatique.

La charge est constituée par la coupe de reformat léger du type C_6 et C_7 soit paraffinique soit aromatique; leurs points d'ébullition n'étant pas suffisant à en faciliter la séparation pour le fonctionnement, l'on procède donc à un type différent de séparation qui est l'extraction par un solvant (opération dans laquelle l'on exploite non plus la diversité des points d'ébullition mais la différence des autres propriétés des hydrocarbures).

Le solvant utilisé est le Sulfolane qui est un hydrocarbure de formule:



Le procédé d'extraction se base sur la nature polaire du solvant, apte à solubiliser surtout les aromatiques; les hydrocarbures sont extraits dans l'ordre suivant: aromatique légers, aromatiques lourds, paraffiniques légers, paraffiniques lourds.

Le benzène et le toluène sont séparés par la distillation qui est facilement mise en oeuvre du fait de la différence entre leur points d'ébullition respectivement 80,1°C et 110,8°C à 1atm.

Avant le fractionnement, le benzène et le toluène sont soumis à un traitement aux terres actives où les composés non saturés contenus dans la charge initiale et les produits de décomposition du sulfolane sont éliminés par adsorption.

SEPARATION DU PARAXYLENE

La charge est constituée surtout par les trois xylènes ortho-méta et para.

Etant donné qu'ils ont des utilisations différentes il faut procéder à plusieurs séparations successives pour récupérer le plus possible de paraxylène, produit très recherché par le marché.

La séparation de l'orthoxylène peut être faite par distillation, les isomères méta et para, dont les points d'ébullition sont très proche, sont séparés par cristallisation qui est une opération qui exploite la différence entre les températures de solidification des isomères méta(-48°C) et para(+13°C).

En refroidissant une solution contenant les deux isomères, à une certaine température commencent à se solidifier des cristaux de paraxylène, tandis que la solution s'enrichit plus de métaxylène.

La limite théorique utile aux fins de la séparation du paraxylène est constitué par la température eutectique à laquelle la solution ne sépare plus de cristaux de paraxylène mais solidifie complètement.

Pour améliorer la pureté du paraxylène produit, les cristaux formés sont lavés avec le toluène au cours de la centrifugation.

Les cristaux sont mis en fusion et donnent un mélange qui est envoyés dans une colonne de distillation, le toluène de lavage est remis en circulation.

Il faut considérer que tout le système de séparation des aromatiques est tamponé avec un flux d'azote pour éviter le contact entre l'air et les hydrocarbures, qui, à cause de l'humidité contenue qui se congèle pourrait détériorer les différentes composantes de l'unité.

2-1 Marche A : Production de produits

- Propane et Butane se trouvent en commerce soit séparément soit sous forme de mélanges de titre divers (GPL)
- Essence : différents types pour traction automobiles
- Naphta (A.B.C) peuvent être utilisées dans l'industrie pétrochimiques
- Toluène :
- Benzène : matière première importante pour fibres synthétiques
- Jet Fuel A1 : pour aviation civile
- GasOil MI (marché intérieur)
 - LP (bas pour point)
 - NP (pour point normal)

GasOils pour traction automobile avec de légères différences surtout pour ce qui concerne du point d'écoulement.

2-1-1 BILAN MATIERE

TOPPING_U10/11

Distillation Atmosphérique

Produits	d_4^{15}	%Pds	T/h U10/ou U11	T/an U10	Total U10/ U11 T/an
Tête de colonne	0,7085	35,0	328,125	2 625 000	5 250 000
Kérosène	0,8003	12,0	113,250	906 000	1 812 000
G.O.léger	0,8322	16,0	147,281	1 178 248	2 356 496
G.O.Lourd	0,8575	7,5	70,969	567 752	1 135 504
Résidu	0,9113	29,5	277,875	2 223 000	4 446 000
Total		100,0	937,500	7 500 000	15 000 000

Stabilisation de l'Essence

Produits	d_4^{15}	%Pds	T/h	T/an	Total U10/ U11 T/an
Condensat	0,5590	8,0	26,437	211 496	422 992
Essence stabilisée	0,7255	92,0	301,688	2 413 504	4 827 008
Total	0,7085	100,0	328,125	2 625 000	5 250 000

Splitter de l'Essence

Produits	d_4^{15}	%Pds	T/h	T/an	Total U10/ U11 T/an
Essence légère	0,6462	16,5	50,156	401 248	802 496
Naphta B	0,7316	60,0	180,282	1 442 256	2 884 512
Naphta C	0,7761	23,5	71,250	570 000	1 140 000
Total	0,7255	100,0	301,688	2 413 504	4 827 008

Traitement Kérosène

Produits	d_{4}^{15}	%Pds	U10 T/an	U11 T/an	Total T/an
Jet Fuel A1	0,8003	5,0	46 000	-	46 000
Kérosène	0,8003	95,0	860 000	906 000	1 766 000
Total	0,8003	100,0	906 000	906 000	1 812 000

Deisopentaneiseur

Produits	Brut Hassi Messaoud		Brut mélange d'Arzew		Brut Mélangé	
	%Pds	T/an	%Pds	T/an	%Pds	T/an
iC ₅	22,5	96 187	20,0	75 000	21,0	84 904,08
nC ₅₋₆₅	77,5	332 813	80,0	302 000	79,0	316 343,92
Total	100,0	429 000	100,0	377 000	100,0	401 248,00

Produits	d_{4}^{15}	%Pds	T/an
iC ₅	0,6245	21,0	84 904,08
nC ₅₋₆₅	0,6523	79,0	316 343,92
Total	0,6462	100,0	401 248,00

TRAITEMENT ET SEPARATION DES GAZ U30/31

• Traitement des Gaz U30

Produits	Brut Hassi Messaoud		Brut mélange d'Arzew		Brut Mélangé	
	%Pds	T/an	%Pds	T/an	%Pds	T/an
Gaz	2,5	600	2,4	400	2,5	496,05
Propane	11,5	2700	18,3	3000	15	2968,30
Butane	86	20200	79,3	13000	82,5	16457,15
Total	100,0	23500	100,0	16400	100,0	19921,50

Produits	d ₄ ¹⁵	%Pds	U10 T/an	U100 T/an	Total T/an
Gaz	0,374	2	33832	496,05	4 328,05
Propane	0,508	18,5	39 944	2 968,30	42 912,30
Butane	0,584	79,5	167 720	16 457,15	184 177,15
Total	0,559	100,0	211 496	19 921,50	231 417,50

• Traitement Gaz U31

Produits	d ₄ ¹⁵	%Pds	T/h	T/an
Gaz	0,374	2	0,479	3 832
Propane	0,508	19,	4,993	39 944
Butane	0,584	79	20,965	167 720
Total	0,559	100,0	26,437	211 496

• Bilan global U30/31

Produits	d ₄ ¹⁵	%Pds	U30 T/an	U31 T/an	Total T/an
Gaz	0,374	2,0	4 328,05	3 832	8 160,05
Propane	0,508	19,0	42 912,30	39 944	82 856,30
Butane	0,584	79,5	184 177,15	167 720	351 897,15
Total	0,559	100,0	231 417,50	211 496	442 913,50

POOL DES GASOILS

ENTREE					
Produits	d_4^{15}	%Pds	U10 T/an	U11 T/an	Total T/an
Kérosène	0,8003	33,5	860 000	906 000	1 766 000
G.O.léger	0,8322	45,0	1 178 248	1 178 248	2 356 496
G.O.lourd	0,8575	21,5	567 752	567 752	1 135 504
Total		100,0	2 606 000	2 652 000	5 258 000

SORTIE							
Produits		G.O. MI		G.O. LP		G.O. NP	
Produits	d_4^{15}	%Pds	T/an	%Pds	T/an	%Pds	T/an
Kéro	0,8003	-	-	23,0	1 196 052,8	11,0	569 247,17
G.O.l	0,8322	2,5	139 894,82	19,5	1 025 180,3	22,5	1 191 420,90
G.O.L	0,8575	10,5	560 105,18	1,0	57 766,9	10,0	517 631,91
Total		13,0	700 000,00	43,5	2 279 000,0	43,5	2 279 000,00

.Tableau Récapitulatif

Produits	d_4^{15}	%Pds	T/an
GasOil marché interieur	0,8523	13,0	700 000
GasOil avec Normal Point	0,8295	43,5	2 279 000
GasOil avec Low Power point	0,8155	43,5	2 279 000
Total	0,8264	100,0	5 258 000

POOL DES HUILES COMBUSTIBLES

Produits	d_{4}^{15}	%Pds	U10 T/an	U11 T/an	Total T/an
Résidu	0,9113	96,0	2 223 000	2 223 000	4 446 000
Naphta C	0,7761	4,0	-	185 250	185 250
Total	0,9050	100,0	2 223 000	2 408 250	4 631 250

UNITE 100

Hydrotraitement et Reforming Catalytique
avec Dépentanisation

Produits	Brut Hassi Messaoud		Brut Mélange d'Arzew		Brut Mélangé	
	%Pds	T/an	%Pds	T/an	%Pds	T/an
Gaz	16,0	183 000	20,0	232 600	18,0	207 952,5
GPL	2,0	23 500	1,5	16 400	2,0	19 921,5
C ₅ ⁺	5,0	60 500	3,5	41 000	4,0	50 677,5
Ess reformée et dép	77,0	898 000	75,0	875 000	76,0	886 448,5
Total	100,0	1 165 000	100,0	1 165 000	100,0	1 165 000,0

Produits	d ₄ ¹⁵	%Pds	T/an
Gaz	0,5153	18,0	207 952,5
GPL	0,5590	2,0	19 921,5
C ₅ ⁺	0,6250	4,0	50 677,5
Ess reformée et dép	0,8268	76,0	886 448,5
Total	0,7316	100,0	1 165 000

Fractionnement de l'Essence Reformée

Produits	Brut Hassi Messaoud		Brut Mélange d'Arzew		Brut Mélangé	
	%Pds	T/an	%Pds	T/an	%Pds	T/an
Ess reformée légère	32,0	285 000	30,5	267 000	31,0	275 862,74
Ess lourde	68,0	613 000	69,5	608 000	69,0	610 585,73
Total	100,0	898 000	100,0	875 000	100,0	886 448,50

Produits	d ₄ ¹⁵	%Pds	T/an
Ess reformée légère	0,7453	31,0	275 862,77
Ess reformée lourde	0,8698	69,0	610 585,73
Total	0,8268	100,0	886 448,50

• Splitter du Toluène

Produits	Brut Hassi Messaoud		Brut Mélange d'Arzew		Brut Mélangé	
	%Pds	T/an	%Pds	T/an	%Pds	T/an
Toluène brut	30,0	183 000	30,0	181 000	30,0	182 015,61
Fond de colonne	70,0	430 000	70,0	427 000	70,0	428 570,12
Total	100,0	613 000	100,0	608 000	100,0	610 585,73

Produits	d ₄ ¹⁵	%Pds	T/an
Toluène brut	0,8655	30,0	182 015,61
Fond de colonne	0,8717	70,0	428 570,12
Total	0,8698	100,0	610 585,73

UNITE_200

.Unité d'extraction des Aromatiques

Produits	Brut Hassi Messaoud		Brut Mélange d'Arzew		Brut Mélangé	
	%Pds	T/an	%Pds	T/an	%Pds	T/an
Raffinat	63,0	179 000	60,0	160 000	61,5	169 269,40
Extrac Arom	37,0	106 000	40,0	107 000	38,5	106 593,37
Total	100,0	285 000	100,0	267 000	100,0	275 882,77

Produits	d_4^{15}	%Pds	T/an
Raffinat	0,6789	61,5	169 269,4
Extrac Arom	0,8824	38,5	106 593,37
Total	0,7453	100,0	275 862,77

.Colonne Benzène-Toluène

Produits	Brut H.M		Brut Mélange d'A		Brut Mélangé	
	%Pds	T/an	%Pds	T/an	%Pds	T/an
Benzène	85,0	90 187	85,0	91 345	85,0	90 848,76
Toluène Stockage	5,0	5 000	5,0	5 000	5,0	5 000
Toluène au pool des es	10,0	10 813	10,0	10 655	10,0	10 744,6
Total	100,0	106 000	100,0	107 000	100,0	106 593,3

Produits	d_4^{15}	%Pds	T/an
Benzène	0,8845	85,0	90 848,76
Toluène stockage	0,8708	5,0	5 000
Toluène au pool des ess	0,8708	10,0	10 744,61
Total	0,8824	100,0	106 593,37

UNITE 400

.Splitter des Xylènes

Produits	Brut Hassi Messaoud		Brut Mélange d'Arzew		Brut Mélangé	
	%Pds	T/an	%Pds	T/an	%Pds	T/an
Xylène à séparation	66,0	285 000	70,0	299 500	68,0	292 327,68
Aromatique Lourd	34,0	145 000	23,0	127 500	32,0	136 242,44
Total	100,0	430 000	100,0	427 000	100,0	428 570,12

Produits	d_{4}^{15}	%Pds	T/an
Xylène à séparation	0,8664	68,0	292 327,68
Aromatique Lourd	0,8832	32,0	136 242,44
Total	0,8717	100,0	428 570,12

.Séparation du ParaXylène

Produits	Brut Hassi Messaoud		Brut Mélange d'Arzew		Brut Mélangé	
	%Pds	T/an	%Pds	T/an	%Pds	T/an
P-Xylène	13,0	38 057	13,0	39 520	13,0	38 806,50
mél-Xylène	87,0	246 943	87,0	259 980	87,0	253 521,18
Total	100,0	285 000	100,0	299 500	100,0	292 327,68

Produits	d_{4}^{15}	%Pds	T/an
P-Xylène	0,8700	13,0	38 806,50
mél- Xylène	0,8659	87,0	253 521,18
Total	0,8664	100,0	292 327,68

BILAN DES NAPHTAS

.Naphta A : NA

Produits	d_{4}^{15}	%Pds	U10 T/an	U11 T/an	Total T/an
nC ₅ -65	0,6523	44,0	316 343,92	-	316 343,92
C ₅ -65	0,6462	56,0	-	401 248,00	401 248,00
Total	0,6489	100,0	316 343,92	401 248,00	717 591,92

.Naphta B : NB

Produits	d_{4}^{15}	%Pds	U10 T/an	U11 T/an	Total T/an
NB magn	0,7316	40,5	1 165 000,00	-	1 165 000
NB Pool des Essence	0,7316	2,0	65 071,98	-	65 071,98
NB(stockage)	0,7316	57,5	212 184,02	1 442 256	1 654 440,02
Total	0,7316	100,0	1 442 256,00	1 442 256	2 884 512,00

.Naphta C : NC

Produits	d_{4}^{15}	%Pds	U10 T/an	U11 T/an	Total T/an
NC pool des huiles	0,7761	16,0	185 250,00	-	185 250
NC(stockage)	0,7761	84,0	384 750	570 000	954 750
Total	0,7761	100,0	570 000	570 000	1 140 000

.Naphtas

Produits	d_{4}^{15}	%Pds	T/an
Naphta A	0,6489	21,0	717 591,92
Naphta B	0,7316	50,0	1 654 440,02
Naphta C	0,7761	29,0	954 750,00
Total	0,7236	100,0	3 326 781,94

POOL DES ESSENCES

ENTREE						
Produits	NO	%Vol	m ³ /an	d ₄ ¹⁵	%Pds	T/an
Isopentane	89	14,22	135 541,73	0,6245	11,91	84 904,08
Pentane	61,8	8,50	81 053,17	0,6250	7,11	50 677,50
NaphtaB	48	9,07	86 452,34	0,7316	9,13	65 071,98
Toluène Brut		22,06	210 334,90	0,8655	25,53	182 015,61
Raffinat	70,5	26,15	249 306,57	0,6789	23,74	169 269,40
Toluène fini	118,2	1,30	12 346,18	0,8708	1,51	10 744,61
Aromatiques	107,6	16,19	154 300,95	0,8832	19,11	136 242,44
Lourds						
Butane	95	2,51	23 919,20	0,584	1,96	13 938,48
Total		100,0	953 255,00		100,0	712 864,00

Essence Normale

SORTIE						
Produits	NO	%Vol	m ³ /an	d ₄ ¹⁵	%Pds	T/an
Isopentane	89	17,37	126 321,28	0,6245	11,10	79 129,75
Pentane	61,8	7,61	55 342,83	0,6250	4,87	34 711,60
NaphtaB	48	10,03	72 942,00	0,7316	7,51	53 525,80
Toluène Brut	135	21,24	154 465,40	0,8655	18,81	134 111,14
Raffinat	70,5	29,21	212 426,29	0,6789	20,29	144 670,43
Toluène fini	118,2	1,70	12 346,18	0,8708	1,51	10 744,61
Aromatiques	107,6	12,84	93 394,26	0,8832	11,60	82 673,77
Lourds						
Butane	95	-	-	0,5840	-	-
Total	-	100,0	727 238,24	-	75,69	539 567,00

Essence Super

SORTIE						
Produits	NO	%Vol	m ³ /an	d ₄ ¹⁵	%Pds	T/an
Isopentane	89	4,08	9 220,45	0,6245	0,81	5 774,33
Pentane	61,8	11,27	25 710,34	0,6250	2,24	15 965,90
NaphtaB	48	6,96	13 510,34	0,7316	1,62	11 546,18
Toluène brut	135	24,42	55 869,50	0,8655	6,72	47 904,47
Raffinat	70,5	15,98	36 880,28	0,6789	3,45	24 598,97
Toluène fini	118,2	-	-	0,8708	-	-
Aromatiques	107,6	26,74	60 906,69	0,8832	7,51	53 568,67
Lourds						
Butane	95	10,55	23 919,20	0,584	1,96	13 938,48
Total	-	100,0	226 016,76	-	24,31	173 297,00

Tableau Récapitulatif

Produits	NO	%Vol	m ³ /an	d ₄ ¹⁵	%Pds	T/an
Ess normale	90	76,29	727 238,24	0,7400	75,69	539 567,00
Ess super	97	23,71	226 016,76	0,7646	24,31	173 297,00
Total	-	100,0	953 255,00	-	100,0	712 297,00

BILAN GLOBAL DU COMPLEXE DE RAFFINAGE

Produits	d_{4}^{15}	%Pds	T/an
Gaz et Pertes	-	1,44	216 112
Propane	0,508	0,55	82 856
Butane	0,584	2,25	337 959
G.P.L	-	2,80	420 815
Ess normale	0,7400	3,60	539 567
Ess Super	0,7646	1,16	173 297
Naphta	0,7236	22,18	3 326 782
Kéro Jet A1	0,8003	0,31	46 000
GasOil	0,8264	35,05	5 258 000
Fuel BTS	0,9050	30,88	4 631 250
CARBURANTS	-	93,18	13 974 896
Benzène	0,8845	0,60	90 849
Toluène	0,8708	0,03	5 000
Mel Xylène	0,8659	1,69	253 521
P.Xylène	0,8700	0,26	38 807
AROMATIQUES	-	2,58	388 177
TOTAL	-	100,00	15 000 000

2-2 Marche B : production maximale d'Essence

Dans le but d'augmenter la production en essence, il est proposé un schéma de raffinage suivant.

Ce complexe diffère du précédent par l'ajout de certaines unités.

Nous savons que la coupe 65-150°C provenant de l'unité 11 n'est pas utilisé comme charge pour le reforming catalytique, pour cette raison nous avons proposé un nouveau schéma du procédé pour traiter cette charge.

Nous avons intégré quelques unités, tels que, un déisopentaniseur pour l'unité 11 et d'autres unités identiques à la 100, 200 et 400.

Nous établirons donc un autre bilan de matière.

BILAN GLOBAL DU COMPLEXE DE RAFFINAGE

Produits	d_{4}^{15}	%Pds	T/an
Gaz et Pertes	-	2,83	424 561
Propane	0,5080	0,57	85 825
Butane	0,5840	2,27	340 477
G.P.L	-	2,84	426 302
Ess normale	0,7400	7,19	1 079 134
Ess super	0,7646	2,31	346 594
Naphta	0,7236	13,41	2 011 806
Kéro Jet A1	0,8003	0,31	46 000
GasOil	0,8264	35,05	5 258 000
Fuel BTS	0,9050	30,88	4 631 250
CARBURANTS	-	89,15	13 372 784
Benzène	0,8845	1,21	181 698
Toluène	0,8708	0,07	10 000
Mél Xylène	0,8659	3,38	507 042
P.Xylène	0,8700	0,52	77 613
AROMATIQUES	-	5,18	776 353
TOTAL	-	100,00	15 000 000

3- Calcul de la colonne de distillation Atmosphérique

3-1 Bilan matière distillation atmosphérique

- a) Zone d'expansion
- b) Fond de tour
- c) Soutirage GasOil Lourd
- d) Soutirage GasOil léger
- e) Soutirage Kérosène
- f) Tête de colonne
- g) Pumparound

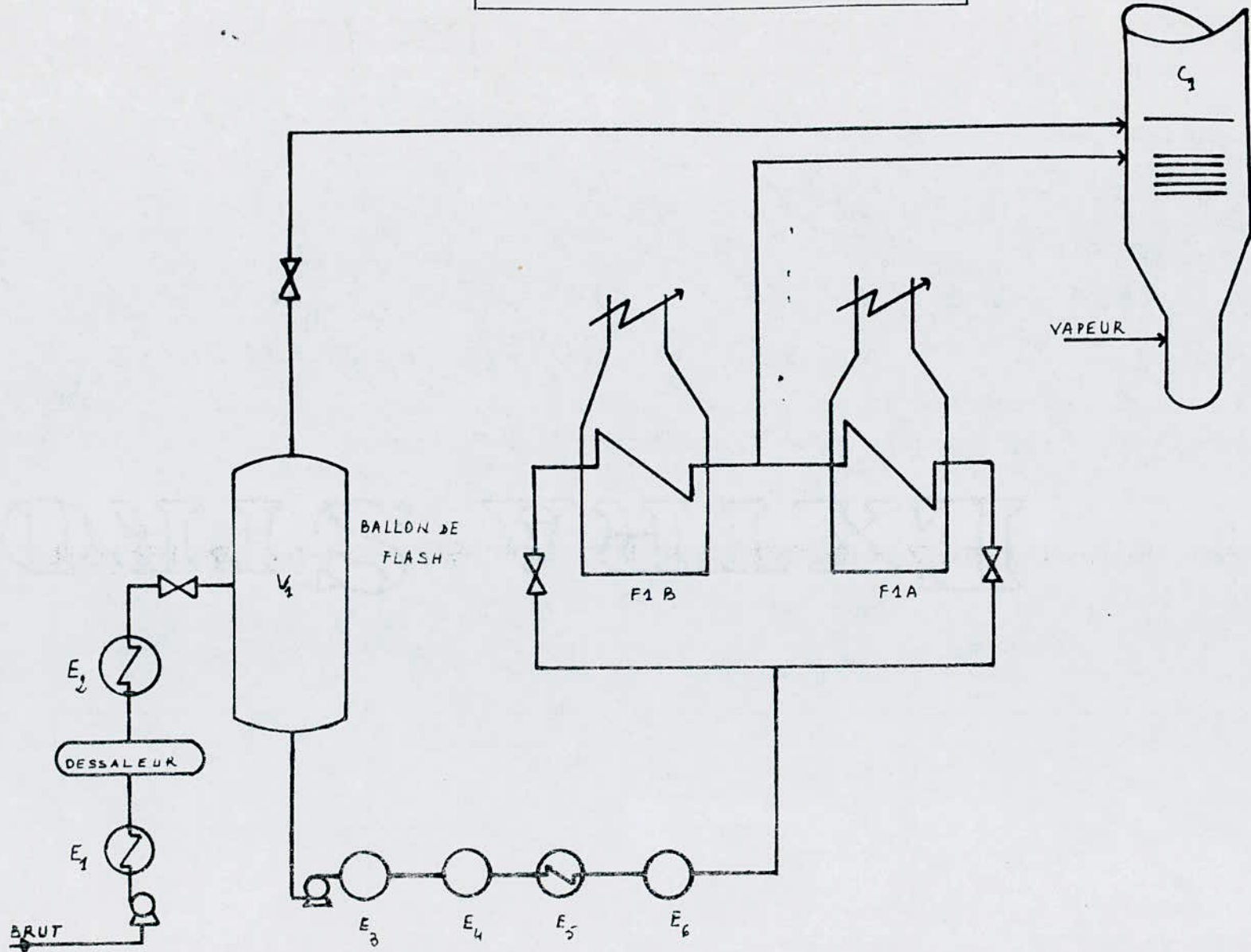
3-2 Qualité de fractionnement

3-3 Bilan thermique de la colonne de distillation

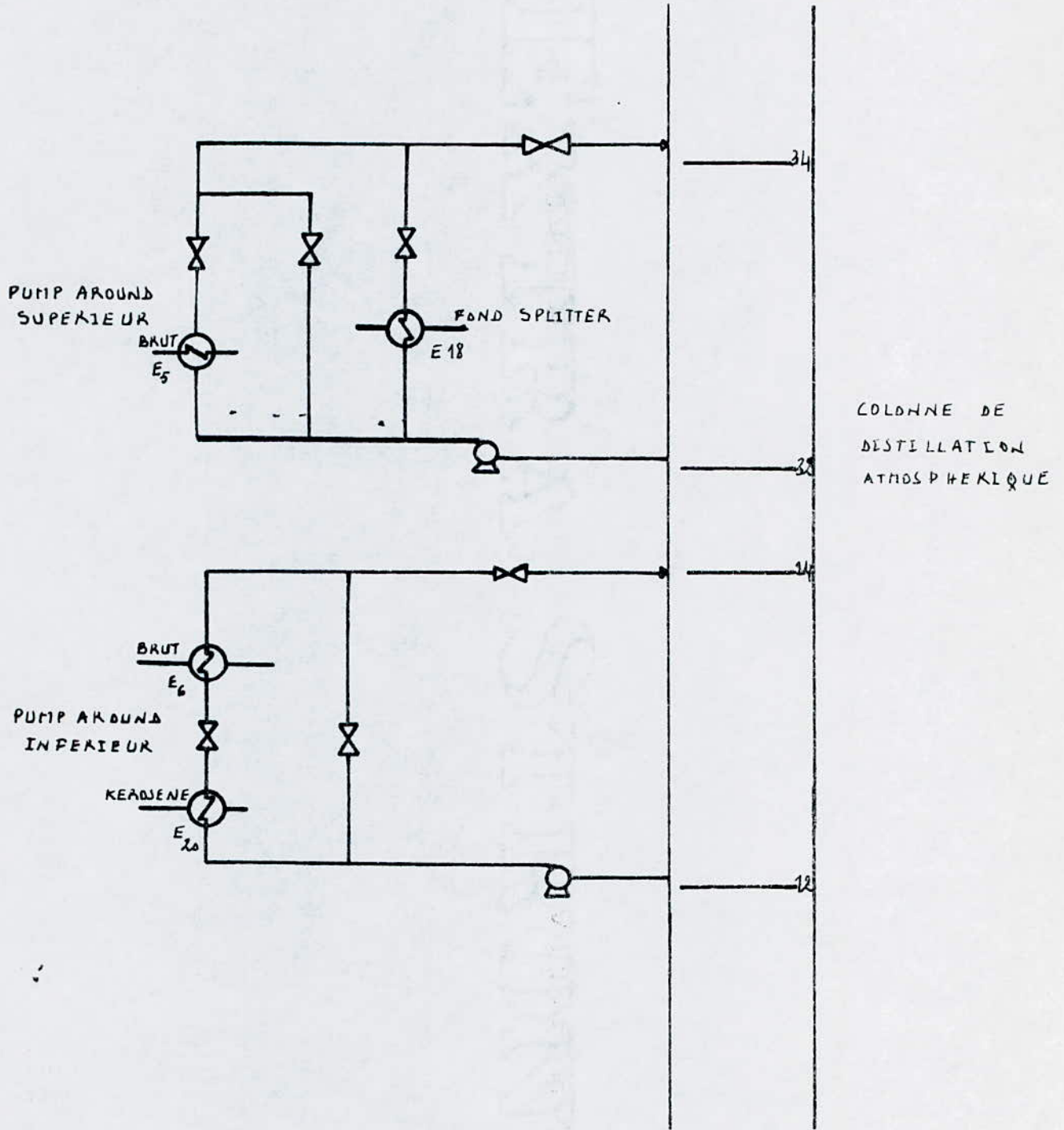
3-4 Calcul des **dimensions** de la colonne

SECTION DE PRECHAUFFAGE
DU BRUT

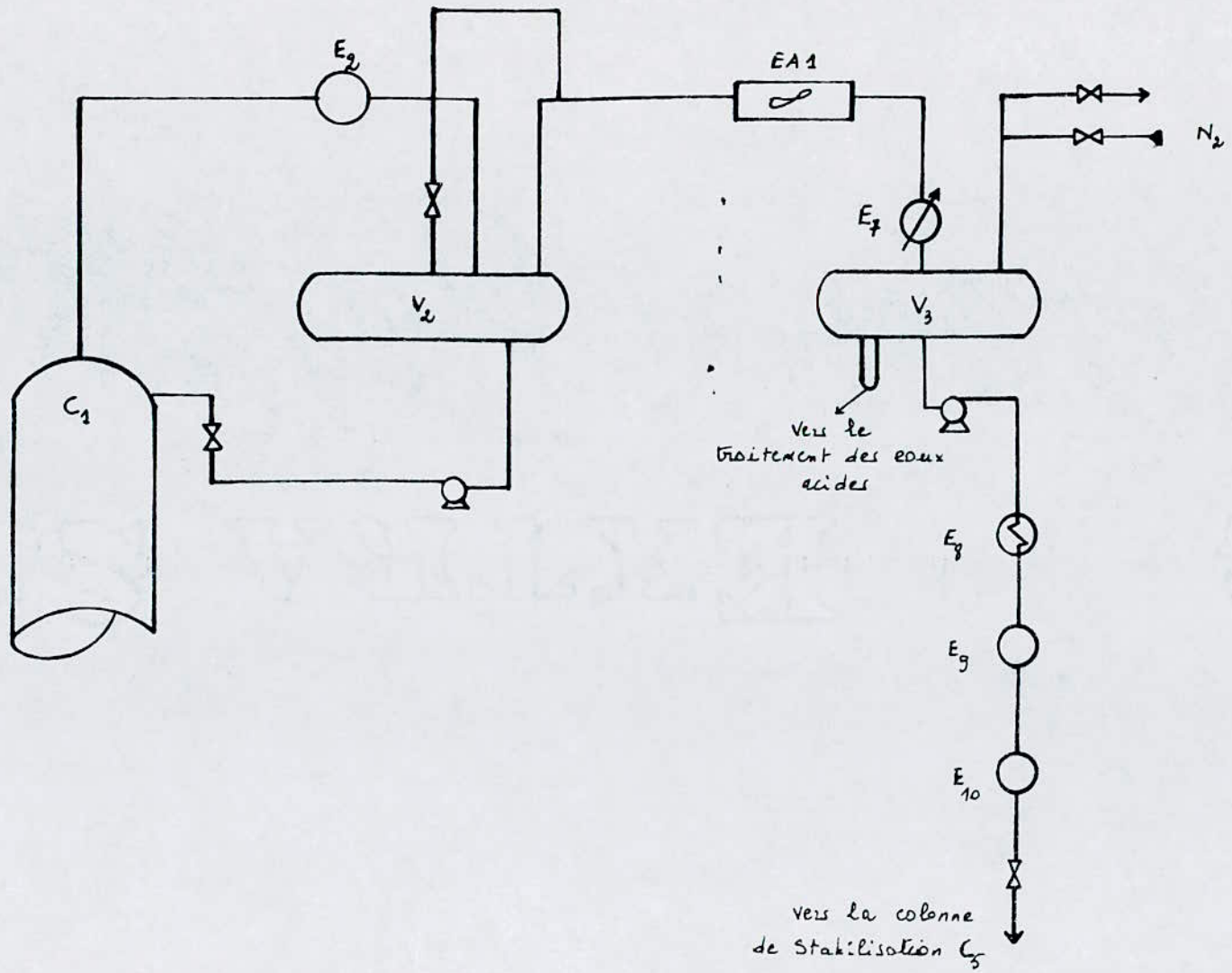
COLONNE DE DISTILLATION
ATMOSPHERIQUE



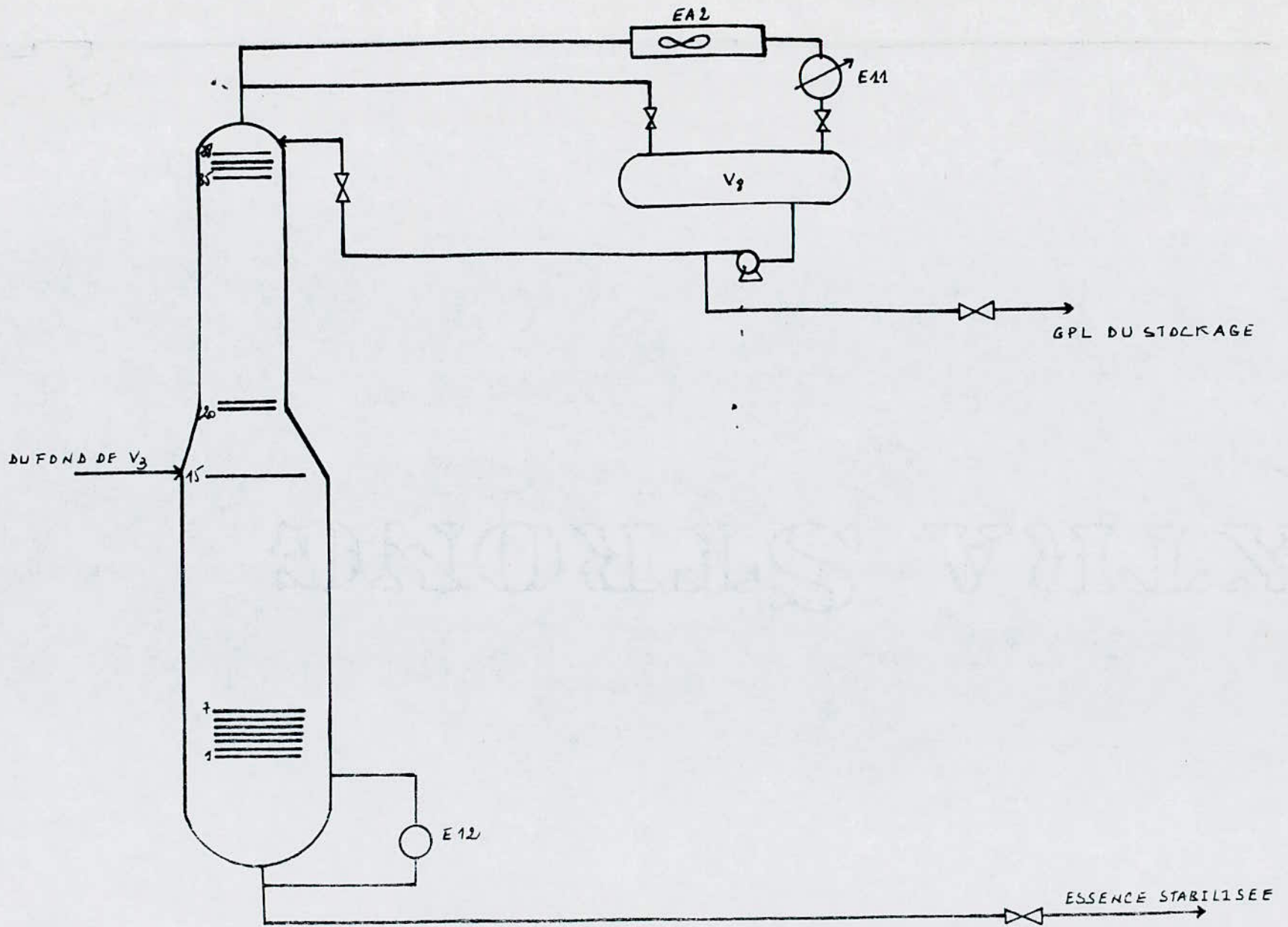
CIRCUITS DES PUMPS AROUND



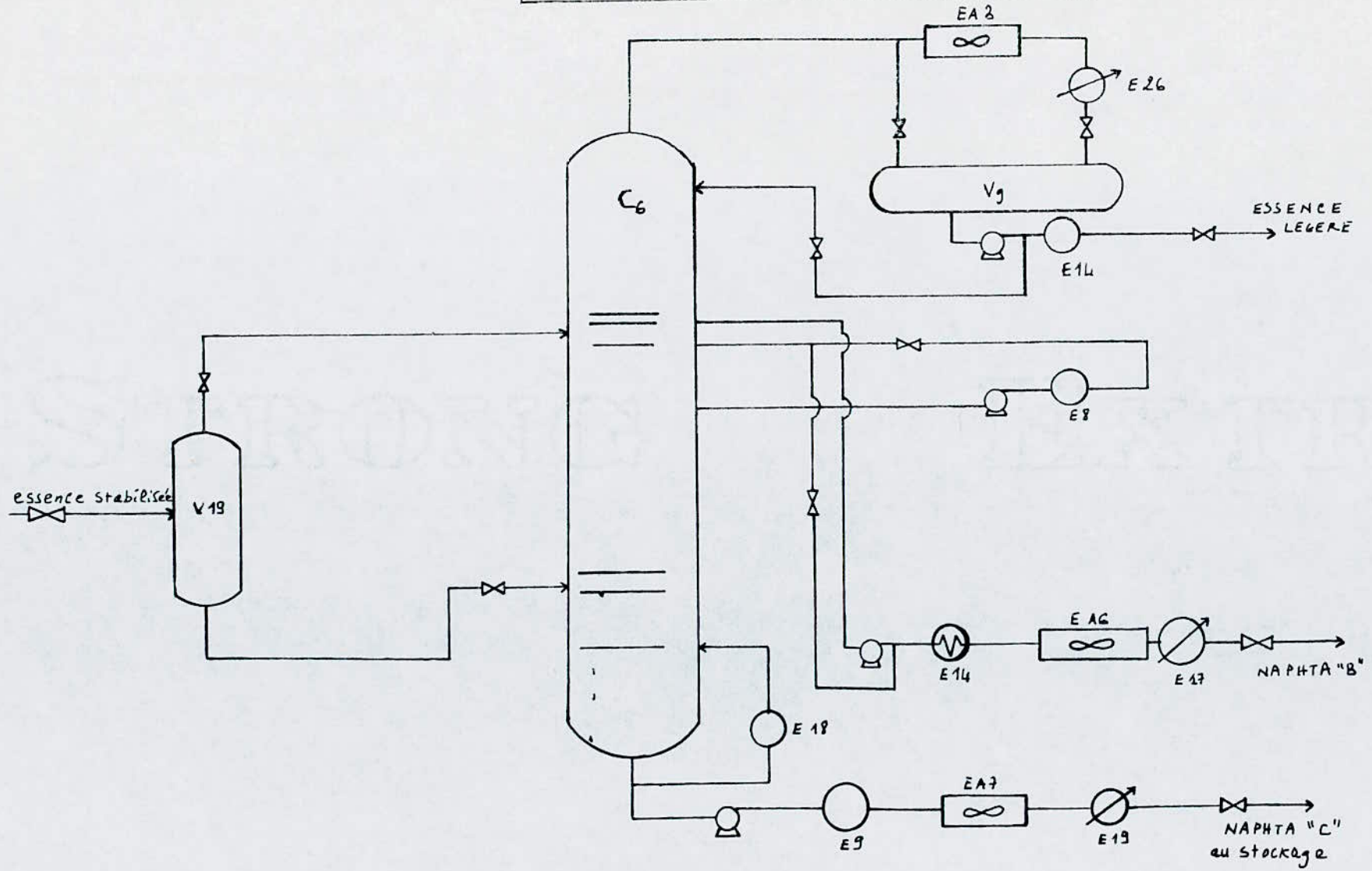
CIRCUIT DES VAPEURS DE TETE



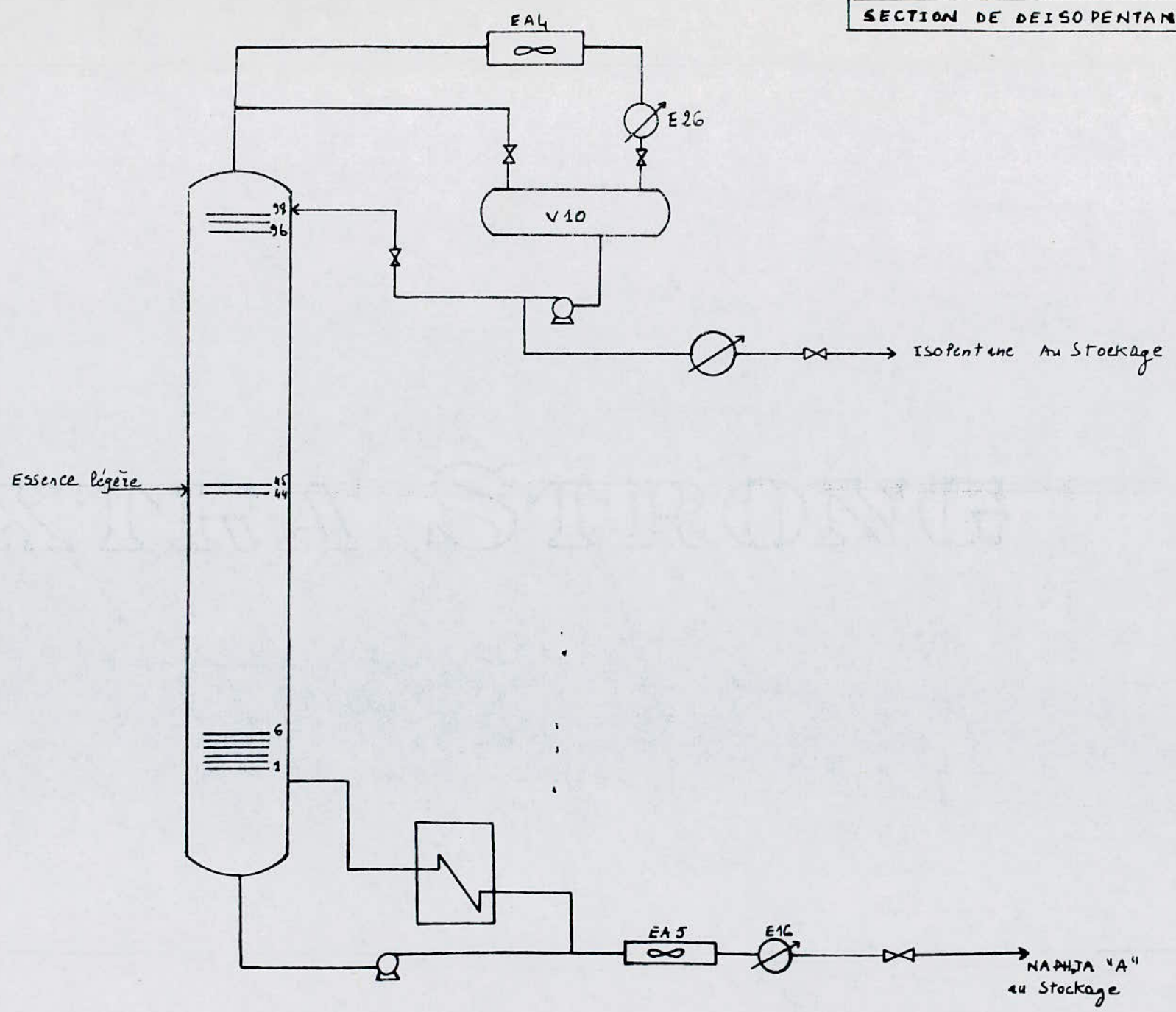
COLONNE DE STABILISATION



SECTION DE SEPARATION (SPLITTER)
DES NAPHTAS



SECTION DE DEISOPENTANISATION



3-1 BILAN MATIERE DISTILLATION AT COUNTRY 1000

	%Vol	%pds	m ³ /h	T/h	d ₄ ¹⁵	M	Kmoles/h
Condensat	4,04	2,99	47,100	26,437	0,5590	54	491,76
Essence total	35,56	32,12	414,630	301,630	0,7255	95	3175,66
ΣS ₀	39,60	35,11	461,736	328,125	0,7035	89,5	3667,42
Kérosène	12,10	12,04	141,086	113,250	0,8003	164	689,20
ΣS ₁	51,70	47,15	602,822	441,375	0,7320	101	4356,62
G.O.léger	15,13	15,68	176,532	147,281	0,8322	213	690,23
ΣS ₂	66,83	62,83	779,354	588,656	0,7531	117	5046,85
G.O.lourd	7,08	7,64	82,553	70,969	0,8575	289	245,57
ΣS ₃	73,91	70,47	861,907	659,625	0,7631	125	5292,42
R.A	26,09	29,53	304,093	277,875	0,9113	486	571,76
Brut	100,00	100,00	1166,00	937,500	0,8041	160	5859,38

a) Zone d'expansion

Le pétrole arrivant du four par la ligne de transfert pénètre dans la colonne où il subit un flash à la zone d'expansion (P_{ze}, T_{ze}).

Il se sépare en deux phases, théoriquement en équilibre la vapeur initiale (VI) et le brut réduit (BRI).

Mais la séparation n'est pas sélective de sorte que la vapeur entraîne des produits lourds qui risquent de colorer le soutirage de gasoil si l'on ne prévoit quelques plateaux de rectification entre la zone d'expansion et le soutirage inférieur.

Ces plateaux ont pour but de rétrograder les produits lourds et noirs grâce à la circulation d'un reflux interne R_{ze} qui alimente la section d'épuisement en même temps que BRI.

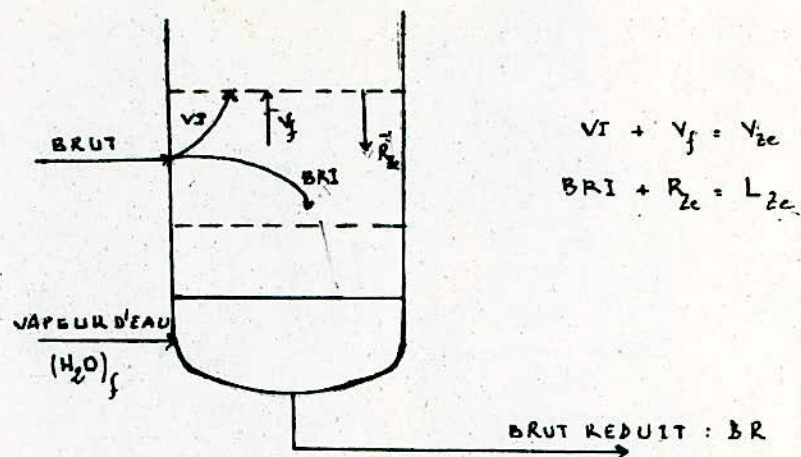
D'autre part, pour établir du brut réduit correct au fond de colonne à partir de BRI, il est nécessaire de revaporiser les fractions légères V_f du BRI qui normalement doivent être soutirées au dessus de l'alimentation.

La vapeur qui monte à la zone d'expansion V_{ze} provient pour une part importante, de la fraction vaporisée V_f sur le pétrole brut et pour une autre part d'une quantité revaporisée par la vapeur d'eau au fond de tour soit V_f .

Dans ces conditions, le bilan matière de la zone d'expansion s'écrit :

$$\Sigma \text{Soutirages} : \Sigma S = VI + V_f - R_{ze}$$

$$\text{Brut réduit: } BK = BRI + R_{ze} - V_f$$



Bilan matière de la zone d'expansion

La revaporisation du fond de tour est estimée à 4% sur brut, de sorte que le reflux R_{ze} est de 8% et le bilan s'établit comme suit:

$$\Sigma \text{Soutirages} = 74\%$$

$$\text{Brut réduit} = 26\%$$

$$\text{d'où } VI = \Sigma S - V_f + R_{ze} = 74 - 4 + 8 = 78\%$$

$$BRI = BR - R_{ze} + V_f = 26 - 8 + 4 = 22\%$$

Pour le bilan matière de la zone d'expansion : il faudra d'abord trouver les densités de VI et BRI soit en utilisant l'abaque donnant les densités des phases à l'équilibre (WT₁ p419) ou soit en estimant les densités de V_f et R_{ze} et en recalculant les densités VI et BRI.

La densité de V_f est estimée légèrement inférieure à celle du G.O. celle de R_{ze} un peu supérieure.

Produits	% Vol	m ³ /h	d ₄ ¹⁵	T/h
Vapeur initiale VI	78	908,547	0,7761	705,123
Revaporisation V _f	+4	46,64	0,825	38,478
Reflux R _{ze}	-8	-93,28	0,900	-83,952
Σ Soutirages	74	861,907	0,7631	659,649
Brut réduit initial BRI	22	257,453	0,9027	232,403
Reflux R _{ze}	+8	93,28	0,900	83,952
Revaporisation V _f	-4	-46,64	0,825	-38,478
Brut réduit	26	304,093	0,9113	277,875

b) Fond de Tour

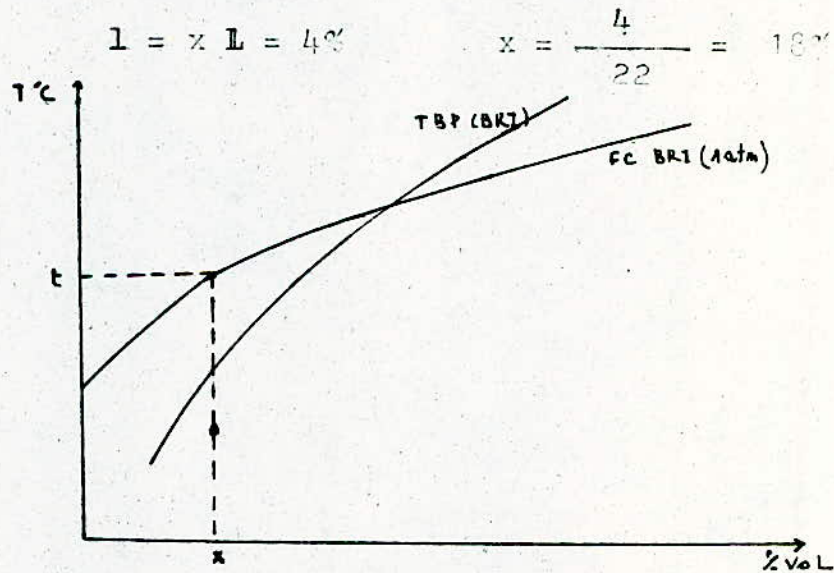
Avec le tableau donné par la méthode d'Obyedniev nous traçons la TBP de BRI et VI

Maintenant nous représentons la FC de BRI à la pression partielle d'HC pour cela nous cherchons d'abord cette pression.

D'autre part la quantité d'eau injectée au fond de colonne doit revaporiser V_f ; nous admettons que cette revaporisation est due uniquement à un équilibre sous pression partielle à la température du fond de tour que nous supposerons être de $365\text{ }^\circ\text{C}$ et que nous vérifierons ensuite par le bilan thermique.

La courbe de vaporisation du B.I est calculée à partir de sa TBP et tracée sous 1 atm.

La température donnée par la FC atm de BRI correspondant à 4% de revaporisation.



$V_f = 4\% \longrightarrow t = 394\text{ }^\circ\text{C} \quad \text{FC BRI (1atm)}$

La FC atm de BRI nous donne $t = 394\text{ }^\circ\text{C}$, il est nécessaire de déplacer cette courbe de vaporisation de $394 - 365 = 29\text{ }^\circ\text{C}$, ce qui correspond à

(cox chart WT₁, p68) à une pression partielle d'hydrocarbures de 0,6 atm.

$$\left. \begin{array}{l} t = 394 \text{ } ^\circ\text{C} \\ P = 1 \text{ atm} . \end{array} \right\} P_p = 0,6 \text{ atm (WT}_1 \text{ p68)}$$

•débit de vapeur d'eau injectée

$$M V_f = 240\text{G}$$

$$\text{Poids} = 38,478 \text{ T/hr}$$

$$\text{nombre de moles de } V_f = \frac{38,478}{240} = 160,325 \text{ Kmoles/hr}$$

Si x est le nombre de moles d'eau injectée à l'heure, nous aurons :

$$0,6 = \frac{P_{ze} \times 160,325}{160,325 + x} \quad \text{avec } P_{ze} = 2,258 \text{ atm}$$

$$x = \frac{2,258 \times 160,325 - 0,6 \times 160,325}{60}$$

$$x = 443,031 \text{ Kmoles/hr}$$

$$\text{Le débit} = 443,031 \times 18 \times 10^{-3} = 7,975 \text{ T/hr}$$

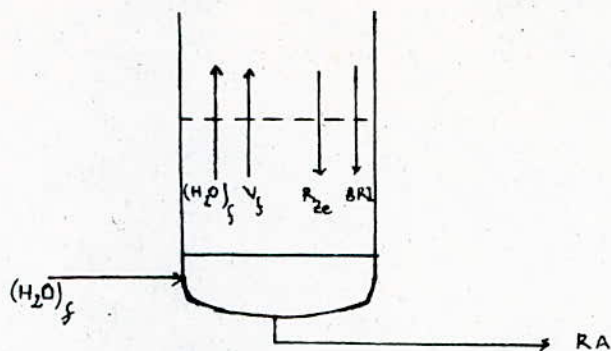
$$\text{Vapeur d'eau (H}_2\text{O)}_f = 7,975 \text{ Kg/hr}$$

•Bilan thermique du fond de tour

entrée = sortie

$$(\text{H}_2\text{O})_f + \text{ERI} + R_{ze} = \text{RA} + V_f + (\text{H}_2\text{O})_f$$

$$(\text{H}_2\text{O})_f \quad \left\{ \begin{array}{l} P = 3 \text{ Kg/Cm}^2 \\ T = 354 \text{ } ^\circ\text{C} \end{array} \right.$$

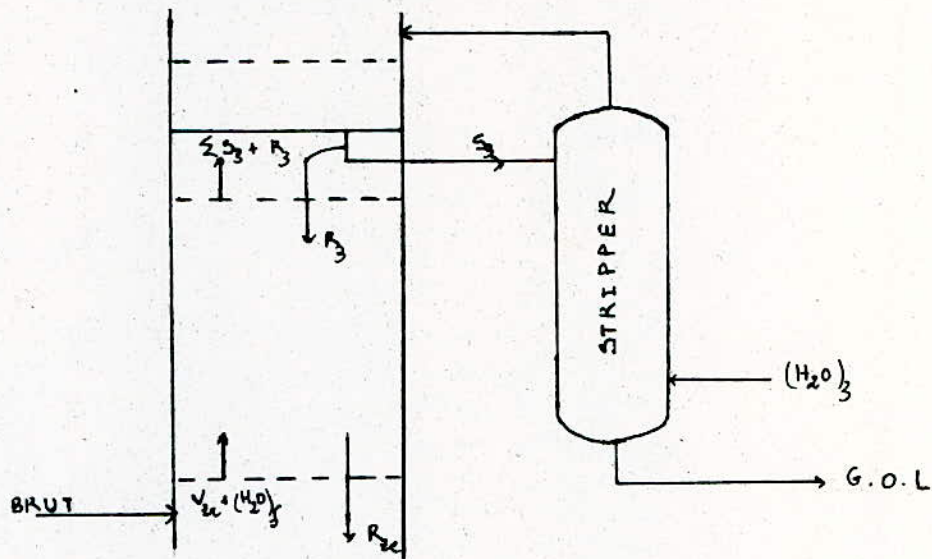


ENTREE						
	état	d_4^{15}	T°C	T/hr	Kcal/Kg	Th/hr
BRI	L	0,9027	365	232,40	219,622	51 040,812
R _{ze}	L	0,900	365	83,952	220,00	18 469,440
(H ₂ O) _f	V		354	7,975	605,161	4 826,119
Total				324,33		74 336,411
SORTIE						
	état	d_4^{15}	T°C	T/hr	Kcal/Kg	Th/hr
V _f	V	0,825	365	38,47	272,50	10 485,295
RA	L	0,9113	359	277,875	213,30	59 270,229
(H ₂ O) _f	V		365	7,975	574,411	4 580,928
Total				324,33		74 336,411

Les enthalpies sont déterminées à partir d'un abaque (WT₁ p 98), sauf pour l'eau qui est donné par le diagramme enthalpique de l'eau.

Le bilan thermique s'équilibre pour une enthalpie de brut réduit à la sortie de 213,3 Kcal/Kg ce qui correspond à une température de 359 °C

c) Soutirage GasOil Lourd



- température d'hypothèse : 310 °C
- fraction revaporisée : 4%
- Vapeur de stripping : 20 Kg/m³
- Nous supposons que la fraction revaporisée est constituée essentiellement de Gasoil léger qui a été revaporisée par injection de 20 Kg de vapeur d'eau par m³ de G.O.L soutiré.

$$d_4^{15}(V_3) = d_4^{15}(G.O.L) = 0,8322$$

$$\text{Poids total } (H_2O)_f = 20 \times \text{Volume G.O.L} = 20 \times 82,553$$

$$\text{Poids } (H_2O)_f = 1,65 \text{ T/hr}$$

- Pression au niveau du stripper : nous considérons que le soutirage du G.O Lourd se fait au niveau du 10^{ème} plateau après la zone d'expansion.

$$P = 2,258 - (10 \times 0,014) = 2,118 \text{ ata}$$

Bilan thermique du stripping de GasOil Lourde

ENTREE						
	état	d_4^{15}	T °C	T/hr	Kcal/Kg	Th/hr
GO	L	0,8575	310	70,969	183,95	13 050,748
V ₃	L	0,8322	310	2,863	187,136	535,77
S ₃	L	0,8586	310	73,832	183,8	13 570,322
(H ₂ O) ₃	V		354	1,65	605,161	998,516
Total				75,482		24 589,034

SORTIE						
	état	d_4^{15}	T °C	T/hr	Kcal/Kg	Th/hr
GO	L	0,8575	306	70,969	181,00	12 843,202
V ₃	V	0,8322	310	2,863	234,136	670,331
(H ₂ O) ₃	V		310	1,65	651,861	1 075,501
Total				75,482		14 589,034

$$S_3 = V_3 + GO$$

$$GO + V_3 + (H_2O)_3 = (H_2O)_3 + GO + V_3$$

Le bilan thermique s'équilibre pour une enthalpie de GasOil Lourde liquide $H_1 = 181$ Kcal/Kg ce qui correspond à une température $T = 306$ °C (WT₁ p99) donc l'hypothèse est vérifiée.

Calcul du volume S₃

S₃ est donné par la loi de Nelson qui relie la quantité

revaporisés par stripping et la quantité d'eau injectée dans les unités de la première distillation.

$$S_3 = V_3 + G.O.L$$

$$V_3 = 4\%$$

$$\text{d'où } S_3 = 0,04S_3 + G.O.L$$

$$S_3 = \frac{G.O.L}{1 - 0,04} = \frac{82,553}{0,96} = 85,993 \text{ m}^3/\text{h}$$

Bilan thermique de la Zone d'expansion -

GasOil Lourde

ENTREE						
	état	T °C	d_4^{15}	T/hr	Kcal/Kg	Th/hr
VI	V	328	0,7761	705,123	252,39	177 965,99
V_f	V	365	0,825	38,478	272,5	10 485,295
R_3	L	310	0,8586	R_3	183,8	183,8
$(H_2O)_f$	V	365		7,975	574,411	4 580,925
Total				751,576 + R_3		193 032,17 + 183,8 R_3

SORTIE						
	état	T °C	d_4^{15}	T/hr	Kcal/Kg	Th/hr
ΣS_3	V	310	0,7631	659,649	242,42	159 917,30
R_3	V	310	0,8586	R_3	231	231 R_3
R_{ze}	L	365	0,9000	83,952	220	18 469,44
$(H_2O)_f$	V	310		7,975	651,861	5 198,915
Total				751,576 + R_3		183 585,42 + 231 R_3

.Calcul de reflux interne R_3

à partir du tableau ci-dessus nous avons l'égalité suivante :

$$193\,032,17 + 183,8 R_3 = 183\,585,42 + 231 R_3$$

$$R_3 = \frac{193\,032,17 - 183\,585,42}{231 - 183,8}$$

$$R_3 = 200,143 \text{ T/hr}$$

.Détermination de la masse liquide par heure sur le plateau de soutirage

$$L = S_3 + R_3 = 73,832 + 200,143 = 273,975 \text{ T/hr}$$

.Débit vapeur traversant le plateau

$$V = \sum S_3 + V_3 = 659,649 + 200,143 = 859,792 \text{ T/hr}$$

.Contrôle de la température

Nous supposons que le soutirage est à la température de bulle sous la pression partielle de la somme des soutirages.

-Incondensables : condensat + Essence totale + Kérosène
+ V_{H_2O}

$$n_1 = 491,76 + 3\,175,66 + 689,2 + \frac{7,975 \cdot 10^3}{18}$$

$$n_1 = 4\,799,68 \text{ Kmoles/hr}$$

-GasOil Lourde : $S_3 + R_3$

$$n_2 = \frac{S_3 + R_3}{M} = \frac{273,975}{289} \cdot 10^3 = 948,010 \text{ Kmoles/hr}$$

-Pression totale : 2,118 atm

-Pression partielle du gasoil Lourde : $P_p = y_i P_t$

$$y_{GO} = \frac{n_2}{n_1 + n_2} = \frac{948,01}{4\,799,68 + 948,01} = 0,165$$

$$P_p = 0,165 \times 2,118 = 0,35 \text{ atm}$$

Nous considérons en première approximation que la coupe GasOil Lourd est bien fractionnée et que la courbe de distillation TBP de celle-ci est voisine de la portion TBP du brut correspondant à la largeur de la fraction GasOil Lourd (69 - 74%)

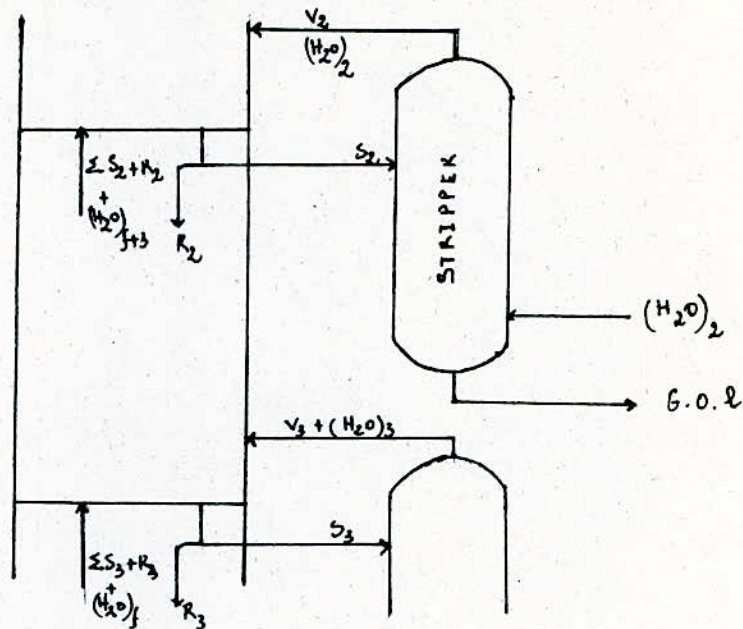
Donc à partir de la courbe TBP GasOil Lourd nous traçons la flash curve atmosphérique puis la FC à 0,35 atm. Lorsque la courbe sera représentée nous prenons le point 0% vaporisé, nous ferons une comparaison avec la température prise par hypothèse, dont l'écart ne dépasse pas 10°C.

Nous trouvons la température de bulle (0%) = 310 °C

Température d'hypothèse : 310 °C

Donc l'hypothèse est vérifiée.

a) Soutirage GasOil léger



- température d'hypothèse : 270 °C
- fraction revaporisée : 4%
- vapeur de stripping : 20Kg/m³
- Nous supposons que la fraction revaporisée est constituée essentiellement de Kérosène

$$d_4^{15}(V_3) = d_4^{15}(\text{Kérosène}) = 0,8003$$

- Poids total $(H_2O)_2 = 20 \times \text{Volume du G.O.l}$
 $= 20 \times 176,532 = 3\,530,64 \text{ Kg/hr}$

$$\text{Poids}(H_2O)_2 = 3,53 \text{ T/hr}$$

- Pression au niveau du stripper : nous considérons que le soutirage du G.O.léger se fait au niveau du 5^{eme} plateau ou du 20^{eme} plateau après le soutirage du G.O.Lourd.

Au niveau du 5^{eme} plateau $P = 2,118 - (5 \times 0,014)$
 $P = 2,048 \text{ atm}$

Au niveau du 20^{eme} plateau $P = 2,118 - (20 \times 0,014)$
 $P = 1,838 \text{ atm}$

Bilan thermique du stripping de GasOil léger

ENTREE						
	état	d_4^{15}	T °C	T/hr	Kcal/Kg	Th/hr
GO	L	0,8322	270	147,281	158,78	23 273,996
V ₂	L	0,8003	270	5,887	161,00	947,807
S ₂	L	0,8309	270	153,168	157,904	24 185,803
(H ₂ O) ₂	V		354	3,53	605,161	2 136,21
Total				156,698		26 322,21

SORTIE						
	état	d_4^{15}	T °C	T/hr	Kcal/Kg	Th/hr
GO	L	0,8322	265,5	147,281	154,236	22 716,051
V ₂	V	0,8003	270	5,887	213,00	1 253,931
(H ₂ O) ₂	V		270	3,53	666,30	2 352,039
Total				156,698		26 322,02

Le bilan thermique s'équilibre pour une enthalpie de GasOil léger $H_1 = 154,236 \text{ Kcal/Kg}$ qui correspond à une température $T = 265,5 \text{ °C}$ (WT₁ p99) donc l'hypothèse est vérifiée.

Calcul du volume de S₂

$$S_2 = V_2 + G.O.1$$

$$V_2 = 4\%$$

$$S_2 = 0,04S_2 + G.O.1$$

$$S_2 = \frac{G.O.1}{1 - 0,04} = \frac{176,532}{0,96} = 184 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Bilan thermique de la section GasOil Lourd -
GasOil léger

ENTREE						
	état	T°C	d_4^{15}	T/h	Kcal/Kg	Th/h
ΣS_3	V	310	0,7631	59,649	242,428	159 917,39
R_3	V	310	0,8586	200,143	231,00	46 233,033
R_2	L	270	0,8309	R_2	157,904	157,904 R_2
V_3	V	310	0,8322	2,863	234,136	670,331
$(H_2O)_f$	V	310		7,975	651,861	5 198,915
$(H_2O)_3$	V	310		1,65	651,861	1 075,501
Total				872,28 + R_2		213 095,17 + 157,904 R_2

SORTIE						
	état	T°C	d_4^{15}	T/h	Kcal/Kg	Th/h
ΣS_2	V	270	0,7531	588,656	217,751	128 181,02
R_2	V	270	0,8309	R_2	209,292	209,292 R_2
$S_3 + R_3$	L	310	0,8586	273,975	183,796	50 355,509
$(H_2O)_f$	V	270		7,975	666,30	5 313,702
$(H_2O)_3$	V	270		1,65	666,30	1 099,395
Total				872,28 + R_2		184 949,67 + 209,292 R_2

• Calcul du reflux interne R_2

à partir du tableau précédent nous avons l'égalité :

$$213\,095,17 + 157,904 R_2 = 184\,949,67 + 209,292 R_2$$

$$R_2 = \frac{213\,095,17 - 184\,949,67}{209,292 - 157,904}$$

$$R_2 = 547,706 \text{ T/hr}$$

• Débit liquide sur le plateau de soutirage

$$L = S_2 + R_2 = 153,168 + 547,706 = 700,874 \text{ T/h}$$

• Débit vapeur traversant le plateau

$$V = \Sigma S_2 + V_2 = 588,656 + 547,706 = 1\,136,362 \text{ T/h}$$

• Contrôle de la température

-Incondensables : condensat + essence totale + V_{H_2O}

$$n_1 = 491,76 + 3\,175,66 + \frac{7,975 + 1,65}{18} \times 10^3$$

$$n_1 = 4\,202,14 \text{ Kmoles/hr}$$

-GasOil léger : $S_2 + R_2$

$$n_2 = \frac{R_2 + S_2}{M} = \frac{700,874 \cdot 10^3}{213,38} = 3\,284,628 \text{ Kmoles/h}_2$$

-Pression totale

$$1^{\text{er}} \text{ cas } P = 2,048 \text{ atm} \quad 2^{\text{ème}} \text{ cas } P = 1,838 \text{ atm}$$

-Pression partielle du gasoil léger

$$y = \frac{n_2}{n_1 + n_2} = \frac{3\,284,628}{4\,202,14 + 3\,284,628} = 0,439$$

$$1^{\text{er}} \text{ cas } P_p = 0,439 \times 2,048 = 0,9 \text{ atm}$$

$$2^{\text{ème}} \text{ cas } P_p = 0,439 \times 1,838 = 0,8 \text{ atm}$$

Nous traçons la FC à 0,9atm et à 0,8atm (de même que le GasOil Lourd).

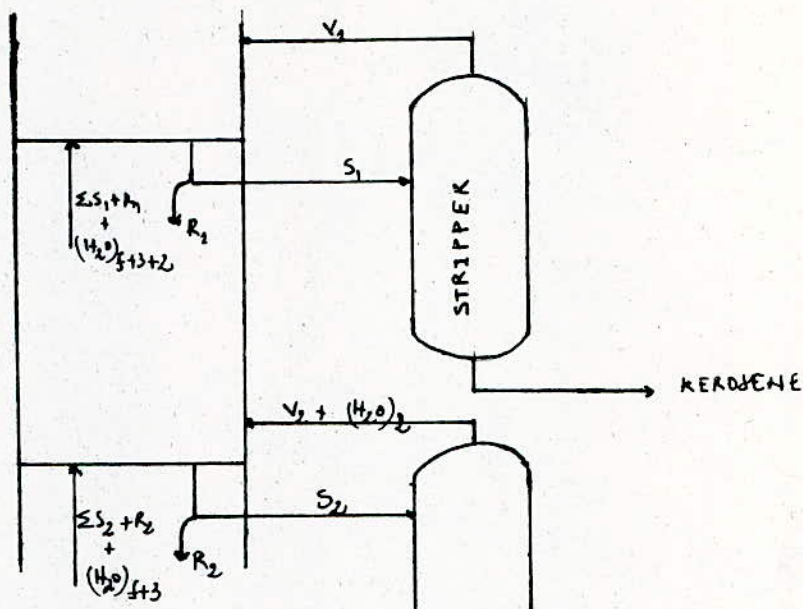
Nous trouvons une température de bulle du GasOil léger égale à :

$$FC(0,9atm) \quad T = 265^{\circ}C \quad \Delta T = 270 - 265 = 5^{\circ}C$$

$$FC(0,8atm) \quad T = 261^{\circ}C \quad \Delta T = 270 - 261 = 9^{\circ}C$$

Dans les deux cas la température d'hypothèse est vérifiée

e) Soutirage Kérosène



• Température d'hypothèse : 220°C

• fraction revaporisée : 4%

Nous supposons que la fraction revaporisée est constituée essentiellement d'essence totale

$$d_4^{15}(V) = d_4^{15}(\text{ess totale}) = 0,7255$$

• pression au niveau du stripper :

Nous considérons que le soutirage du Kérosène se fait au niveau du 26^{ème} plateau ou du 11^{ème} plateau après le soutirage du G.O.léger.

$$P = 2,048 - 26 \times 0,014 = 1,838 - 11 \times 0,014$$

$$P = 1,684 \text{ atm}$$

Bilan thermique du stripping de Kérosène

ENTREE						
	état	d_4^{15}	T°C	T/hr	Kcal/Kg	Th/hr
Kéro	L	0,8003	220	113,25	125,97	14 266,103
VI	L	0,7255	220	4,264	134,96	562,677
S ₁	L	0,7973	220	117,514	126,187	14 828,78
Total				117,514		14 828,78

SORTIE						
	état	d_4^{15}	T°C	T/hr	Kcal/Kg	Th/hr
Kéro	L	0,8003	216	113,25	123,71	14 010,264
V ₁	V	0,7255	220	4,264	191,96	818,517
Total				117,514		14 828,78

Le bilan thermique s'équilibre pour une enthalpie liquide de Kérosène $H_1 = 123,71$ Kcal/Kg qui correspond à une température $T = 216^\circ\text{C}$ (WT₁ p99) donc l'hypothèse est vérifiée.

Calcul du volume S_1

$$S_1 = V_1 + \text{Kéro}$$

$$V_1 = 4\%$$

$$S_1 = 0,04S_1 + \text{Kéro}$$

$$S_1 = \frac{141,086}{0,96} = 147 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Bilan thermique de la section GasOil léger-
Kérosène

ENTREE						
	état	d_4^{15}	T°C	T/hr	Kcal/Kg	Th/hr
ΣS_2	V	0,7531	270	588,656	217,752	128 181,02
R_2	V	0,8309	270	547,706	209,292	114 630,48
V_2	V	0,8003	270	5,887	213,00	1 253,931
R_1	L	0,7973	220	R_1	126,187	126,187 R_1
$(H_2O)_3$	V		270	1,65	666,300	1 093,395
$(H_2O)_2$	V		270	3,53	666,300	2 352,039
$(H_2O)_f$	V		270	7,975	666,300	5 313,742
Total				1155,404 + R_1		252 830,61 + 126,187 R_1

SORTIE						
	état	d	T°C	T/hr	Kcal/Kg	Th/hr
ΣS_1	V	0,7320	220	441,375	190,80	84 124,35
R_1	V	0,7973	220	R_1	184,27	184,27 R_1
S_2+R_2	L	0,8309	270	700,874	157,904	110 670,81
$(H_2O)_3$	V		220	1,65	668,678	1 103,319
$(H_2O)_2$	V		220	3,53	668,678	2 360,433
$(H_2O)_f$	V		220	7,975	668,678	5 332,707
Total				1155,404 + R_1		203 684,62 + 184,27 R_1

.Calcul de reflux interne R_1

$$252\,830,61 + 126,187 R_1 = 203\,681,62 + 184,27 R_1$$

$$R_1 = \frac{252\,830,61 - 203\,681,62}{184,27 - 126,187}$$

$$R_1 = 846,185 \text{ T/hr}$$

.Détermination du débit liquide sur le plateau de soutirage

$$L = S_1 + R_1 = 117,514 + 846,185 = 963,699 \text{ T/hr}$$

.Débit vapeur traversant le plateau

$$V = \Sigma S_1 + V_1 = 441,375 + 846,185 = 1\,287,56 \text{ T/hr}$$

.Contrôle de la température

-incondensable : condensat + vapeur d'eau

$$n_1 = 491,76 + \frac{7,975 + 1,65 + 3,53}{18} 10^3$$

$$n_1 = 1\,222,59 \text{ Kmoles/hr}$$

-Kérosène : $S_1 + R_1$

$$n_2 = \frac{S_1 + R_1}{M} = \frac{963,699}{164,32} 10^3 = 5\,864,77 \text{ Kmoles/hr}$$

-Pression totale : 1,684 atm

-Pression partielle du Kérosène : $P_p = y P$

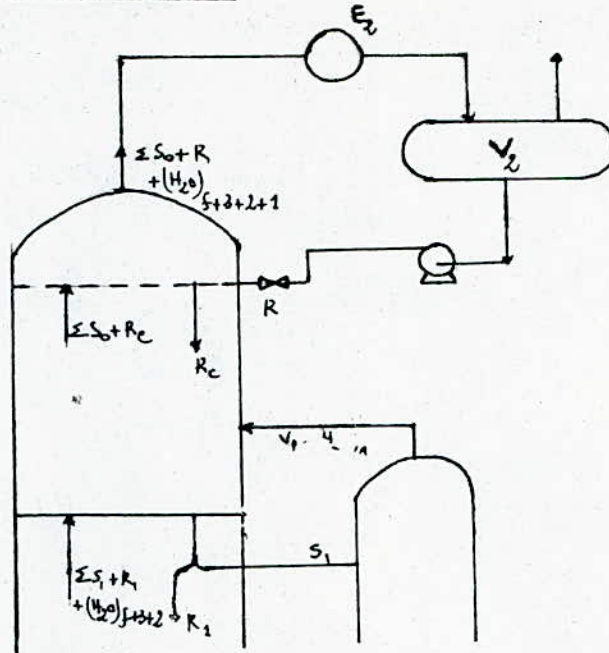
$$y = \frac{n_2}{n_1 + n_2} = \frac{5\,864,77}{5\,864,77 + 1\,222,59} = 0,82$$

$$P_p = 0,82 \times 1,684 = 1,38 \text{ atm}$$

Nous traçons la FC à 1,38atm (de même que le gasoil lourd).

La température de bulle est de 219 °C, d'où la 1^{ère} hypothèse est vérifiée.

f) Tête de colonne



- température d'hypothèse : 140°C
- hypothèse température de reflux : 100°C
- pression de tête : 1,6 atm

Bilan thermique sommet de la colonne

ENTREE						
	état	d_{14}^{15}	T°C	T/hr	Kcal/Kg	Th/hr
ΣS_1	V	0,732	220	441,375	190,8	84 214,35
R_1	V	0,7973	220	846,185	184,27	155 926,51
$(H_2O)_T$	V		220	13,155	668,678	8 796,459
R_c	L	0,7255	140	R_c	147,45	147,45 R_c
V_1	V	0,7255	220	4,246	131,96	562,677
Total				1304,979 + R_c		249 500 + 147,45 R_c

SORTIE						
	état	d_4^{15}	T° C	T/hr	Kcal/Kg	Th/hr
ΣS_o	V	0,7085	140	328,125	204,15	66 986,719
R_c	V	0,7255	140	R_c	202,15	202,15 R_c
$(H_2O)_T$	V		140	13,155	650,78	8 561,01
$S_1 + R_1$	L		220	963,699	126,187	121 606,29
Total				1304,979 + R_c		197 154,02 + 202,15 R_c

$$\bullet (H_2O)_T = (H_2O)_{f+3+\bar{2}} \quad 7,975 + 3,53 + 1,65 = 13,155 \text{ T/hr}$$

Nous considérons R_c comme essence totale donc il a les mêmes propriétés.

$$d_4^{15}(R_c) = 0,7255$$

• Calcul du reflux interne chaud R_c

Le bilan thermique s'équilibre :

$$249\,500 + 147,45 R_c = 197\,154,02 + 202,15 R_c$$

$$R_c = \frac{249\,500 - 197\,154,02}{202,15 - 147,45}$$

$$R_c = 956,965 \text{ T/hr}$$

• Calcul de la quantité de vapeur au sommet de la colonne

$$\Sigma S_o + R_c = 328,125 + 956,965 = 1\,285,09 \text{ T/hr}$$

• Calcul du reflux externe

R est déterminé par un bilan thermique en considérant que la quantité de chaleur cédée par R_c est prise par R

$$Q_{R_c} = Q_R$$

$$R_c (H_{140}^V - H_{140}^L) = R (H_{140}^V - H_{100}^L)$$

Le reflux externe arrive du ballon de reflux (100°C) et entre dans la colonne au niveau du plateau à 140°C

Détermination des enthalpies

-Enthalpie liquide et vapeur de R_c

R est de l'essence totale _____ $d_4^{15} = 0,7255$

$$H_{140}^V = 202,15 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H_{140}^L = 147,45 \text{ Kcal/Kg}$$

abaque (WT₁ p98)

-Enthalpie liquide et vapeur de R

$$H_{140}^V = 202,15 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H_{100}^L = 54,00 \text{ Kcal/Kg}$$

$$R = \frac{H_{140}^V - H_{140}^L}{H_{140}^V - H_{100}^L} R_c = \frac{202,15 - 147,45}{202,15 - 54,00} \times 956,96$$

$$R = 353,331 \text{ T/hr}$$

• Calcul de la quantité de vapeur (ligne de tête)

$$\Sigma S_o + R = 328,125 + 353,331 = 681,456 \text{ T/hr}$$

• Contrôle de la température

-incondensables : vapeur d'eau

$$n_1 = \frac{13,155}{18} \times 10^3 = 730,833 \text{ Kmoles/hr}$$

-Hydrocarbures : $S_o + R = 681,456 \text{ T/hr}$

$$n_1 = \frac{681,456}{95} 10^3 = 7\,173,221 \text{ Kmoles/hr}$$

-pression totale $P = 1,684 - 6 \times 0,014 = 1,6 \text{ atm}$

-pression partielle $P_p = P y$

$$y = \frac{n_2}{n_1 + n_2} = \frac{7\,173,221}{770,833 + 7\,173,221} = 0,907$$

$$P_p = 0,907 \times 1,6 = 1,45 \text{ atm}$$

Nous traçons la FC à 1,45atm à partir de celle à 1atm (essence totale), nous trouvons une température de rosée égale à 139°C, la température supposée était de 140°C, donc l'hypothèse est vérifiée.

TRACE DES COURBES DES COUPES

TEMPERATURE °C

400

200

0

50

% VOL

TBP (G.O.L)

FC (1 atm)

FC (0,35 atm)

TBP (G.O.L)

FC (1 atm)

FC (0,35 atm)

FC (0,8 atm)

TBP (K'10)

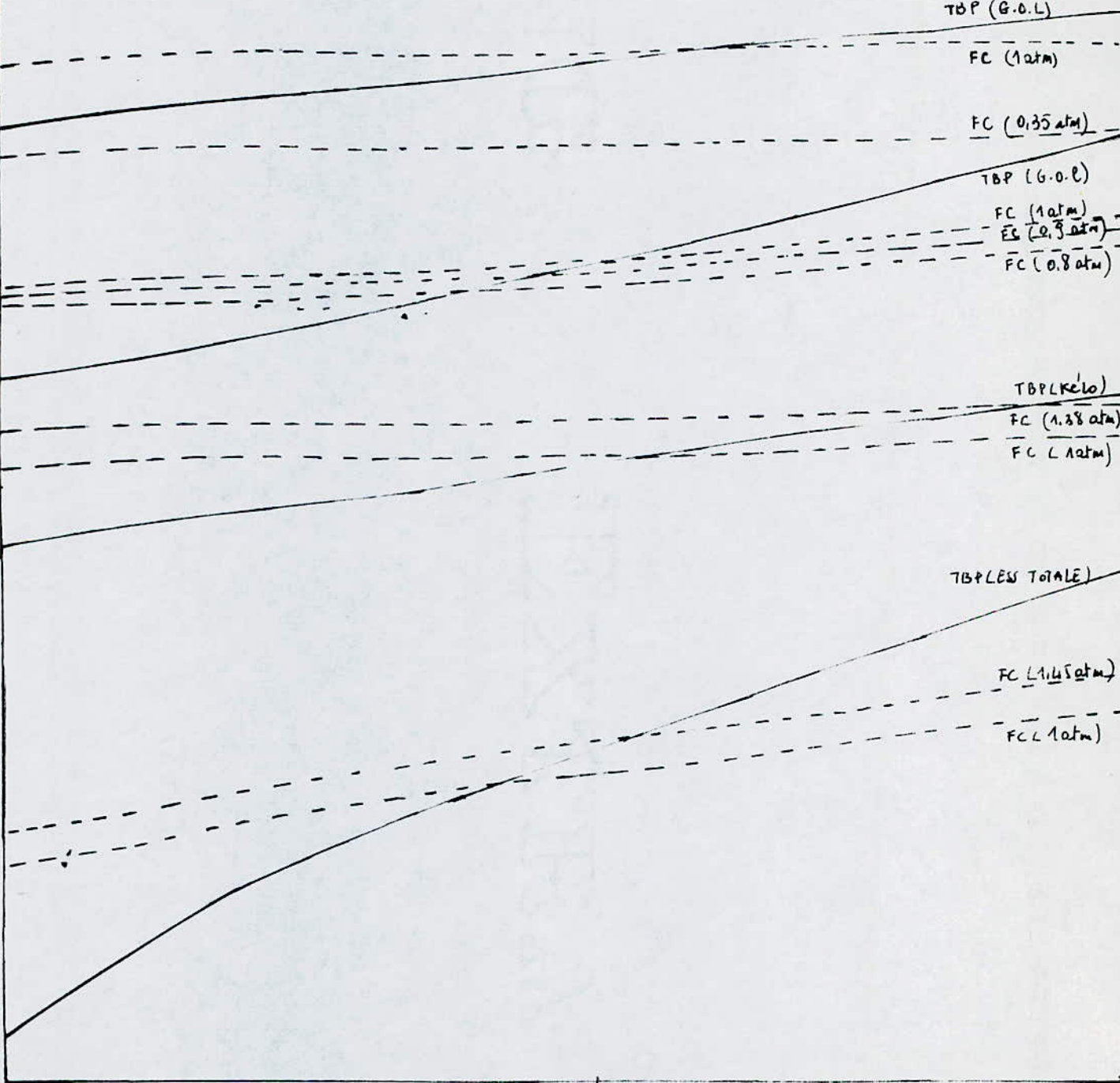
FC (1,38 atm)

FC (1 atm)

TBP LES TOTALE

FC (1,145 atm)

FC (1 atm)



- Nous traçons ces courbes afin de vérifier les températures estimées pour chaque coupe.
- Les soutirages (G.O.L, G.O.l, Kérosène) se font à leurs points de bulles, par contre le soutirage Essence totale se fait à son point de rosée.
- Il faut que l'écart entre la température estimée et la température de bulle et de rosée ne dépasse pas 10°C.

	Température d'hypothèse °C	Température lue sur les courbes °C	Ecart °C
G.O.L 0,35 atm	310	310	0
G.O.l 0,8 atm	270	261	9
G.O.l 0,9 atm	270	265	5
Kérosène 1,38 atm	220	219	1
Essence total 1,45 atm	140	139	1

Nous constatons que tous les écarts ne dépassent pas 10°C, donc nous pouvons conclure que les températures estimées sont valables.

g) Pumparound

La distillation atmosphérique est pourvue de deux circulations latérales.

-pumparound inferieur

-pumparound superieur

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

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

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

Pumparound inferieur : prelevé du 12^{eme} plateau au moyen d'une pompe, après avoir été refroidi dans le E20 (1^{ere} coupe rebouilleur), côté des tuyaux, avec le fond de stripper de la première coupe, dans le E6 A/B (brut /P.A. Inferieur) retourne à la colonne au dessus du 14^{eme} plateau.

Si on admet qu'on soutire 25% de debit liquide bouillant se trouvant au 12^{eme} plateau.

$$\frac{25}{100} \times 168 = 42 \text{T/hr}$$

Capacité thermique du reflux

$$Q = M H = M(H_{310}^L - H_{234}^L)$$
$$Q = 42 (183,8 - 130,25) = 2.249 \cdot 10^3 \text{ Kcal/hr}$$

Au dessus du 12^{eme} plateau les débits liquides et vapeurs se trouvent réduits dans une proportion correspondante à cette quantité de chaleur Q d'où la nouvelle repartition.

1 - Sommet de colonne

$$\cdot R = 353,33 - \frac{2\ 249}{202,15 - 54} = 338 \text{ T/hr}$$

$$\cdot \text{Vapeur de tête } \sum S_0 + R = 328 + 338 = 666 \text{ T/hr}$$

2 - 2^{eme} plateau

$$\cdot R_c = 957 - \frac{2\ 249}{202,15 - 147,45} = 916 \text{ T/hr}$$

$$\cdot \text{Vapeur } \sum S_0 + R_c = 328 + 916 = 1\ 244 \text{ T/hr}$$

3 - Kérosène

$$\cdot \text{liq } (R_1 + S_1) = 964 - \frac{2\ 249}{184,27 - 126,20} = 926 \text{ T/l}$$

$$\cdot \text{Reflux interne } R_1 = 846,2 - \frac{2\ 249}{184,27 - 126,2} = 807,57/5$$

$$\cdot \text{Vapeur } \sum S_1 + R_1 = 441,38 + 807,5 = 1\ 249 \text{ T/hr}$$

4 - G.O.léger

$$\cdot \text{liq } (S_2 + R_2) = 701 - \frac{2\ 249}{209,3 - 158} = 657 \text{ T/hr}$$

$$\cdot \text{Reflux interne } R_2 = 547,71 - \frac{2\ 249}{209,3 - 158} = 504 \text{ T/h}_2$$

$$\cdot \text{Vapeur } \sum S_2 + R_2 = 588,66 + 504 = 1\ 093 \text{ T/hr}$$

5 - G.O.Lourd

$$\cdot \text{liq } (R_3 + S_3) = 274 - \frac{2\ 249}{231 - 184} = 226 \text{ T/hr}$$

$$\cdot \text{Reflux interne } R_3 = 200,14 - \frac{2\ 249}{231 - 184} = 152 \text{ T/h}_2$$

$$\cdot \text{Vapeur } \sum S_3 + R_3 = 659,63 + 152,3 = 812 \text{ T/hr}$$

6 - Liquide sur le 12^{eme} plateau

$$168 + 42 = 210 \text{ T/hr}$$

Pumparound superieur : prelevé du 33^{eme} plateau au moyen d'une pompe, apres avoir été refroidi dans le E5 (brut/P.A superieur) retourne à la colonne au dessus du 34^{eme} plateau.

1^{er} Cas

débit de liquide bouillant soutiré comme reflux (G.O léger)

$$\frac{25}{100} \times 464 = 116 \text{ T/hr}$$

Capacité thermique

$$Q = M (H_{270}^1 - H_{219}^1)$$

$$Q = 116 (158 - 124) = 3\,921 \text{ Kcal/hr}$$

1 - Sommet de colonne

$$.R = 338,15 - \frac{3\,921}{202,15 - 54} = 312 \text{ T/hr}$$

$$.Vapeur \text{ de tête } \Sigma S_0 + R = 328,13 + 312 = 640 \text{ T/hr}$$

2 - 2^{eme} plateau

$$.R_c = 916 - \frac{3\,921}{202,15 - 147,45} = 844 \text{ T/hr}$$

$$.Vapeur \Sigma S_0 + R_c = 328,13 + 844 = 1\,172 \text{ T/hr}$$

3 - Kérosène

$$.liq (R_1 + S_1) = 925,67 - \frac{3\,921}{184,27 - 126,2} = 858 \text{ T/hr}$$

$$.Reflux interne R_1 = 807,5 - \frac{3\,921}{184,27 - 126,2} = 740 \text{ T/hr}$$

$$.Vapeur \Sigma S_1 + R_1 = 441,38 + 740 = 1\,181 \text{ T/hr}$$

4 - G.O.léger

$$\cdot \text{liq } (S_2 + R_2) = 657,16 - \frac{3\ 921}{209,3 - 158} = 581 \text{ T/hr}$$

$$\cdot \text{Reflux interne } R_2 = 504 - \frac{3\ 921}{209,3 - 158} = 428 \text{ T/hr}$$

$$\cdot \text{Vapeur } \Sigma S_2 + R_2 = 588,66 + 427,57 = 1\ 016 \text{ T/hr}$$

5 - Liquide sur le 33^{eme} plateau

$$464 + 116 = 580 \text{ T/hr}$$

2^{eme} Cas

Si nous admettons que le liquide bouillant soutiré au 33^{eme} plateau est du Kérosène

$$\frac{25}{100} \times 734 = 183,5 \text{ T/hr}$$

Capacité thermique

$$Q = M (H_{220}^1 - H_{170}^1)$$

$$Q = 183,5 (126 - 94) = 5\ 872\ 10 \text{ Kcal/hr}$$

1 - Sommet de colonne

$$\cdot R = 338,15 - \frac{5\ 872}{202,15 - 54} = 298,5 \text{ T/hr}$$

$$\cdot \text{Vapeur de tête } \Sigma S_0 + R = 328,13 + 298,51 = 627 \text{ T/hr}$$

2 - 2^{eme} plateau

$$\cdot R_c = 916 - \frac{5\ 872}{202,15 - 147,45} = 809 \text{ T/hr}$$

$$\cdot \text{Vapeur } \Sigma S_0 + R_c = 328,13 + 809 = 1\ 137 \text{ T/hr}$$

3 - Kérosène

$$\text{.liq } (R_1 + S_1) = 925,67 - \frac{5\ 872}{184,27 - 126,2} = 824,5 \text{ T/hr}$$

$$\text{.Reflux interne } R_1 = 807,5 - \frac{5\ 872}{184,27 - 126,2} = 706 \text{ T/hr}$$

$$\text{.Vapeur } \sum S_1 + R_1 = 441,38 + 706,38 = 1\ 148 \text{ T/hr}$$

4 - Liquide sur le 33^{eme} plateau

$$734 + 183,5 = 917,5 \text{ T/hr}$$

Débits liquides le long de la colonne

	Sans reflux circulant		Avec reflux circulant			
	T° C	d ₁₅	T/h	Pump around In	P.A. Sup	
					1 ^{er} cas	2 ^{eme} cas
R	140	0,7255	353,33	338	312	298,5
R _c	140	0,7255	957	916	844	809
R ₁ + S ₁	220	0,7973	964	926	858	824,5
R ₁	220	0,7973	846,20	807,5	740	706
R ₂ + S ₂	270	0,8309	701	657	581	657
R ₂	270	0,8309	547,71	504	428	504
R ₃ + S ₃	310	0,8586	274	226	226	226
R ₃	310	0,8586	200,14	152	152	152
R _{ze}	365	0,9000	84	84	84	84
BRI	365	0,9027	232,4	232,4	232,4	232,4
BRI + R _{ze}	365	0,9020	316,36	316,36	316,36	316,36
BR			278	278	278	278

Débits vapeurs le long de la colonne

	Sans reflux circulant		Avec reflux circulant		
	T/h	P.A Inferieur	P.A. Sup		
			1 ^{er} cas	2 ^{eme} cas	
$\Sigma S_0 + R + (H_2O)_{f+3+2}$	694,61	679,5	653	638	
$\Sigma S_0 + R_c + (H_2O)_{f+3+2}$	1298,25	1257	1186	1150	
$\Sigma S_1 + R_1 + (H_2O)_{f+3+2}$	1301	1262	1195,5	1161	
$\Sigma S_2 + R_2 + (H_2O)_{f+3}$	1146	1102	1026	1102	
$\Sigma S_3 + R_3 + (H_2O)_f$	868	820	820	820	
$VI + V_f + (H_2O)_f$	752	752	752	752	
$V_f + (H_2O)_f$	46,45	46,45	46,45	46,45	

3-2 QUALITE DE FRACTIONNEMENT

On doit vérifier la qualité de fractionnement entre les différentes coupes en l'ecart entre le 5% volume de la coupe lourde et le 95% volume de la coupe légère sur les "ASTM" des coupes.

La sélectivité du fractionnement est déterminée grâce à l'approximation de J.W Packie (Wuithier T₁ p528)

A- sans reflux circulant

a) débits volumiques des reflux internes

	T/hr	d_4^{15}	m ³ /hr
R _c	956,965	0,7255	1 319,042
R ₁	846,185	0,7973	1 061,313
R ₂	547,706	0,8309	659,172

b) qualité de fractionnement

		Essence total-Kéro	Kérosène - G.O.léger		G.O.léger - G.O.Lourd	
n	nbre de plateaux	6	26	11	5	20
m ³ /h	reflux interne R _i	1 319,042	1 061,313		659,172	
m ³ /h	S _i	461,736	602,822		779,354	
	taux de reflux r _f	2,86	1,76		0,85	
	F=n x r _f	17,16	45,76	19,36	4,25	17
°C	Pt 50% TBP S _{i+1}	207	272		340	
°C	Pt 50% TBP S _i	105	126		156	
°C	différence Pt 50%	102	146		184	
	Décalage	22,5-3=19,5	28,4-3	24,5-3	33-3	51,5-3
		GAP	GAP	GAP	GAP	GAP

$$r_f = \frac{R_i}{S_i}$$

Remarques

- Les points 50% sont déterminés à partir des TBP des coupes suivant les soutirages inférieurs (i+1) et supérieurs (i)
- Nous avons retranché 3°C du décalage(GAP) car nous avons pris les points 50% TBP des coupes
- Nous remarquons que la section gasoil léger /gasoil Lourd a une très grande sélectivité par rapport aux autres sections qui sont aussi bonnes.

B- Avec reflux circulant

a) débits volumiques des reflux internes

	1 ^{er} Cas			2 ^{em} Cas		
	T/h	d_4^{15}	m^3/h	T/h	d_4^{15}	m^3/h
R _c	844,32	0,7255	1 164	808,65	0,7255	1 114,61
R ₁	740,00	0,7973	928,1	706,38	0,7973	886,00
R ₂	427,57	0,8309	514,6	504,00	0,8309	606,57

b) qualité de fractionnement

n	nombre de plateaux	Essence totale -Kérosène		Kérosène- GasOil léger		GasOil léger- GasOil Lourd	
		6	6	11	26	20	5
m^3/h	reflux interne R _i	1164	1114,61	928,13	886	514,6	606,57
m^3/h	S _i	461,74	461,74	602,82	602,82	779,35	779,35
	Taux de reflux r _f	2,52	2,41	1,54	1,50	0,66	0,78
	F _i n x r	15,10	14,46	16,94	39	13,2	3,9
°C	Pt50%TBP _{S_{i+1}}		207		272		340
°C	Pt50%TBP _{S_i}		105		126		156
	Différence Pt50%		102		146		184
	Décalage °C	10,2-3	6,25-3	22,5-3	27,6-3	20,8-3	3,3-3
		GAP	GAP	GAP	GAP	GAP	GAP

3-3 BILAN THERMIQUE DE LA COLONNE DE DISTILLATION

	T/h	Kcal/ Kg	Th/h		T/h	Kcal/ Kg	Th/h
VI+BRI	935,5		230 511,1	Résidu	277,875	213,3	59 270, 228
(H ₂ O) _T	13,155		7 556,4	G.O.L	70,969	181	12 843, 202
				G.O.l	147,281	154,2	22 716, 051
				Kéro	113,25	123,7	14 010, 263
				Ess	301,688	54,0	16 291, 152
				Gaz	26,437		4 926, 600
				(H ₂ O) _T	13,155	100,1	1 316, 816
				Q _c			108 766, 700
Total			238 067,5				240 141, 010

En regardant ce tableau, nous remarquons une différence entre la sortie et l'entrée du bilan thermique.

$$240\ 141,01 - 238\ 067,50 = 2\ 073,51\ \text{Th/h}$$

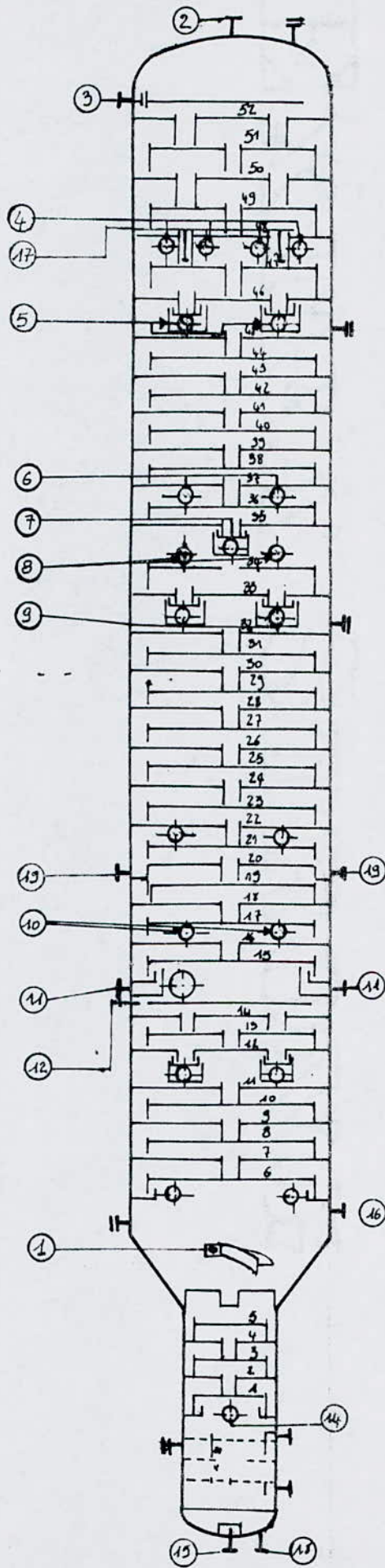
Cette différence est due aux erreurs de lectures faites sur abaques tels que les enthalpies.

Nous pouvons évaluer l'erreur :

$$E = \frac{2\ 073,51}{240\ 141,01} = 0,0086$$

$$E = 0,86\%$$

COLONNE DE DISTILLATION



N ^o	Designation	N ^o	Designation
1	Entree de l'aliment	12	Retour PA inférieur
2	Sortie de vapeur de tête	13	Sortie PA inférieur
3	Entree de reflux	14	Vapeur de stripping
4	Strip out I ^{er} Coupe	15	Produit de fond
5	Sortie I ^{er} Coupe	16	Vap de Flash Drum
6	Strip out II ^{er} Coupe	17	Insertion NH ₃
7	Sortie II ^{er} Coupe	18	Drainage
8	Retour PA Supérieur	19	Sortie II ^{er} Coupe
9	Sortie PA supérieur	20	Strip out II ^{er} Coupe
10	Strip out III ^{er} Coupe	21	Sortie III ^{er} Coupe

3-4 CALCUL DE LA COLONNE A DISTILLATION ATMOSPHERIQUE

Quelque soit le type de plateau utilisé, le contact liquide vapeur est assuré par l'échauffement de la vapeur à travers des orifices ménagés sur le plateau.

Cette vapeur barbote à travers la nappe liquide qui s'écoule sur le plateau et dont le niveau est maintenu par un déversoir au delà duquel une descente conduit le liquide vers le plateau inférieur.

La traversée du plateau et du liquide par la vapeur provoque une certaine perte de charge qui est fonction des débits liquides et vapeurs des propriétés physiques des deux phases et des caractéristiques dimensionnelle du plateau

La colonne est équipée de plateau à calottes les plus répandu dans les industries pétrolières.

En tête de colonne les calottes sont en acier au carbone avec 4,5mm de surepaisseur de corrosion.

Au fond de colonne les calottes sont en acier au carbone avec 13% Cr (épaisseur 2mm).

Estimation du diamètre

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

Section de rectification

Le diamètre sera fixé par le débit de vapeurs maximal. Le plateau le plus chargé est celui de Kérosène.

$$\text{-Vapeur } \Sigma S_1 + R_1 + (H_2O)_{f+2+3} = 1161 \text{ T/hr}$$

$$\text{-Liquide } R_1 + S_1 = 824,55 \text{ T/hr}$$

Détermination des masses volumiques liquides et vapeurs

1-Liquide

Connaissant la densité du liquide à 15°C, on peut la déterminer à une température voulu en utilisant un abaque donnant "la variation de la densité des hydrocarbures à l'état liquide en fonction de la température

$$\left. \begin{array}{l} d_4^{15} = 0,7973 \\ T = 220^\circ\text{C} \end{array} \right\} \rho_l = 0,627 \text{ g/cm}^3 = 627 \text{ Kg/m}^3$$

(WT₁ p80)

2-Vapeur

On peut toujours considérer qu'un gaz ou des vapeurs d'hydrocarbures sous une pression inférieure à 3atm ont un comportement parfait permettent d'écrire

$$\left. \begin{array}{l} PV = nRT \\ n = \frac{m}{M} \end{array} \right\} \rho_v = \frac{PM}{RT}$$

Calcul du poids moléculaire .

	T/hr	M	Kmoles/h
ΣS_1	441,38	101,31	4 356,73
R_1	706,38	164,32	4 298,81
$(\text{H}_2\text{O})_{\substack{f+3 \\ +2}}$	13,15	18	730,83
Total	1161,00	124	9 386,37

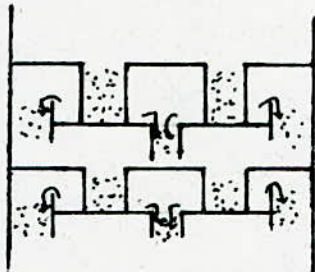
$$\rho_v = \frac{1,67 \times 124}{0,082 \times 493} = 5,12 \text{ Kg/l}$$

Débits volumiques

$$Q_v = \frac{Q_m}{\rho_v} = \frac{1\,161 \cdot 10^3}{5,12} = \begin{matrix} 226\,757,81 \text{ m}^3/\text{hr} \\ 62\,988\,281 \text{ Cm}^3/\text{hr} \end{matrix}$$

$$Q_l = \frac{Q_m}{\rho_l} = \frac{824,55 \cdot 10^3}{627} = \begin{matrix} 1\,315,07 \text{ m}^3/\text{hr} \\ 365\,298 \text{ Cm}^3/\text{hr} \end{matrix}$$

Nombre de passes en haut de colonne est de 4 passes.



Quatre passes

Etant donné que les débits liquide et vapeur sont élevés, les abaques et les méthodes ne sont pas suffisants pour la détermination du diamètre; la dimension a été établi par la section mécanique du constructeur "Snam Progetti" en ce qui concerne la raffinerie de Skikda.

Ce diamètre vaut : 8100 mm.

Section d'épuisement

Le diamètre sera fixé par le débit de vapeur minimal.
Le plateau le moins chargé est au fond de colonne.

$$\text{-Vapeur } V_f + (H_2O)_f = 46,45 \text{ T/hr}$$

$$\text{-Liquide } B_{RI} + R_{ZE} = 316,36 \text{ T/hr}$$

Détermination des masses volumiques liquide et vapeur

1-Liquide

$$d_4^{15} = 0,9020$$

$$T = 365^\circ\text{C}$$

$$\rho_l = 0,684 \text{ g/Cm}^3 = 684 \text{ Kg/m}^3$$

(WT₁ p80)

2-Vapeur

$$\rho_v = \frac{PM}{RT}$$

Calcul du poids moléculaire

	T/h	M	Kmoles/hr
V_f	38,478	240	160,325
$(H_2O)_f$	7,975	18	443,060
Total	46,45	77	603,40

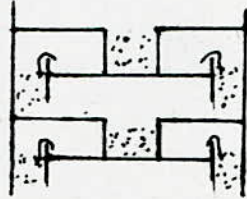
$$\rho_v = \frac{2,258 \times 77}{0,082 \times 638} = 3,32 \text{ g/l}$$

Débits volumiques

$$Q_V = \frac{46,45 \cdot 10^3}{3,32} = 13\,991 \text{ m}^3/\text{hr} = 3\,886\,379 \text{ Cm}^3/\text{s}$$

$$Q_L = \frac{316,36 \cdot 10^3}{684} = 462,51 \text{ m}^3/\text{hr} = 128\,476 \text{ Cm}^3/\text{s}$$

Nombre de passe en bas de colonne est de 2 passes.



Etant donné que le diamètre réelle de la colonne est de 3600 mm donc le choix du diamètre des calottes est donné par le "tableau V.3.5 wuithier tome 2 page 1216"

Diamètre colonne 3600mm \longrightarrow Diamètre calotte 6" (1Foot)

Surface minimale des fentes

$$Q_V = Z A_f \sqrt{H_f (\rho_l - \rho_v) / \rho_v}$$

$$A_f = \frac{Q_V}{Z \sqrt{H_f (\rho_l - \rho_v) / \rho_v}}$$

ρ_l, ρ_v : masses volumiques respectivement liquide et vapeur

Q_V : Débit volumique vapeur

A_f : Surface des fentes

H_f : Hauteur des fentes

Z_f : Coefficient de forme

-Détermination du coefficient de forme

La valeur de Z n'est fonction que du rapport

$$\beta = \frac{C_s}{C_b}$$

C_s : Largeur de la fente au sommet

C_b : Largeur de la fente à la base

$\beta = 0,5$ (fentes trapézoïdes) \longrightarrow $Z = 14,06$
(WT₂ p1206)

$$A_f = \frac{3\ 886\ 379}{14,06 \sqrt{3,18 \times \frac{684-3,32}{3,32}}} = 10\ 825,4 \text{ Cm}^2$$

.Surface allouée aux calottes

Le rapport de A_f à la surface allouée aux calottes est donnée par le "tableau V.3.7 wuithier tome 2 page 1219", il est fonction du diamètre calotte et la disposition des calottes repérées par le coefficient γ .

$$\left. \begin{array}{l} d_c = 150\text{mm} \\ \gamma = 0,50 \end{array} \right\} \text{ rapport} = 0,20$$

$$\text{Surface allouée aux calottes : } \frac{10\ 825,4}{0,20} = 54\ 127\text{Cm}^2$$

.Estimation du diamètre

Si on estime que l'air allouée aux calottes représente 65% de l'air totale du plateau

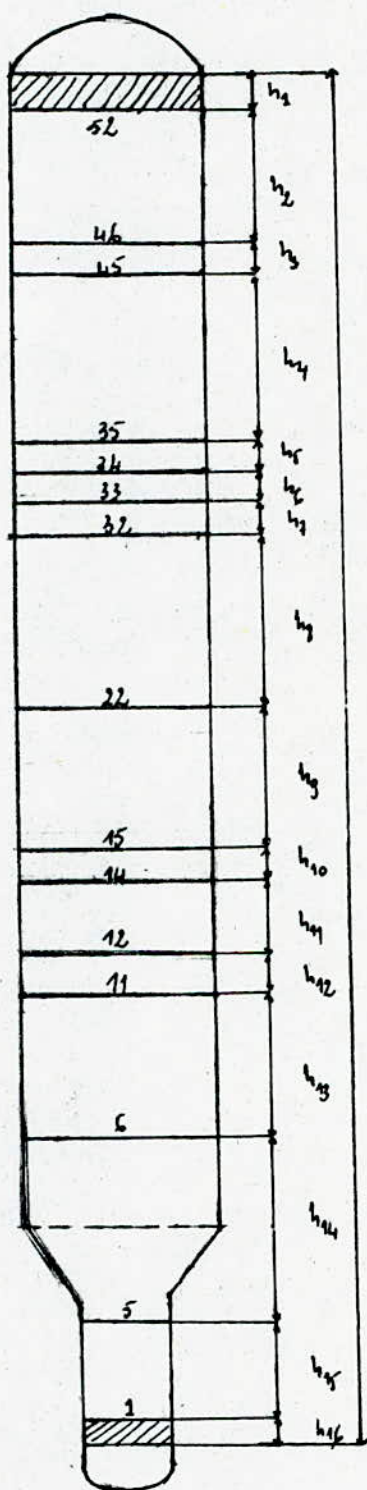
$$A_p = \frac{54\ 127}{0,65} = 83\ 272,31 \text{ Cm}^2$$

$$A_p = \frac{\pi D^2}{4} \implies D_m = \sqrt{\frac{4 A_p}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 83\ 272,31}{3,14}}$$

$$D_m = 3\ 256 \text{ mm}$$

d'où $D = 1,1 D_m$

Hauteur de la colonne



Parmi ces hauteurs h_i , il y'a ceux qui sont normalisées et ceux qui peuvent se calculer à partir de la formule suivante:

$$h_i = \text{espacement} \times (N_i - 1)$$

N_i : nombre de plateaux

• Les hauteurs normalisées : $h_1, h_3, h_5, h_6, h_7, h_{10}, h_{12}, h_{14}, h_{16}$, dont les valeurs sont les suivants respectivement : 900mm, 1 550mm, 1 550mm, 860mm, 1 500mm, 1 600mm, 1 625mm, 1 320mm, 3 700mm.

• Les hauteurs calculées

- h_2 est la hauteur entre le 46^{eme} plateau et le 52^{eme} plateau, dont l'espacement entre les plateaux est de 965mm d'où

$$h_2 = 965 \times (7-1) = 5\,790\text{mm}$$

- h_4 hauteur entre le 35^{eme} et 45^{eme} plateau dont l'espacement est de 580mm

$$h_4 = 580 \times (11-1) = 5\,800\text{mm}$$

- h_8 hauteur entre 22^{eme} et 32^{eme} plateau dont l'espacement est de 580mm

$$h_8 = 580 \times (11-1) = 5\,800\text{mm}$$

- h_9 hauteur entre 15^{eme} et 27^{eme} plateau dont l'espacement est de 610mm

$$h_9 = 610 \times (8-1) = 4\,270\text{mm}$$

- h_{11} hauteur entre 12^{eme} et 14^{eme} plateau dont l'espacement est de 860mm

$$h_{11} = 860 \times (3-1) = 1\,720\text{mm}$$

-h₁₃ hauteur entre 6^{eme} et 11^{eme} plateau dont l'espacement est de 610mm

$$h_{13} = 610 \times (6-1) = 3\ 050\text{mm}$$

-h₁₅ hauteur entre 1^{er} et 5^{eme} plateau dont l'espacement est de 610mm

$$h_{15} = 610 \times (5-1) = 2\ 440\text{mm}$$

hauteur globale

$$H = 900 + 5\ 790 + 1\ 550 + 5\ 800 + 1\ 550 + 860 + 1\ 500 + 5\ 800 \\ + 4\ 270 + 1\ 600 + 1\ 720 + 1\ 625 + 3\ 050 + 1\ 320 + 2\ 440 \\ + 3\ 700$$

$$H = 40\ 835\text{mm}$$

Calcul de l'epaisseur de la colonne

-formule de base
$$e_b = \frac{PR}{\alpha t - 0,6P}$$

e_b : epaisseur de base

P : pression relative de service

R : rayon

t : contrainte maximum

α : coefficient de soudure

-epaisseur e = e_b + δe

δe surépaisseur pour la corrosion

-P = P_{op} + 0,1P_{op}

-T = T_{op} + 50°C

-Valeurs des contraintes

.Coefficient de soudure : en première approximation

$$\alpha = 0,85$$

.Contrainte maximum dépend

-de la nature du matériau

-de la température de service

Section d'enrichissement

$$\text{Rayon : } R = \frac{8\ 100}{2} = 4\ 050\text{mm}$$

$$\text{Pression : } P = 1,6 + 0,1 \times 1,6 = 1,76\text{atm}$$

$$\text{Température : } T = 140 + 50 = 190^\circ\text{C}$$

Contrainte max

$$\left. \begin{array}{l} \text{matériau : acier au carbone SA 285C} \\ T = 190^\circ\text{C} \end{array} \right\} \longrightarrow \begin{array}{l} t = 967 \\ \text{(A.C p345)} \end{array}$$

$$e_b = \frac{1,76 \times 4050}{967 \times 0,85 - 0,6 \times 1,76}$$

$$e = 9 + 3 = 12\text{mm}$$

Section d'epuisement

$$R = \frac{3\ 600}{2} = 1\ 800\text{mm}$$

$$P = 2,258 + 0,1 \times 2,258 = 2,5\text{atm}$$

$$T = 365 + 50 = 415^\circ\text{C}$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{matériau : acier au carbone SA285C} \\ T = 415^\circ\text{C} \end{array} \right\} \begin{array}{l} t = 773 \\ \text{(A.C p345)} \end{array}$$

$$e_b = \frac{2,5 \times 1\ 800}{0,85 \times 773 - 0,6 \times 2,5} = 7\text{mm}$$

$$e = 7 + 3 = 10\text{mm}$$

4-Calcul du train d'echange de chaleur et d'un
exemple d'echangeur de chaleur

4-1 Préchauffage du brut

4-2 Calcul d'un echangeur de chaleur

4-1 PRECHAUFFAGE DU BRUT

La charge alimente l'installation au moyen de pompes (brut charge topping) lesquelles aspirent directement des réservoirs du brut.

La charge est préchauffée dans l'échangeur E_1 (brut-gasoil léger) du côté des tuyaux au dépens du gasoil léger.

La charge sortant du E_1 est subdivisée en quatre lignes parallèles qui alimentent du côté des tuyaux quatre échangeurs E_2 en parallèles respectivement (brut-tête dist atm) dans lesquels elle est préchauffée aux dépens des vapeurs de tête de la colonne C_1 .

La charge sortant de E_2 se reunit dans un seul courant et entre le ballon de flash où l'eau et les hydrocarbures les plus légers vaporisent. Ces vapeurs sont envoyées directement dans la zone de flash de la colonne atmosphérique C_1 .

Le brut contenu dans le ballon, pompé par les pompes est préchauffé à travers les échangeurs E_3 (brut-gasoil lourd du côté de l'enveloppe, aux dépens du gasoil lourd ; E_4 (brut-résidu) du côté de l'enveloppe aux dépens du résidu ; E_5 (brut-P.A supérieur) du côté des tuyaux aux dépens du P.A supérieur ; E_6 (brut-P.A inférieur) du côté de l'enveloppe aux dépens du P.A inférieur.

La charge sortant du train d'échange se divise en deux flux qui entrent dans les fours.

Les fours fournissent la chaleur nécessaire pour chauffer la charge jusqu'à la température nécessaire pour la distillation.

Echangeurs	Côté Tube	Côté Calandre
E1	Brut	G.O.léger
E2	Brut	Vapeur de tête
E3	G.O.lourd	Brut
E4	Résidu	Brut
E5	Brut	P.A.Superieur
E6	P.A.Inf	Brut

Bilan sur l'échangeur E2

$$Q_c = (\text{Ess Total} + \text{Reflux}) (H_{140}^v - H_{100}^l) + \text{Condensat } \Delta H \\ + \text{Vapeur d'eau } (H_{140}^v - H_{100}^l)$$

ENTREE					
	T°C	d ₄ ¹⁵	T/h	Kcal/Kg	Th/h
C ₂	140	0,374	0,44	220	96,8
C ₃	140	0,508	5,30	210	1113,0
iC ₄	140	0,584	3,00	200	600,0
nC	140	0,584	17,70	208	3681,6
Total			26,44		5491,4

SORTIE					
	T°C	d ₄ ¹⁵	T/h	Kcal/Kg	Th/h
C ₂	100	0,374	0,44	200	88,0
C ₃	100	0,508	5,30	190	1007,0
iC ₄	100	0,584	3,00	168	504,0
nC ₄	100	0,584	17,70	188	3327,6
Total			26,44		4926,6

-Quantité de chaleur échangée par le condensat

$$m \Delta H = 5491,4 - 4926,6 = 564,8 \text{ Th/h}$$

Les Enthalpies de l'ethane, propane, iso et normal butane sont déterminées à partir des abaques (WT₁ p93-94)

-Enthalpie Vapeur d'eau

$$H_{140}^v = 651 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H_{100}^l = 100 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_c = 681,656 (202,15 - 54) + 564,8 + 13,155 (651 - 100)$$

$$Q_c = 108 777 \text{ Th/h}$$

Nous avons effectué ce calcul, en considérant qu'à l'entrée de l'échangeur E2 nous avons que des vapeurs et qu'à la sortie des liquides d'où la quantité de chaleur 108 777 Th/h pourrait être récupérée.

Mais pratiquement nous avons un échangeur qui peut échanger que 51 900 Th/h car les vapeurs de tête sont condensées partiellement.

Le liquide condensé et séparé dans le ballon de reflux de la colonne atmosphérique et les vapeurs sortante se subdivisent en deux courants parallèles qui se condensent ultérieurement dans les réfrigérants.

Quantité de chaleur échangée

Echangeurs	Quantité de Chaleur Kcal/h
E1	9 000 000
E2	51 900 000
E3	7 370 000
E4	5 200 000
E5	1 960 000
E6	1 900 000
Total	77 330 000

Fours de l'unité

Le circuit de récupération de chaleur permet de réchauffer le brut jusqu'à 190°C.

Le bilan des deux fours s'établit comme suit :

	état	d_4^{15}	T°C	T/hr	Kcal/Kg	Th/hr
VI	V	0,7761	340	678,7	261	177 140,70
BRI	L	0,9027	340	232,4	200	46 480,00
VI+BRI	L+V			911,1		223 620,70
BRUT		0,8041	190	911,1	104	94 754,4

$$Q_{\text{four}} = 223\,620,70 - 94\,754,4 = 128\,866,3 \text{ Th/hr}$$

LES TEMPERATURES AU NIVEAU DES ECHANGEURS

ECHANGEUR	E1		E2		E3		E4		E5		E6	
	BRUT	G.O.L	BRUT	VAPEUR DE TETE	BRUT	G.O.L	BRUT	RESIDU	BRUT	P.A SUP	BRUT	P.A INF
DEBIT T/hr	937,5	147,282	937,5	694,61	911,1	70,969	911,1	277,875	911,1	58	911,1	42
DENSITE ρ_{15}^H	0,8041	0,8322	0,8041	-	0,8041	0,8575	0,8041	0,9113	0,8041	0,8322	0,8041	0,8575
QUANTITE DE CHALEUR ECHANGEE kcal/hr	$9 \cdot 10^6$		$51,9 \cdot 10^6$		$7,37 \cdot 10^6$		$5,2 \cdot 10^6$		$1,96 \cdot 10^6$		$1,9 \cdot 10^6$	
ENTHALPIE D'ENTREE kcal/kg	7	158	46,6	-	98,20	181	102	213,30	9985	158	102	183,8
ENTHALPIE DE SORTIE kcal/kg	46,6	97	102,96	-	96,30	77	96,3	207,59	102	124,2	104	130,25
TEMPERATURE D'ENTREE °C	15	270	40	140	165	306	172	359	175	270	180	310
TEMPERATURE DE SORTIE °C	40	180	180	100	172	149	175	351,5	180	219	190	234

4-2 CALCUL D'UN ECHANGEUR DE CHALEUR

Dans l'industrie de raffinage et de la pétrochimie de tous les facteurs nécessaires à l'élaboration d'un produit, l'un des plus importants est la température. Que ce soit pour chauffer, vaporiser ou condenser nous trouverons toujours à la base de ces opérations des échangeurs de chaleur.

Ces appareils sont donc intégrés au sein d'une unité avec les autres organes thermiques, tels que fours et aéroréfrigérant pour obtenir la solution la plus économique compte tenu des procédés et des conditions particulières d'implantation de l'usine.

Le prix de revient de l'échangeur et son coût opératoire dépendent en partie du choix du côté de circulation des fluides ; l'examen des propriétés et de l'état physique permet de choisir le côté d'écoulement le mieux approprié. Nous retrouverons côté tube :

- Le fluide le plus corrosif pour éviter l'emploi d'aciers spéciaux dans la calandre et faciliter les réparations par remplacement du faisceau tubulaire.
- Le fluide dont la pression est la plus élevée pour abaisser le prix de revient de l'appareil.
- Le fluide ayant la température la plus élevée pour faciliter la résolution des problèmes de dilatation et diminuer les pertes thermiques.
- Le fluide le plus salissant, généralement en raison des possibilités de nettoyage mécanique interne des tubes sans démontage du faisceau.

Le calcul des échangeurs utilisés à la raffinerie est identique nous procéderons alors à un seul exemple de calcul "échangeur E₁"

Présentation de l'échangeur E₁

Type A.E.S

Faisceau : Nombre de tube : 1 180

Longueur des tubes : 3 048mm

Diamètre des tubes : 3/4"

BWG : 14

Pas : 1" carré renversée

Nombre de passe : 2

Calandre : Diamètre intérieur : 1 067mm

Epaisseur : 13 mm

Longueur : 4 383mm

Nombre de chicane : 10

Espacement entre chicane : 215mm

Pas : carée renversée

Nombre de passe : 1

Type de matériau : Acier au carbone

Les fluides en circulation

Caractéristiques	côté tube	côté calandre
Fluide	Brut	GasOil léger
Débit Kg/hr	937 500	147 281
Densité d_4^{15}	0,8041	0,8322
Température d'entrée °C	15	270
Température de sortie °C	40	180
Enthalpie d'entrée Kcal/Kg	7	158
Enthalpie de sortie Kcal/Kg	46,6	97
Pression d'entrée Kg/Cm ²	9,8	1,26
Résistance d'encrassement hm ² °C/Kcal	0,0004	0,0004

Principe de fonctionnement de l'échangeur de chaleur par surface

Un fluide chaud à refroidir, cède de la chaleur à un fluide froid, à réchauffer à travers une paroi métallique.

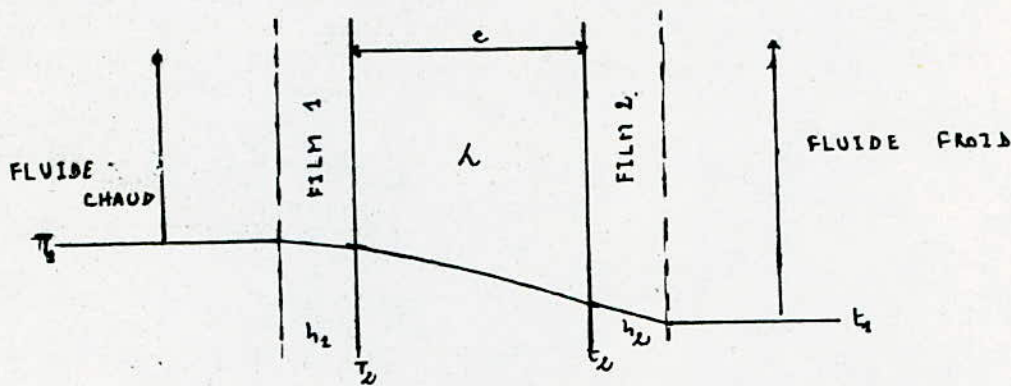
T_1 : température du fluide chaud

T_2 : température de la paroi côté fluide chaud

t_2 : température de la paroi côté fluide froid

t_1 : température du fluide froid

h_1, h_2 coefficient de film



Le débit de chaleur se transmet du fluide chaud au fluide froid en reconstrant les trois résistances suivantes en serie.

$R_1 = \frac{1}{h_1}$: résistance au transfert par convection entre le sein du fluide chaud à T_1 et la paroi T_2

$R_p = \frac{e}{\lambda}$: résistance au transfert par conduction à travers la paroi

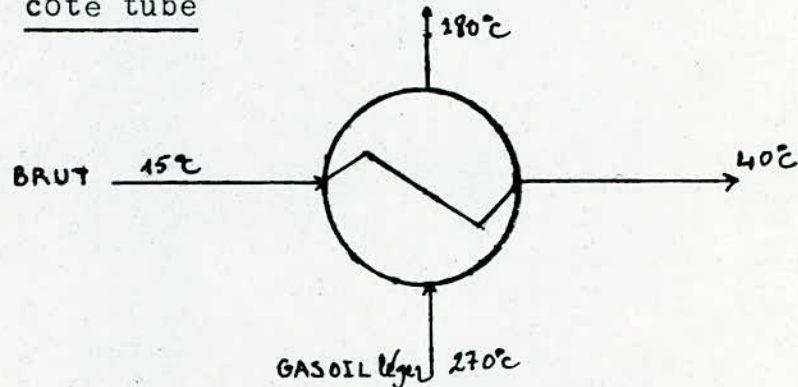
$R_2 = \frac{1}{h_2}$: résistance au transfert par convection entre la paroi à t_2 et le sein du fluide froid

L'encrassement éventuel de la surface d'échange introduit une résistance supplémentaire appelée résistance d'encrassement, elle augmente la résistance globale,

diminue le coefficient de transfert ainsi que le flux de chaleur.

-Détermination du coefficient de transfert propre

Détermination du coefficient de transfert de film côté tube



-calcul de la température de sortie du brut

soit q la quantité de chaleur gagnée par le brut

$$\dot{q} = m c_p (t_2 - t_1) = m(H_2 - H_1)$$

$$H_2 = \frac{q}{m} + H_1 = \frac{9 \cdot 10^6}{937,5 \cdot 10^3} + 7 = 16,6 \text{ Kcal/Kg}$$

$$\left. \begin{array}{l} H_2 = 16,6 \text{ Kcal/Kg} \\ d_4^{15} = 0,8041 \end{array} \right\} t_2 = 40^\circ\text{C} \quad (\text{WT}_1 \text{ p98})$$

-calcul de la température de sortie du gasoil léger

soit Q la quantité de chaleur cédée par le gasoil léger

$$Q = M C_p (T_1 - T_2) = M(H_1 - H_2)$$

$$Q = H_1 - \frac{Q}{M} = 158 - \frac{9 \cdot 10^6}{147 \cdot 281} = 97 \text{ Kcal/Kg}$$

$$\left. \begin{array}{l} H_2 = 97 \text{ Kcal/Kg} \\ d_4^{15} = 0,8322 \end{array} \right\} T_2 = 180^\circ\text{C} \quad (\text{WT}_1 \text{ p98})$$

-section par passe

$$a_t = \frac{N_t d_i^2}{n_t \times 4} = \frac{1 \cdot 180 \times 3,14 \times (14,84 \cdot 10^{-3})^2}{2 \times 4} = 0,102 \text{ m}^2$$

-vitesse massique

$$G_t = \frac{M}{a_t} = \frac{937\ 500}{0,102 \times 3\ 600} = 2\ 553,10 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$$

-caractéristiques du fluide à t_c (température calorifique)

.température calorifique côté tube

$$\Delta t_{\text{froid}} = T_2 - t_1 = 180 - 15 = 165^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{\text{chaud}} = T_1 - t_2 = 270 - 40 = 230^\circ\text{C}$$

$$\frac{\Delta t_{\text{froid}}}{\Delta t_{\text{chaud}}} = \frac{165}{230} = 0,72$$

soit t_m la température moyenne entre l'entrée et la sortie du gasoil.

$$t_m = \frac{270 + 180}{2} = 225^\circ\text{C}$$

déterminant la densité du gasoil léger à $t_m = 225^\circ\text{C}$

$$d_4^{225} = d_4^{20} - 0,00075(225-20) = 0,8322 - 0,00075(225-20)$$

$$d_4^{225} = 0,6784$$

$$\Delta T = T_1 - T_2 = 270 - 180 = 90^\circ\text{C} \left. \begin{array}{l} K_c = 0,1 \\ (WT_2 \text{ p1080}) \end{array} \right\}$$

$$K_c = 0,1$$

$$\frac{\Delta t_{\text{froid}}}{\Delta t_{\text{chaud}}} = 0,72$$

$$\left. \begin{array}{l} F_c = 0,46 \\ (WT_2 \text{ p1080}) \end{array} \right\}$$

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1) = 15 + 0,46 (40 - 15)$$

$$t_c = 26,5^\circ\text{C}$$

μ : viscosité à la température de tube

$$Nu = \frac{J_h}{Pr^{-1/3}} \quad \phi_t = 1$$

$$Re = 19\,733 \longrightarrow J_h = 80 \quad (\text{WT}_2 \text{ p1077})$$

$$Nu = \frac{80}{(18,22)^{-1/3}} = 210,5$$

coefficient de transfert du film

$$h_i = \frac{\lambda Nu}{d_i} = \frac{210,5 \times 0,118}{14,84 \times 10^{-3}} = 1\,674 \text{ Kcal/hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

h_{i_o} : coefficient de transfert de film rapporté à la surface extérieure

$$h_{i_o} = h_i \frac{d_i}{d_o} = 1\,674 \frac{14,84 \cdot 10^{-3}}{19,05 \cdot 10^{-3}} = 1\,304,05 \text{ Kcal/hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

-Détermination du coefficient de transfert côté calandre

Nous avons pour la disposition des tubes pas carré reversé, d'où la section par calandre est exprimée par

$$a_{cT} = \sqrt{2} \frac{D_c}{p} (p - d_o) B$$

D_c : diamètre de la calandre

p : pas des tubes

B : espace entre chicane

$$a_{cT} = \sqrt{2} \frac{1,067}{25,4 \cdot 10^{-3}} (25,4 \cdot 10^{-3} - 19,05 \cdot 10^{-3}) 215 \cdot 10^3$$

$$a_{cT} = 0,081 \text{ m}^2$$

-vitesse massique

$$G_{cT} = \frac{M}{a_{cT}} = \frac{147\,281}{0,081 \times 3\,600} = 505,08 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$$

-caractéristiques du fluide à T_c (température calorifique)

.densité

$$d_4^{221,4} = d_4^{20} - 0,00075(221,4-20) \\ = 0,8322 - 0,00075(221,4-20) = 0,6812$$

.chaleur spécifique

$$\left. \begin{array}{l} \text{°API} = 38,53 \\ T_c = 221,4^\circ\text{C} (430,5^\circ\text{F}) \end{array} \right\} \begin{array}{l} C_p = 0,555 \text{ Btu/Lb}^\circ\text{F} \\ C_p = 0,555 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \end{array}$$

.conductivité thermique

$$T_c = 430,5^\circ\text{F} \longrightarrow \lambda = 0,072 \text{ Btu/Sq }^\circ\text{F h}$$

$$\lambda = 0,072 \times 1,487 = 0,107 \text{ Kcal/nm }^\circ\text{C}$$

.viscosité

$$T_c = 430,5^\circ\text{F} \longrightarrow \nu = 0,20 \text{ Cst} \\ = 0,20 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\mu = \rho \nu = 0,6812 \cdot 10^3 \times 0,20 \cdot 10^{-6} = 0,136 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/ms}$$

.nombre de Reynolds

$$Re = \frac{D_e G_c T}{\mu}$$

D_e : diamètre équivalent

$$D_e = \frac{4p^2}{\pi d_o} - d_o = \frac{4 \times (25,4 \cdot 10^{-3})^2}{\pi (19,05 \cdot 10^{-3})} - 19,05 \cdot 10^{-3}$$

$$D_e = 0,024 \text{ m}$$

$$Re = \frac{0,024 \times 505,08}{0,136 \cdot 10^{-3}} = 89 \ 132$$

.nombre de Prandtl

$$Pr = \frac{C_p \mu}{\lambda} = \frac{0,555 \times 0,136 \cdot 10^{-3} \times 3 \ 600}{0,107}$$

$$Pr = 2,54$$

nombre de Nusselt

$$Nu = \frac{h_o \phi_c}{\lambda} = \frac{J_h}{Pr^{-1/3} \phi_c^{1/4}}$$

$$\phi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu_c} \right)^{0.14} \quad \mu_c : \text{viscosité du fluide à la température du tube}$$

$$Re = 89\,132 \longrightarrow J_h = 86$$

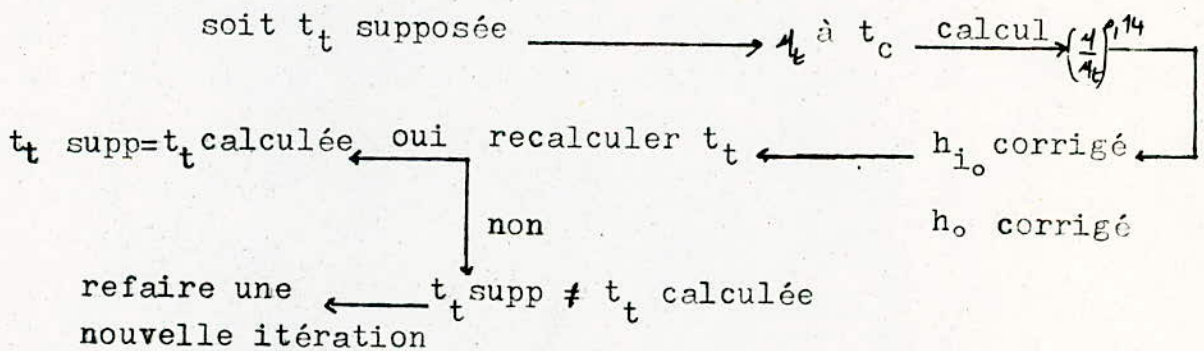
$$Nu = \frac{86}{(2,53)^{-1/3}} = 117,20 \quad \phi_c = 1$$

-coefficient de transfert du film

On corrige h_{i_o} et h_i en calculant la température du tube et les termes

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0.14} \quad \text{et} \quad \phi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu_c} \right)^{0.14}$$

MONOGRAMME POUR LA VERIFICATION DE LA TEMPERATURE DU TUBE



La température du tube est exprimée par :

$$t_t = T_c - \frac{h_{i_o} / \phi_t}{\frac{h_o}{\phi_c} + \frac{h_{i_o}}{\phi_t}} (T_c - t_c)$$

LES DIFFERENTES ITERATIONS

N°	TEMPERATURE SUPPOSEE		d_L^E (BRUT)	$M_t \times 10^4$	d_L^E (G.O.E)	$M_t' \times 10^4$	$\phi_t = \left(\frac{M_t'}{M_t}\right)^{0.74}$	$\frac{h_{t0}}{\phi_t}$	$\phi_t = \left(\frac{M_t'}{M_t}\right)^{0.74}$	$\frac{h_p}{\phi_t}$	TEMPERATURE CALCULEE (°)
	°C	°F									
1	110	230	0,7366	6,48	0,7647	6,73	1,164	1120,32	0,800	653,15	98,28
2	100	212	0,7441	7,14	0,7722	7,41	1,148	1136,00	0,790	662,42	98,22
3	98	208	0,7456	7,23	0,7737	7,51	1,146	1138,00	0,787	664,00	98,32

d'où la température du tube $t_t = 98^\circ\text{C}$

$$h_{i_o \text{ cor}} = \frac{h_{i_o}}{\phi_t} = \frac{1304,05}{1,146} = 1138 \text{ Kcal/hm}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_{o \text{ cor}} = \frac{h_o}{\phi_c} = \frac{522,52}{0,787} = 664 \text{ Kcal/hm}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

calcul du coefficient de transfert propre

$$U_p = \frac{h_{i_o} h_o}{h_{i_o} + h_o} = \frac{1138 \times 664}{1138 + 664} = 419,33 \text{ Kcal/hm}^2$$

Calcul du coefficient de transfert sale

Il est exprimé par la formule suivante

$$Q = U_s A F (\text{DTLM})$$

Q : quantité de chaleur échangée

U_s : coefficient de transfert sale

F : facteur de correction

DTLM : différence de température logarithmique moyenne $^\circ\text{C}$

-détermination du coefficient de correction

Il dépend de E et de R

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{40 - 15}{270 - 15} = 0,098$$

$$R = \frac{mc}{MC} = \frac{937,5 \cdot 10^3 \times 0,32}{147,81 \cdot 10^3 \times 0,554} = 3,6$$

$$\left. \begin{array}{l} E = 0,098 \\ R = 3,6 \end{array} \right\} F = 1 \quad (\text{WT}_2 \text{ p1066})$$

-calcul de la surface d'echange

$$A = \pi d_o l N_t = 3,14 (19,05 \cdot 10^{-3}) \times 3,048 \times 1160$$
$$A = 215,25 \text{ m}^2$$

-calcul de la DTLM

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

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 270 - 40 = 230^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 180 - 15 = 165^\circ\text{C}$$

$$DTLM = \frac{230 - 165}{\ln \frac{230}{165}} = 195,7^\circ\text{C}$$

$$U_s = \frac{Q}{A F (DTLM)} = \frac{9 \cdot 10^6}{215,25 \times 1 \times 195,7}$$

$$U_s = 213,65 \text{ Kcal/hm}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$U_p > U_s$ d'où l'échangeur fonctionne bien pendant une certaine période avant son encrassement

Calcul des pertes de charge

La détermination de la perte de charge admissible dans un échangeur est le résultat d'un compromis entre les investissements propres, d'une part à l'appareil, d'autre part aux équipements annexes : tels que pompes et compresseurs, et le coût opératoire de ces derniers. En effet, l'adaptation de pertes de charge élevées dans un échangeur améliore les régimes d'écoulement, donc le coefficient de transfert, il en résulte une réduction de la surface.

pertes de charge côté tube

La perte de charge est proportionnelle au carré de la vitesse massique

$$\frac{\Delta P_{t2}}{\Delta P_{t1}} = \frac{(G_{t2})^2}{(G_{t1})^2}$$

Puisque la section de passage est pratiquement constante

$$\frac{\Delta P_{t2}}{\Delta P_{t1}} = \left(\frac{V_2}{V_1} \right)^2 \rightarrow \Delta P_{t2} = \Delta P_{t1} \left(\frac{V_2}{V_1} \right)^2$$

Pratiquement la perte de charge $\Delta P_{t1} = 1,6 \text{ Kg/Cm}^2$
pour un débit $V_1 = 900 \text{ m}^3/\text{h}$ représentant un taux de production de 75%.

Pour un débit volumique du brut de $1166 \text{ m}^3/\text{h}$, le débit de production est de $V_2 = 1166 \times 0,75 = 874,5 \text{ m}^3/\text{h}$

$$\text{d'où } \Delta P_{t2} = 1,6 \frac{874,5}{900} = 1,51 \text{ Kg/Cm}^2$$

pertes de charge côté calandre

La perte de charge calculée par l'équation de Fanning modifiée

$$\Delta P_c = \frac{f_{ct} G_{ct}^2 (N_c + 1) D_c}{3 D_e \phi_c}$$

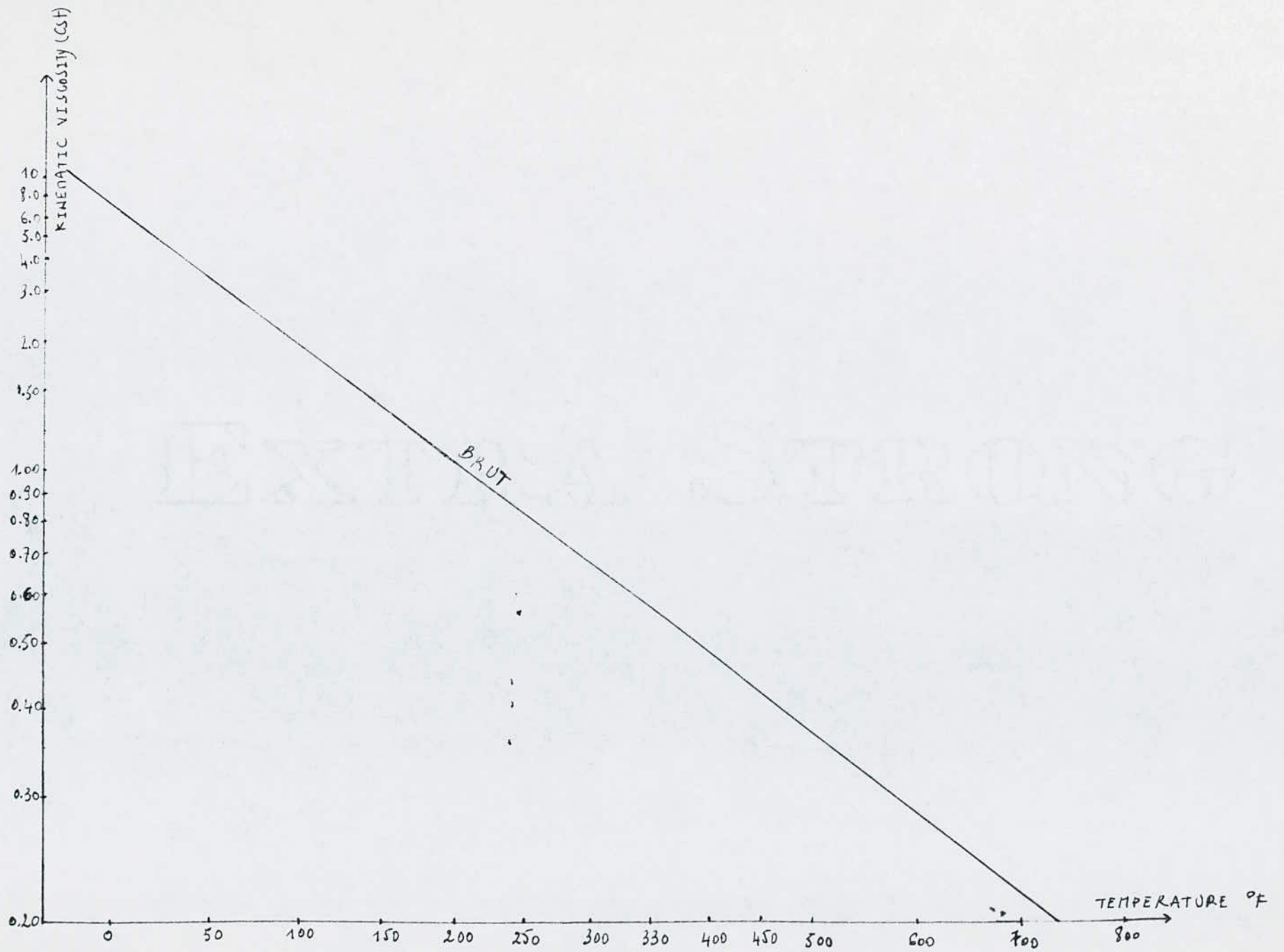
f_{ct} : coefficient de friction qui dépend du Reynolds

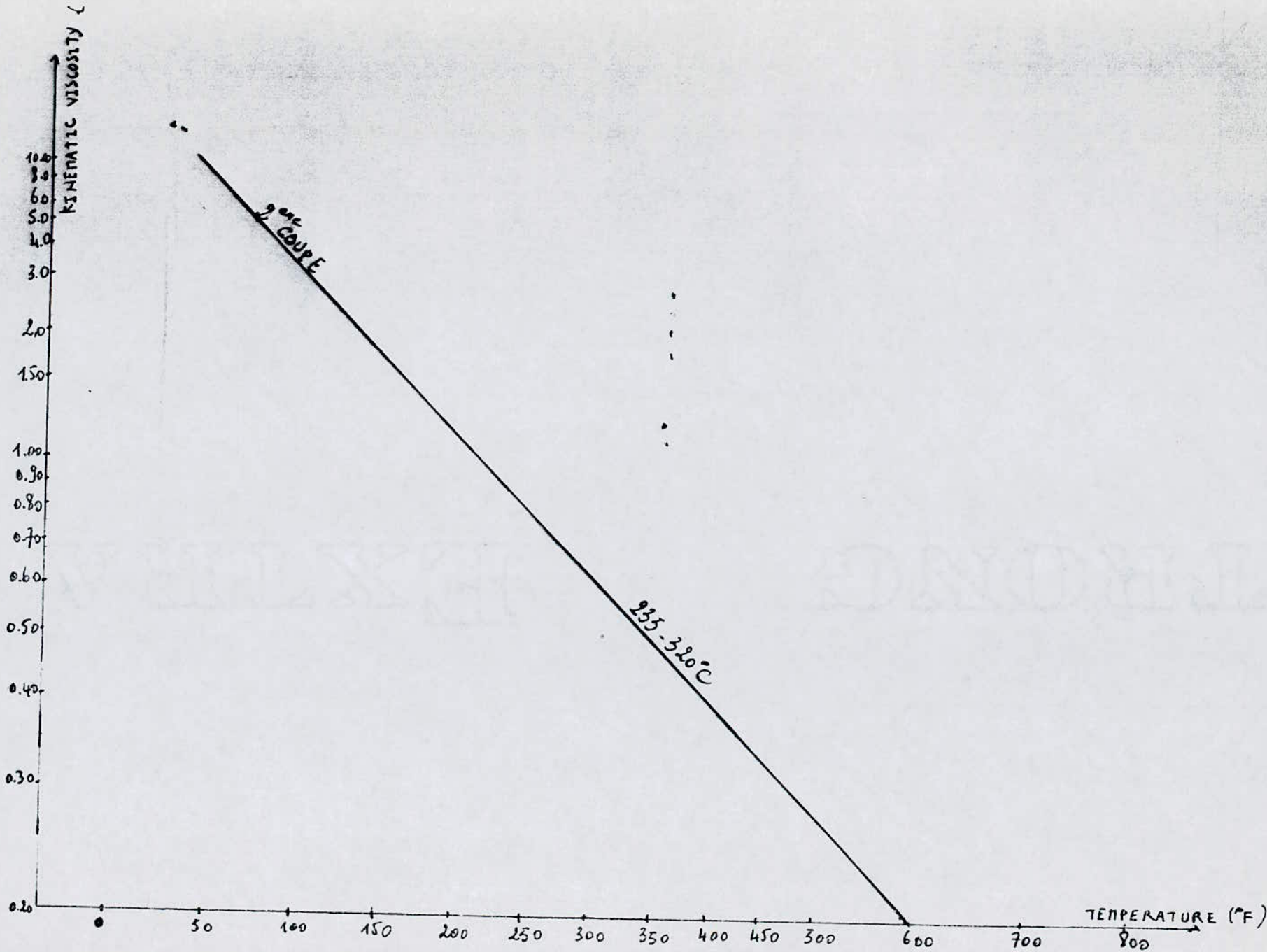
$$Re = 89\,132 \longrightarrow f_{ct} = 0,164$$

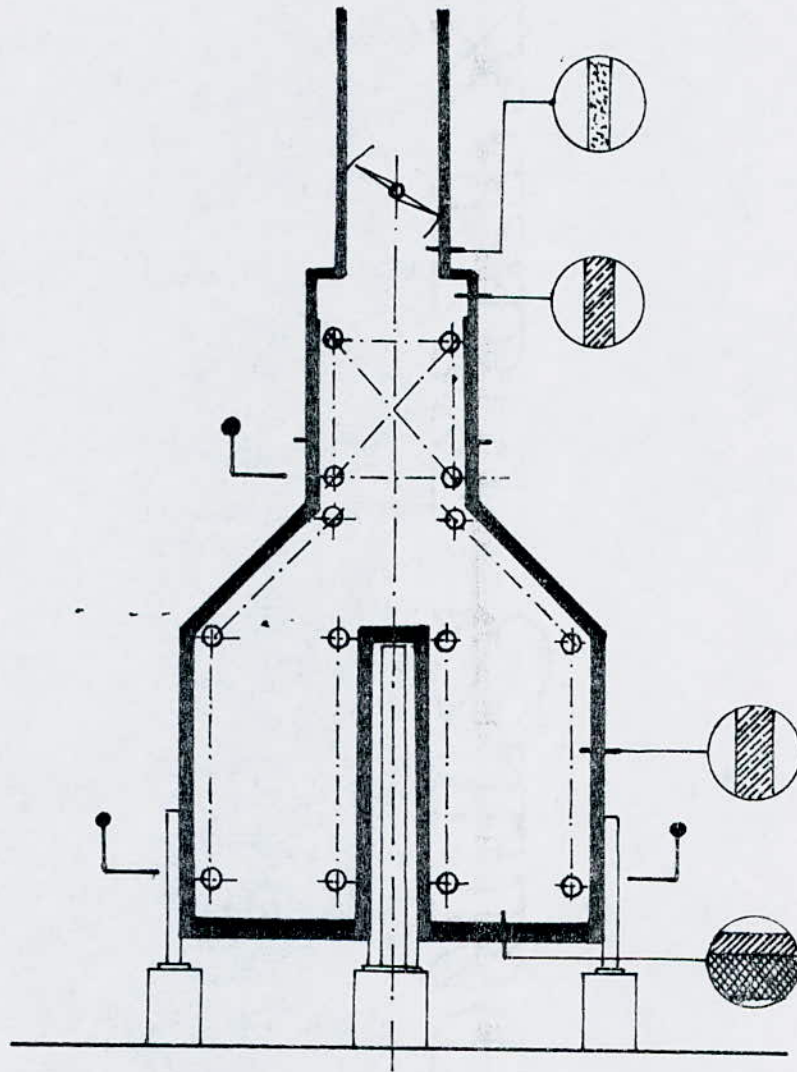
N_c : nombre de chicane (WT₂ p1077)

$$\Delta P_c = \frac{0,164 \times (505,08)^2 \times (10+1) \times 1,067}{681,2 \times 0,024 \times 0,787}$$

$$\Delta P_c = 0,38 \text{ Kg/Cm}^2$$







COUPE SCHEMATIQUE D'UN FOUR DE TOPPING

5- CALCUL DE FOUR DE TOPPING

Le rôle joué par les fours dans les unités pétrolières et pétrochimiques est important.

La défaillance du four ou tout simplement de l'un de ses accessoires entraîne des arrêts de l'unité.

Les conséquences économiques de ces arrêts sont d'autant plus grandes que l'unité est importante.

Les fours sont incorporés au train d'échange afin d'apporter la chaleur complémentaire pour réchauffer un fluide.

Le dimensionnement d'un four pétrolier fait appel aux lois de la thermique, de la mécanique des fluides et de la thermodynamique appliquée aux hydrocarbures.

Il faut toutefois ajouter que ces lois sont corrigées par des coefficients pratiques éprouvés durant de longues années d'expérience qui reposent sur un suivi des installations plus généralement, sur les études statistiques.

5-1 COMBUSTION

La combustion dans les fours pétroliers se fait dans une chambre appelée zone de rayonnement.

La combustion s'effectue à l'aide de brûleurs capables de brûler des combustibles gazeux.

La combustion s'effectue selon les équations de réactions classiques avec des excès d'air variant de 10% à 40% selon l'équipement de chauffe.

Nature du combustible

Un système de fuel gas a été projeté à la raffinerie pour fournir le gaz aux chaudières de la centrale d'énergie et aux fours installés dans les unités de processus.

Le système est alimenté par un fuel gas produit en raffinerie, mélangé à un gaz naturel provenant du gazoduc.

Si le gaz naturel venait à manquer, le fuel gaz serait complété avec du gaz butane vaporisé.

L'analyse du fuel gaz a donnée les résultats suivants.

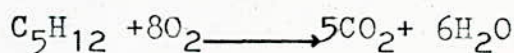
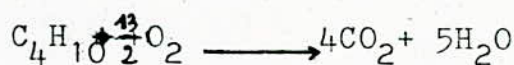
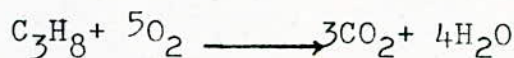
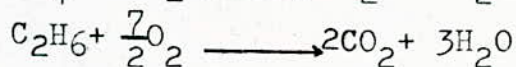
Composition	%Vol	PM
C ₁	74,76	16
C ₂	9,89	30
C ₃	9,22	44
iC ₄	0,79	58
nC ₄	1,01	58
iC ₅	0,08	72
nC ₅	0,08	72
N ₂	4,17	28
Total	100,00	21

Réactions de combustion

Connaissant la composition des combustibles et l'excès d'air nous résoudreons l'équation de réaction afin de déterminer la composition des gaz provenant de la combustion pour dimensionner le four et évaluer la quantité de produits agressifs libérée.

Ces réactions permettent aussi de calculer la quantité d'air nécessaire au brûleur aussi la composition et la quantité de fumées sèches et humides produites.

Les réactions



COMPOSANTS	% Vol	O ₂ pour la Combustion	COMPOSITION DES FUMÉES						COMPOSANTS
			CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂	NO		
C ₁	74,76	149,52	74,76	149,52					C ₁
C ₂	9,89	34,615	19,78	29,67					C ₂
C ₃	9,22	46,10	27,66	36,88					C ₃
iC ₄	0,79	5,135	3,16	3,95					iC ₄
nC ₃	1,01	6,565	4,04	5,05					nC ₃
iC ₅	0,08	0,64	0,4	0,48					iC ₅
nC ₅	0,08	0,64	0,4	0,48					nC ₅
N ₂	4,17	4,17	-	26,50	49,477	1116,77			air
TOTAL	100,00	247,385	13,02	252,53	49,477	1116,77	8,34	-	TOTAL
O ₂ dans l'excès d'air		49,477	8,36	16,22	3,18	71,71	0,53	-	% Vol
O ₂ dans l'air de combustion		296,862							VOLUME DES FUMÉES
N ₂ dans l'air de combustion		1116,770							
air de combustion		1413,632							
					1 557,317				

Vapeur d'eau dans l'air de combustion

Tension de vapeur de l'eau à 20°C : 17,4mmHg

Humidité relative : 80%

Quantité d'eau dans l'air de combustion

$$\frac{17,4 \times 0,8}{760 - 17,4} \times 1\,413,632 = 26,5\text{m}^3$$

Analyse des fumées sèches

Composants	Vol m ³	%Vol
CO ₂	130,20	9,98
O ₂	49,477	3,79
N ₂	1116,77	85,59
NO	8,34	0,64
Total	1304,787	100,00

Les principaux produits agressifs contenue dans les fumées produites par le combustible sont le CO₂ et le NO donc la connaissance de la teneur de ces produits s'impose du fait de la réglementation sur la pollution atmosphérique.

Masse volumique des fumées

Composants	%Vol	PM
CO ₂	8,36	44
H ₂ O	16,22	18
O ₂	3,18	32
N ₂	71,71	28
NO	0,53	30
Total	100,00	28

• Poids spécifiques des fumées Kg/Nm³ :

$$\frac{M_i n_i 10^{-3}}{\sum 0,0224 n_i} = \frac{\sum M_i V_i 10^{-3}}{0,0224 \sum V_i}$$

M_i : poids moléculaire

n_i : nombre de mole

$$\rho = \frac{2\,785,34 \cdot 10^{-3}}{0,0224 \times 100} = 1,24 \text{ Kg/Nm}^3$$

Volume spécifique des fumées Nm³/Kg :

$$\frac{1}{\text{poids spécifiques des fumées}} = \frac{1}{1,24} = 0,806 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

Débit de fumées pour 1Nm³ de gaz

Pour 100Nm de gaz combustible		1 557,317Nm ³
1Nm ³		1 557,317
		100

Débit : 15,6Nm³

Masse volumique du combustible

$$\rho = \frac{\sum M_i V_i \cdot 10^{-3}}{0,0224 \sum V_i} = \frac{2\,131,22 \cdot 10^{-3}}{0,0224 \times 100} = 0,9514 \text{ Kg/Nm}^3$$

Masse totale du fuel gas

$$m = 0,9514 \times 100 = 95,14 \text{ Kg}$$

Masse totale des fumées

$$m = 1,24 \times 1\,557,317 = 1\,931,07 \text{ Kg}$$

Pour 95,14Kg de fuel gas		1 931,07Kg de
1Kg		1 931,07 ^{fumées}
		95,14 = 2

Il faut donc 19Kg d'air pour 1Kg de gaz

Quantité de chaleur dégagée par la combustion de 1Kg de combustible

Pouvoir calorifique inférieur Kcal = $\frac{\text{Pouvoir calorifique inférieur}}{\text{masse volumique de combustible}}$

$$\text{PCI} = \frac{10\,707}{0,9514} = 11\,254 \text{ Kcal}$$

-Chaleur sensible de l'air à 20°C

$$Q = mC_p \Delta T = 19 \times 0,24 \times 20 = 91,2 \text{Kcal}$$

-Chaleur sensible du gaz à 20°C

$$Q = mC_p \Delta T = 1 \times 0,5 \times 20 = 10 \text{Kcal}$$

d'où la quantité de chaleur totale

$$Q_t = 11\,254 + 91,2 + 10 = 11\,355 \text{Kcal}$$

Enthalpie des fumées

L'enthalpie des fumées est fonction de la chaleur spécifique des fumées.

Etablissement de l'équation pour le calcul de la chaleur spécifique de la fumée.

Pour O_2, N_2, NO $C_p = 6,8 + 12 \cdot 10^{-4} t$

H_2O $C_p = 8,1 + 58 \cdot 10^{-4} t$

CO_2 $C_p = 8,5 + 74 \cdot 10^{-4} t$

Détermination du poids moléculaire O_2, N_2, NO

Composants	nbre de moles	PM
O_2	2 208,79	32
N_2	49 855,80	28
NO	372,32	30
Total	52 437,00	28

Détermination du pourcentage molaire

Composants	nbre de moles	PM	%mol
$O_2 + N_2 + NO$	52 437,00	28	75,42
H_2O	11 273,66	18	16,22
CO_2	5 812,5	44	8,36
Total	69 523,00	28	100,00

$$C_p = 0,7542 \times (6,8 + 12 \cdot 10^{-4}t) + 0,1622 \times (8,1 + 58 \cdot 10^{-4}t) + 0,0836 \times (8,5 + 74 \cdot 10^{-4}t)$$

$$C_p = 7,153 + 0,00246t$$

$$C_p = 7,153 + \frac{0,246}{100} t \quad \text{Kcal/Kmole } ^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0,257 + 8,83 \cdot 10^{-3} \frac{t}{100} \quad \text{Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

Enthalpie des fumées pour 1Kg de combustible

$$H = 20 \cdot C_p \cdot t \quad \text{Kcal}$$

$$H = 20 \times (0,257 + 8,83 \cdot 10^{-3} \frac{t}{100}) \times t$$

$$H = 5,14t + 176,6 \cdot 10^{-5}t^2$$

Température °C	100	200	300	400	500	600	700	800	900
%de chaleur restant dans les fumées	5,32	11,0	17,0	23,4	30,1	37,2	44,6	52,4	60,6
Température °C	1000	1100	1200	1300	1330	1334			
%de chaleur restant dans les fumées	69,1	78,0	87,1	96,7	99,6	100,0			

Débit de combustible et de fumées

$$\text{Débit de combustible} = \frac{\text{quantité de chaleur totale}}{\text{pouvoir calorifique}}$$

-calcul de la quantité de chaleur totale

débit du brut : 455,55 T/hr

température d'entrée : 190°C

température de sortie : 340°C

$$H_{190} = 104 \text{Kcal/Kg}$$

$$H_{340} = 214,5 \text{Kcal/Kg}$$

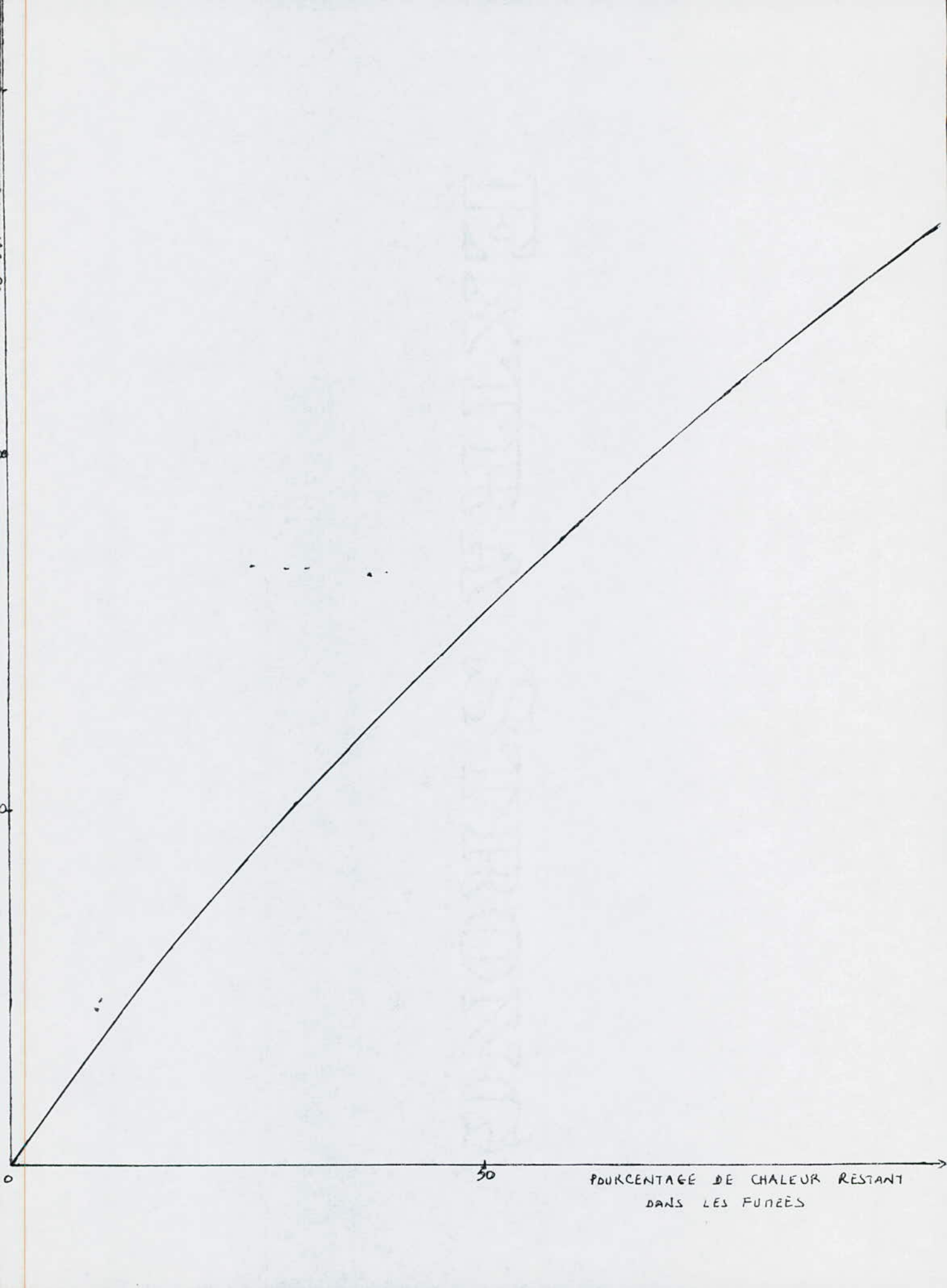
quantité de chaleur absorbée par le brut

$$455,55 \times (214,5 - 104) = 50\,338\,275 \text{Kcal/hr}$$

Le rendement est de 80% d'où la quantité de chaleur totale est de :

$$\frac{50\,338\,275}{0,8} = 62\,922\,844 \text{Kcal/hr}$$

Débit de combustible :



POURCENTAGE DE CHALEUR RESTANT
DANS LES FUNÈES

$$\frac{62\ 922\ 844}{10\ 707} = 5\ 877\text{Kg/hr} = 6\ 177\text{Nm}^3/\text{hr}$$

Débit de fumées :

$$5\ 877 \times 20 = 117\ 540\text{Kg/hr} = 94\ 790\text{Nm}^3/\text{hr}$$

5-2 CALCUL DE LA ZONE DE RADIATION

Si l'on se fixe les caractéristiques dimensionnelles ainsi que le nombre des tubes d'une zone de radiation, il est possible de calculer quelle fraction de la quantité de chaleur libérée par la combustion sera transmise par radiation du fluide circulant dans les tubes ; de plus on pourra également déterminer la température des fumées à la sortie de cette zone de radiation.

Wilson, Lobo et Hottel proposent la formule suivante pour calculer la fraction de la chaleur libérée

$$R = \frac{1}{1 + \frac{G^* \sqrt{Q/A_{RT} \epsilon_A}}{6\ 940}}$$

R : fraction de la chaleur libérée qui est absorbée par radiation

G* : poids d'air de combustible : 20Kg

Q : chaleur libérée par la combustion

A_{RT} : aire des parois réfractaires devant lesquelles sont montés les tubes

A_{RT} = LNC L : longueur des tubes

N : nombre de tubes

C : entr'axe

$$A_{RT} = 16,62 \times 128 \times 0,305$$

$$A_{RT} = 649\text{m}^2$$

ξ_λ : fraction d'absorption des rangées de tubes

$$\frac{C}{D} = \frac{0,305}{0,168} = 1,82$$

radiation totale sur un
rangée

$$\left. \begin{array}{l} \xi_\lambda = 0,90 \\ (WT_2 \text{ p1173}) \end{array} \right\}$$

D : diamètre extérieur d'un tube

$$R = \frac{1}{1 + \frac{20 \sqrt{62\,922\,844/649 \times 0,9}}{6\,940}} = 0,514$$

Quantité de chaleur absorbée en radiation

$$Q = RQ_T = 0,514 \times 62\,922\,844 = 32\,342\,342 \text{ Kcal/h}$$

Taux de transfert en radiation

$$U = \frac{\text{quantité de chaleur absorbée}}{\text{surface extérieure des tubes}}$$

— surface extérieure des tubes

$$S = N \pi D L$$

$$S = 128 \times 3,14 \times 0,168 \times 16,62 = 1\,123 \text{ m}^2$$

$$U = \frac{32\,342\,342}{1\,123} = 28\,800 \text{ Kcal/h m}^2$$

Température résiduelle des gaz

$$R = \frac{H_f - H_{tf}}{H_f}$$

H_f : enthalpie de combustion

H_{tf} : enthalpie de fumées

$$H_{tf} = H_f(1-R) = 11\,355 \times (1-0,514)$$

$$H_{tf} = 5\,518,53 \text{ Kcal}$$

$$H_{tf} = 5,14t + 176,6 \cdot 10^{-5} t^2$$

$$176,6 \cdot 10^{-5} t^2 + 5,14t - 5\,518,53 = 0$$

$$\Delta = (5,14)^2 - 4 \times (176,6 \cdot 10^{-5}) \times (-5\,518,53) = 65,4$$

$$t = \frac{-5,14 + 65,4}{2 \times 176,6 \cdot 10^{-5}} = 834,5^\circ\text{C} = T_g$$

Température de pseudo-flamme

La température de pseudo-flamme T_{pf} représente la température théorique maximale des produits de la combustion si leur chaleur était constante et égale à la valeur moyenne entre 0 et T_g

-chaleur spécifique moyenne de 0 à $834,5^\circ\text{C}$

$$T = 0^\circ\text{C} \quad C_p = 0,257 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$T = 834,5^\circ\text{C} \quad C_p = 0,331 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_{Pm} = \frac{0,257 + 0,331}{2} = 0,294 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$T_{pf} = \frac{\text{enthalpie de combustion}}{C_{Pm} \times \text{poids}}$$

$$T_{pf} = \frac{11\,355}{0,294 \times 20} = 1\,930^\circ\text{C}$$

5-3. CALCUL DE LA ZONE DE CONVECTION

La zone de convection est constituée d'un faisceau de tubes placés sur le trajet des fumées sortant de la zone radiation et allant à la cheminée.

Température des fumées à l'entrée de la zone de convection

Si nous admettons 1% pour les pertes en zone de radiation, les fumées de la zone de convection contiennent

$$100 - R - 1 = 100 - 51,4 - 1 = 47,6\% \text{ de la chaleur disponible}$$

d'où $t = 740^\circ\text{C}$ lue sur le graphe donnant "la variation du pourcentage de chaleur restant dans les fumées en fonction de la température".

Chaleur à transmettre en convection

$$Q_c = Q - Q_t R$$

Q : quantité de chaleur du brut

Q_t : quantité de chaleur totale

R : fraction en chaleur totale en zone de radiation

$$Q_c = 50\,338\,275 - 0,514 \times 62\,922\,844 = 18\,000\,000 \text{ Kcal/h}$$

Calcul du coefficient de transmission

-coefficient de convection pure h_c:

$$h_c = 0,018 C_p \frac{(G_{\max})^{2/3} T^{0,5}}{D^{1/3}}$$

C_p : chaleur massique moyenne des fumées Kcal/Kg °C

G_{max} : vitesse massique des fumées à la section minimale de passage Kg/h m²

T : température moyenne des fumées °K

D : diamètre extérieur des tubes m

température moyenne des fumées

$$T_m = \frac{T_s + T_e}{2} = \frac{740 + 325}{2} = 532,5^\circ\text{C} = 805,5^\circ\text{K}$$

Chaleur massique moyenne à 532,5°C

$$C_p = 0,257 + 8,83 \cdot 10^{-3} \frac{t}{100}$$

$$C_p = 0,304 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

Débit massique des fumées

$$Q = \frac{\text{débit massique}}{\text{surface de passage}}$$

surface de passage = surface de la zone de convection - surface occupée par les tubes

surface de passage :

$$2,65 \times 16,62 - 4 \times 16,62 \times 0,141 = 34,7 \text{ m}^2$$

débit massique des fumées :

$$\frac{117\,540}{34,7} = 3\,387 \text{ Kg/h m}^2$$

$$h_c = 0,018 \times 0,304 \times \frac{(3\,387)^{2/3} (805,5)^{0,3}}{(0,141)^{1/3}}$$

$$h_c = 17,65 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

-coefficient de radiation des gaz

$$h_{rg} = (2,2 \cdot 10^{-2} \times T) - 8$$

T : température moyenne des fumées $^\circ\text{K}$

$$h_{rg} = (2,2 \cdot 10^{-2} \times 805,5) - 8 = 9,72 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$h_c + h_{rg} = 17,65 + 9,27 = 27,57 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

-effet de la radiation des murs

$$E(\%) = 100 \frac{h_m A_m}{(h_c + h_{rg} + h_m) A_t}$$

A_m : surface des murs de la zone de convection

$$A_m = 52,5 \text{ m}^2$$

A_t : surface des tubes :

$$A_t = \pi D L N = 3,14 \times 0,141 \times 16,62 \times 16 = 118 \text{ m}^2$$

$$h_m = 0,195 \varepsilon \left(\frac{T}{100} \right)^3$$

ε : facteur d'émission : 0,95

T : température moyenne des tubes ($^\circ\text{K}$) estimée
à $T = 400^\circ\text{C} \approx 673 \text{ } ^\circ\text{K}$

$$h_m = 0,195 \times 0,95 \times \left(\frac{673}{100} \right)^3$$

$$h_m = 56,5 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$E = 100 \frac{56,5 \times 52,5}{(27,37 \times 56,5) \times 118} = 30\%$$

-coefficient global du film

$$h_o = \frac{100 + E}{100} (h_c + h_{rg}) = \frac{100 + 30}{100} \times 27,37$$

$$h_o = 35,58 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Température du fluide sortie convection

$$\Delta H = \frac{\text{quantité de chaleur en zone de convection}}{\text{débit massique du brut}}$$

$$\Delta H = \frac{18\,000\,000}{455,5 \times 10^3} = 39,5 \text{ Kcal/Kg}$$

$$\Delta H = H_s - H_e$$

H_s : enthalpie de sortie du brut

H_e : enthalpie d'entrée du brut

$$H_s = \Delta H + H_e = 39,5 + 104 = 143,5 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H_s = 143,5 \text{ Kcal/Kg}$$

$$d_4^{15} = 0,8041$$

$$T_s = 250 \text{ }^\circ\text{C}$$

(WT₁ p99)

1873

1874

1875

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

24/88

وزارة التعليم والبحث العلمي
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

**CONTRIBUTION A L'EVALUATION
TECHNICO-ECONOMIQUE
D'UN COMPLEXE DE RAFFINAGE**

Proposé par :

Mr S. E. CHITOUR
Professeur

4 PLANCHES

Etudié par :

Mlle R. CHEMINI

Dirigé par :

Mr S. E. CHITOUR
Professeur

PROMOTION : 1988 JUIN

E.N.P. 10 Avenue Hacem Badi — EL-HARRACH — ALGER

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

2^{ème} PARTIE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

EVALUATION ECONOMIQUE
#####

EXONCE EX

Introduction

Le prix de revient de traitement en raffinerie varie notablement avec la complexité de celle-ci, sa taille, les pétroles bruts employés, le pourcentage et sa capacité nominale utilisé (allure de marche) et sa localisation géographique.

1- Définition de quelques éléments de calcul économique

Evaluer la rentabilité économique d'un projet consiste à établir le bilan recettes-dépenses de l'installation de production.

Les recettes proviennent de la vente des produits fabriqués et ces dépenses sont la somme des trois termes principaux :

- Les charges fixes liées à l'existence même de l'installation qu'elle soit ou non en production : l'immobilisation du capital investi (amortissement), de maintenir en état l'outil de production (entretien) d'en assurer la protection (assurances).
- Les salaires du personnel affecté à la conduite de l'installation.
- Les achats de matière premières réactif ou énergie dont l'importance est liée au niveau réel de la production on les nomme pour cette raison "charges proportionnelles" ou "variables"

Les investissements

Le montant des investissements correspond à la somme totale qu'une société doit dépenser pour réaliser un projet industriel afin d'affecter les différentes opérations qui s'y rapportent, depuis les études technico-économiques préliminaires jusqu'à la mise en route effective des installations.

Fond de roulement

Il correspond à l'immobilisation temporaire, liée au fonctionnement des installations et donnant lieu, contrairement aux autres types d'investissements à une récupération éventuelle.

Du point de vue des calculs économiques, le fond de roulement est considéré comme une dépense non amortissable à l'année 0, et compté avec les investissements, il est récupérable à tout instant en particulier après une période de n années, correspondant à la durée de vie de l'unité.

Le fond de roulement est constitué d'une provision courante représentant:

- la valeur des matières premières en stock normal, charges, produits chimiques divers, catalyseurs.
- La valeur des produits en circulation dans les unités elles-mêmes, ou divers stades de leurs transformations.
- La valeur en stock normal de produits finis.

L'amortissement

Il correspond à la récupération du capital investi (c'est à dire à reconstituer les investissements des installations au cours de leur période d'activité même), non compris le fond de roulement.

Les dépenses d'exploitation

Ces dépenses tiennent compte uniquement des frais de fonctionnement des installations, à l'exception de l'amortissement et du paiement des intérêts (charges financières).

Le temps de remboursement

On l'appelle aussi temps de récupération du capital défini comme étant la durée au bout de laquelle les recettes totales liées au fonctionnement d'une unité ou d'un complexe, déductions faites de toutes les sorties y compris les taxes sont égales au montant global des investissements nécessaires à l'achat, la construction,

le démarrage des installations, c'est à dire au montant du capital amortissable initial.

Rentabilité

Il existe de nombreuses méthodes permettant d'apprécier l'économie d'un projet, mais toutes ne sont pas applicables telles quelles par suite de défauts d'informations.

La rentabilité doit être au moins suffisante pour répondre à deux impératifs:

- Assurer le maintien du capital de l'entreprise (investissements).
- Acquitter les intérêts dus aux prêteurs et assurer le remboursements des emprunts.

Nous adopterons la méthode du taux de rentabilité interne cette méthode est définie comme suite:

Le taux de rentabilité interne i_r , d'un projet est égal à la valeur du taux d'actualisation i , qui annule le bénéfice actualisé sur n années nous devons donc rechercher i_r , tel que:

$$\sum_{t=0}^{t=n} \frac{(CF)_p}{(1 + i_r)^p} = 0$$

$$(CF)_p = (V_p - D_p - F_p - A_p) \times (1-a) + A_p$$

$(CF)_p$: Cash flows ou revenus effectifs (différence entre les recettes et les dépenses) à l'année p.

D_p : dépenses d'exploitations

V_p : Volume de ventes

F_p : intérêts ou capitaux empruntés

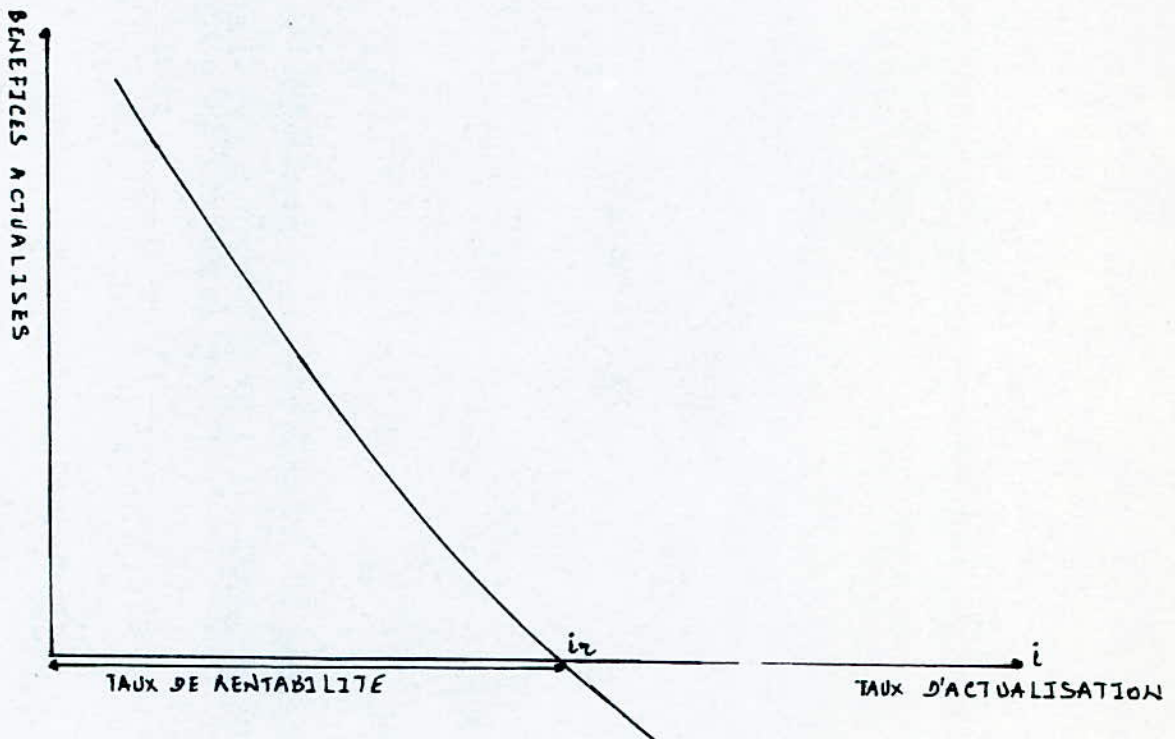
A_p : amortissements

a : taux d'imposition

Pour ce faire, nous construisons, la courbe donnant la variation des bénéfices actualisés en fonction du taux d'actualisation.

L'actualisation est faite à l'année "0" choisi comme base dans les calculs économiques.

"n" la dernière année d'exploitation des installations ou la fin de la période d'amortissement.



Un programme sur ordinateur permet le calcul du taux de rentabilité interne.

2 - Etude du marché

Avant d'entreprendre l'évolution économique d'un projet, il faudra disposer d'un certain nombre d'informations relatives à la situation du marché auquel s'adressent les produits concernés.

Le marché d'une entreprise est la partie la plus importante de son environnement.

Dans le domaine du raffinage, le marché des carburants est le plus important, vue la demande qui croît d'année en année cela se traduit par des données regroupées dans des tableaux.

REALISATIONS DES VENTES CARBURANTS

1978 - 1987

UNITE : Tonne

Année PRODUITS	1978	1979	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987
SUPER	477 312	543 691	661 262	756 591	754 295	612 756	423 709	367 736	329 091	388 488
NORMALE	480 758	489 796	551 708	569 640	639 208	916 033	1 231 376	1 117 107	1 568 066	1 584 902
TOTAL ESSENCES	958 070	1 034 487	1 212 970	1 326 221	1 393 503	1 528 789	1 655 085	1 784 843	1 897 157	1 973 390
GASOIL	831 189	948 604	963 016	1 100 318	1 201 768	1 414 447	1 413 077	3 127 610	3 236 904	3 379 781
FUEL LOURD	176 849	293 302	232 100	231 220	211 676	215 483	166 539	159 687	155 158	140 571
TOTAL CARBURANTS	1 966 108	2 275 393	2 408 086	2 657 759	2 806 947	3 158 719	3 234 641	5 072 140	5 289 219	5 513 742
EXPORTATIONS	16 472 392	16 163 107	16 030 414	15 780 741	15 431 053	15 279 781	15 203 859	13 366 360	13 149 291	12 924 758
TOTAL	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500
NUMBER D'HABITANTS EN ALGERIE (MILLIONS)										24
CONSUMATION NLTC										0,2

SOURCE : NAPHTAL

PERSPECTIVES VENTES CARBURANTS

1989 - 1995

Année Produits	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995
ESS SUPER	440 927	465 864	489 000	518 000	550 000	583 000	618 000	654 000
ESS NORMALE	1 651 873	1 752 536	1 840 000	1 951 000	2 067 000	2 191 000	2 322 000	2 462 000
TOTAL ESSENCES	2 092 800	2 218 400	2 329 000	2 469 000	2 617 000	2 774 000	2 940 000	3 116 000
GASOIL	3 481 174	3 620 400	3 801 000	4 029 000	4 271 000	4 527 000	4 800 000	5 088 000
FUEL OIL	124 620	90 000	97 000	104 000	112 000	122 000	130 000	138 000
TOTAL CARBURANTS	5 698 594	5 928 800	6 227 000	6 602 000	7 000 000	7 423 000	7 870 000	8 342 000
EXPORTATIONS	12 739 906	12 509 700	12 211 500	11 836 500	11 438 500	11 015 500	10 568 500	10 096 500
TOTAL	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500

SOURCE : NAPHTAL

PERSPECTIVES VENTES CARBURANTS

1995 - 2000

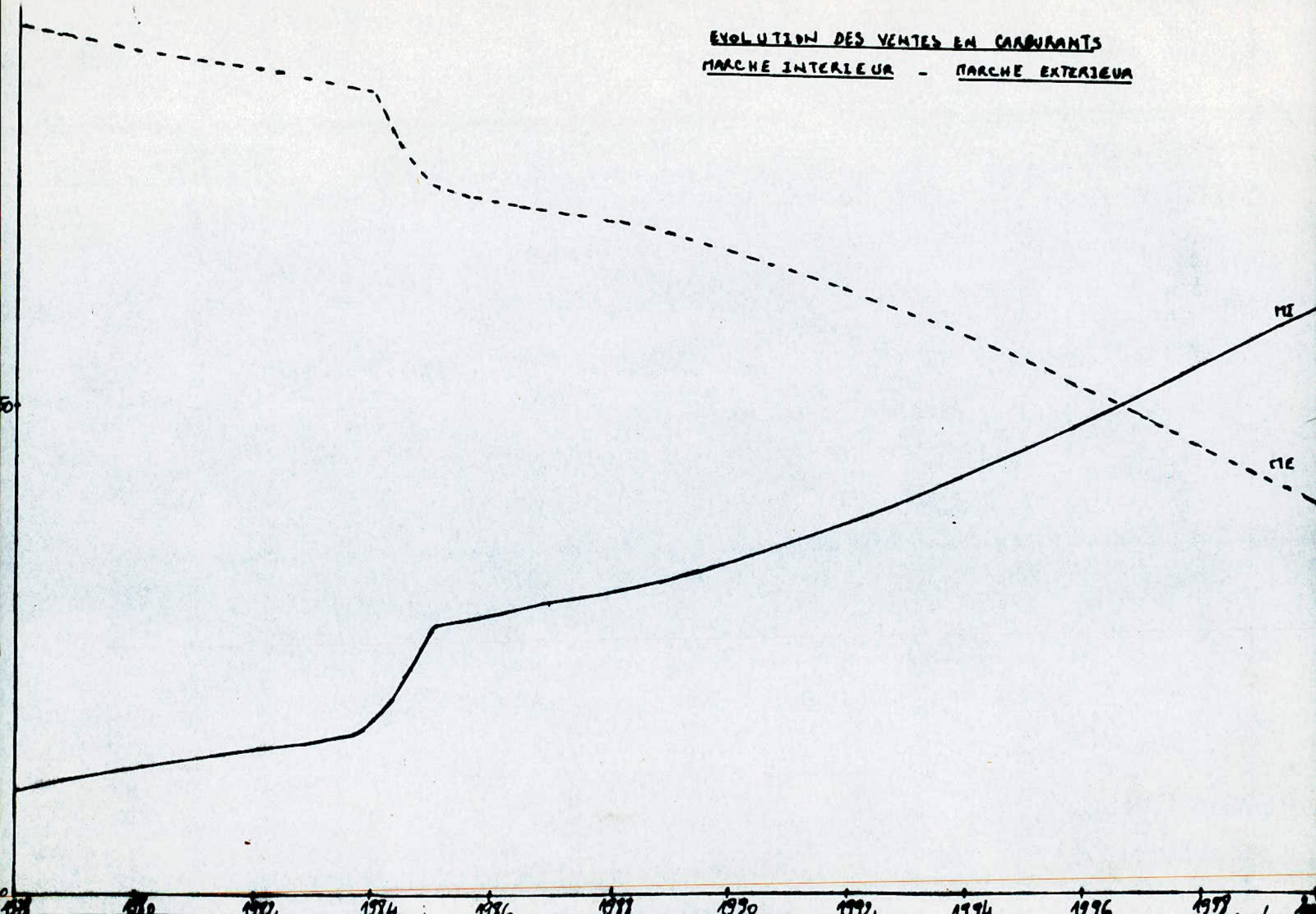
Année Produits	REALISATIONS	PERSPECTIVES 1990 - 1995		PERSPECTIVES 1995 - 2000				
	1985	1990	1995	1996	1997	1998	1999	2000
ESS SUPER	367 736	489 000	654 000	694 000	735 000	779 000	826 000	875 000
ESS NORMALE	1 417 107	1 840 000	2 462 000	2 608 000	2 765 000	2 931 000	3 106 000	3 293 000
TOTAL ESSENCES	1 784 843	2 329 000	3 116 000	3 302 000	3 500 000	3 710 000	3 932 000	4 168 000
GASOIL	3 127 610	3 901 000	5 088 000	5 393 000	5 716 000	6 058 000	6 421 000	6 806 000
FUELS LOURDS	183 609	97 000	138 000	149 000	159 000	171 000	183 000	196 000
TOTAL CARBURANTS	5 096 062	6 227 000	8 342 000	8 844 000	9 375 000	9 939 000	10 536 000	11 170 000
EXPORTATIONS	13 342 438	12 211 500	10 096 500	9 594 500	9 063 500	8 499 500	7 902 500	7 268 500
TOTAL	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500	18 438 500
NOMBRE D'HABITANTS EN ALGERIE (MILLIONS)								35
CONSUMATION NBRE								0,3

SOURCE : NAPHTAL

EVOLUTION DES VENTES

Année	Marché Interieur	%Pds	Marché Exterieur	%Pds
1978	1 956 108	10,66	16 472 392	89,34
1979	2 275 393	12,34	16 163 107	87,66
1980	2 408 086	13,06	16 030 414	86,94
1981	2 657 259	14,41	15 780 741	85,59
1982	2 806 947	15,22	15 631 553	84,78
1983	3 158 719	17,13	15 279 781	82,87
1984	3 234 641	17,54	15 203 859	82,46
1985	5 072 140	27,51	13 366 360	72,49
1986	5 289 219	28,69	13 149 281	71,31
1987	5 513 742	29,90	12 924 758	70,10
1988	5 698 594	30,91	12 739 906	69,09
1989	5 928 800	32,15	12 509 700	67,85
1990	6 227 000	33,77	12 211 500	66,23
1991	6 602 000	35,81	11 836 500	64,19
1992	7 000 000	37,96	11 438 500	62,04
1993	7 423 000	40,26	11 015 500	59,74
1994	7 870 000	42,68	10 568 500	57,32
1995	8 342 000	45,24	10 096 500	54,76
1996	8 844 000	47,97	9 594 500	52,03
1997	9 375 000	50,84	9 063 500	49,16
1998	9 939 000	53,90	8 499 500	46,10
1999	10 536 000	57,14	7 902 500	42,86
2000	11 170 000	60,58	7 268 500	39,42

EVOLUTION DES VENTES EN CARBURANTS
MARCHE INTERIEUR - MARCHE EXTERIEUR



Remarques

Le marché Interieur augmentera de plus en plus au dépend du marché extérieur, car, l'exportation pour un pays est souvent secondaire,

D'après le graphe précédent le point de rencontre sera de 50% pour l'année 1997 où les marchés interieur et extérieur seront à égalité en ce qui concerne les carburants.

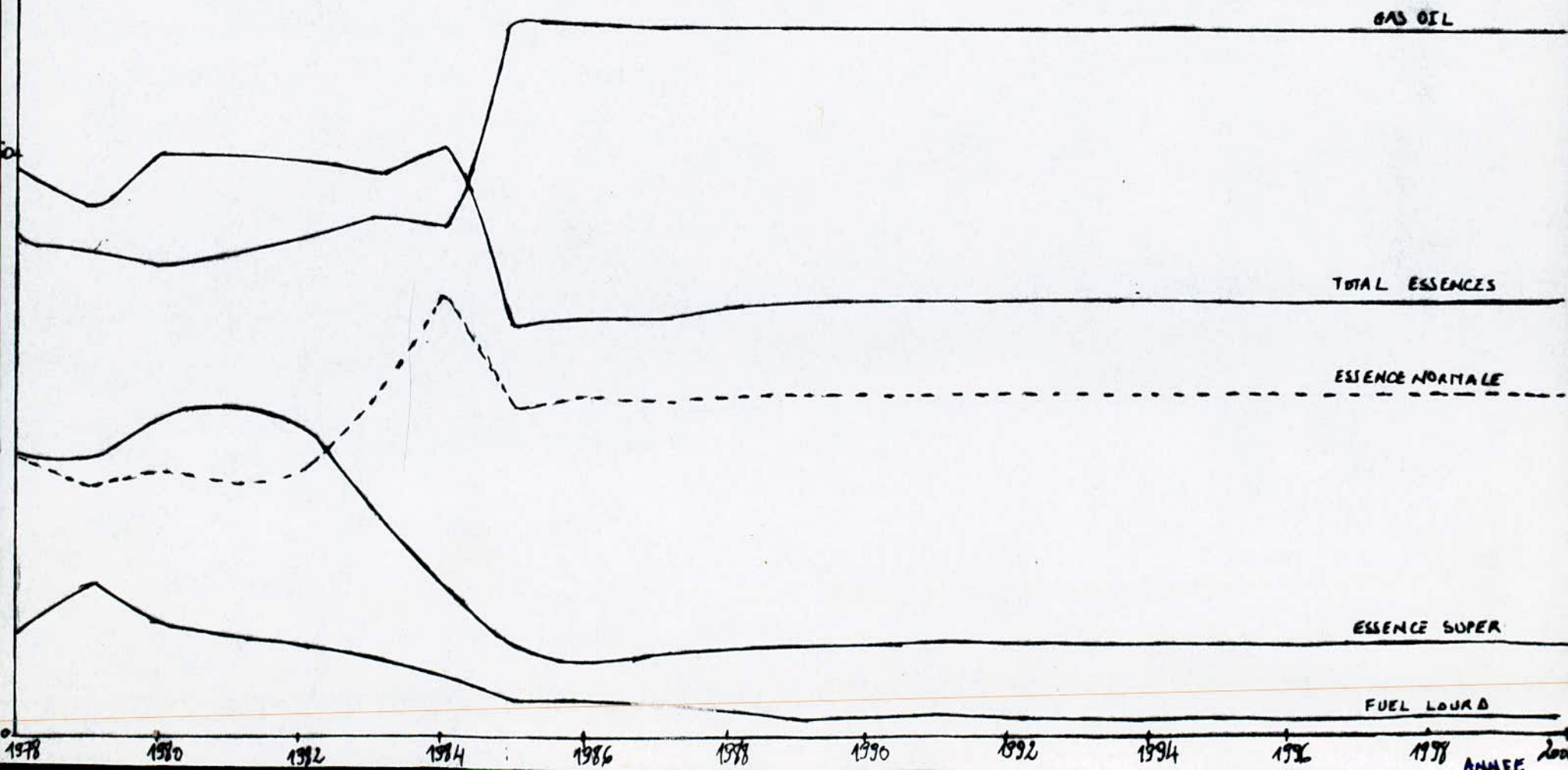
EVOLUTION DES VENTES EN CARBURANTS

MARCHE INTERIEUR

Année	Ess Super		Ess Normale		GasOil		Fuel Lourd		Total Carburants
	Quantité Tonnes	%Pds	Quantité Tonnes	%Pds	Quantité Tonnes	%Pds	Quantité Tonnes	%Pds	Quantité Tonnes
1978	477 312	24,3	480 758	24,4	831 189	42,3	176 849	9,0	1 966 108
1979	543 691	23,9	489 796	21,5	948 604	41,7	293 302	12,9	2 275 393
1980	661 262	27,5	551 708	22,9	963 016	40,0	232 100	9,6	2 408 086
1981	756 581	28,5	569 640	21,4	1 100 318	41,4	231 220	8,7	2 657 759
1982	754 295	26,9	639 208	22,8	1 201 768	42,8	211 676	7,5	2 806 947
1983	612 756	19,4	916 033	19,0	1 414 447	44,8	215 483	6,8	3 158 719
1984	423 709	13,1	231 376	38,1	1 413 017	43,7	166 539	5,1	3 234 641
1985	367 736	7,2	417 107	27,9	3 127 610	61,7	159 687	3,2	5 072 140
1986	329 091	6,2	568 066	29,6	3 236 904	61,2	155 158	3,0	5 289 219
1987	388 488	7,0	584 902	28,7	3 379 781	61,3	160 571	3,0	5 513 742
1988	440 927	7,7	651 873	29,0	3 481 174	61,1	124 620	2,2	5 698 594
1989	465 864	7,9	752 536	29,6	3 620 400	61,0	90 000	1,5	5 928 800
1990	489 000	7,8	840 000	29,5	3 801 000	61,0	97 000	1,6	6 227 000
1991	518 000	7,8	951 000	29,6	4 029 000	61,0	04 000	1,6	6 602 000
1992	550 000	7,9	2 067 000	29,5	4 271 000	61,0	112 000	1,6	7 000 000
1993	583 000	7,9	2 191 000	29,5	4 527 000	61,0	122 000	1,6	7 423 000
1994	618 000	7,9	2 322 000	29,5	4 800 000	61,0	130 000	1,6	7 870 000
1995	654 000	7,8	2 462 000	29,5	5 088 000	61,0	133 000	1,7	8 342 000
1996	694 000	7,8	2 608 000	29,5	5 393 000	61,0	149 000	1,7	8 844 000
1997	735 000	7,8	2 765 000	29,5	5 716 000	61,0	159 000	1,7	9 375 000
1998	779 000	7,8	2 931 000	29,5	6 058 000	61,0	171 000	1,7	9 939 000
1999	826 000	7,8	3 932 000	29,5	6 421 000	61,0	183 000	1,7	10 536 000
2000	875 000	7,8	3 293 000	29,5	6 806 000	61,0	196 000	1,7	11 170 000

EVOLUTION DES VENTES EN CARBURANTS

MARCHE INTERIEUR



Remarques

L'évolution des pourcentages en vente par rapport à la consommation totale carburants marché Interieur montre qu'à partir de 1988 la variation sera constante.

Aussi, il faudra remarquer que la consommation en essence normale est plus importante par rapport à l'essence super à partir de 1983.

Cela est due au prix de vente plus élevé pour l'essence Super.

Si nous voulons comparer la consommation des Carburants par rapport au nombre d'habitants en Algérie, les chiffres seront plus conformants.

Une comparaison sur 13ans est assez suffisante pour dire qu'un rapport de 0,2% devant 0,3% n'est pas important et que l'augmentation de la consommation est due à l'augmentation du nombre d'habitants et que le développement technologique n'est pas significatif.

EVOLUTION DES CAPACITES DE PRODUCTION EN QUANTITE

UNITE : Tonnes

Année Produits	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988
PROPANE	23 645	48 852	66 813	67 903	75 426	54 517	71 621	63 452	93 800
BUTANE	83 713	214 251	313 456	307 110	354 357	319 444	332 120	320 747	216 150
NORMALE	20 738	126 641	147 980	298 539	310 709	457 019	555 451	384 299	679 400
SUPER	94 821	447 377	341 754	322 642	336 606	400 989	359 108	632 782	298 452
NAPHTA	1 132 955	1 805 193	2 157 816	2 696 206	3 224 049	2 894 038	3 308 243	3 066 141	3 168 089
JETA1+LAMPANI	-	5 414	16 773	46 689	46 811	42 237	53 745	55 854	46 000
GAS OIL	560 069	2 809 406	5 120 345	4 545 637	5 157 380	5 368 370	6 194 696	5 692 443	5 712 000
FUEL BTS	1 176 188	2 154 520	3 984 837	3 400 126	3 594 185	3 841 286	4 356 052	4 027 136	4 050 000
BENZENE	-	-	-	13 570	41 134	38 769	33 613	38 014	-
TOLUENE	-	-	-	959	4 252	4 509	5 182	4 826	-
P. XYLENE	-	-	-	-	8 547	11 864	3 461	4 022	-
M. XYLENE	-	-	-	34 213	51 284	84 754	87 895	101 708	-
TOTAL AROMATIQUES	-	-	-	48 742	105 247	139 896	130 151	148 570	184 815

SOURCE : RAFFINERIE DE SKIKDA : (RA.1K)

EVOLUTION DES VENTES "RA1K"

Année	Marché Interieur	%Pds	Marché Exterieur	%Pds	Total
1980	115 429	3,5	3 140 996	96,5	3 256 425
1981	1 287 422	17,0	6 336 162	83	7 623 584
1982	1 490 241	11,5	11 417 132	88,5	12 907 373
1983	2 071 000	17	9 829 112	83	11 846 112
1984	2 314 612	17,2	11 118 681	82,8	13 433 293
1985	2 696 566	19,7	10 995 419	80,3	13 691 983
1986	3 051 832	19,4	12 643 847	80,6	15 685 679
1987	2 870 766	19,2	11 947 418	80,8	14 818 184

"RA1K" : raffinerie de Skikda

Remarque

Le partage de la production entre le marché Interieur et le marché exterieur est basé sur les données de l'etude du marché, des ventes en 1987 des produits de la raffinerie de Skikda et de l'evolution du pourcentage en vente depuis 1980.

Aussi, la production au sein de la raffinerie depuis le démarrage dénote une augmentation à partir de 1984 de l'essence Normale par rapport à l'essence super, d'où, nous avons utilisé cette information pour faire le partage du pool des essences entre la normale et le Super.

PRIX DE VENTE : 1987

Produits	Marché Interieur DA/T	Marché Extérieur DA/T
Propane	751,22	658,58
Eutane	1224,75	-
Ess normale	3286,14	-
Ess Super	3844,53	917,71
Naphta	-	779,26
Kéro Jet A1	1151,90	-
GasOil	828,24	783,64
Fuel BTS	511,34	612,67
Benzène	-	1771,41
Toluène	2954,60	-
Mél Xylène	2410,19	1141,61
P.Xylène	-	1771,30

Source : Raffinerie de SKIKDA

VOLUME DES VENTES MARCHÉ INTERIEUR

MARCHE A

Produits	Quantité (Tonnes)	Prix Vente (DA/T)	Volume des Ventes(DA)
Propane	35 938	751,22	26 997 570
Butane	337 959	1224,75	413 914 000
G.P.L	373 897	-	440 911 570
Ess normale	539 567	3286,14	1 773 090 000
Ess Super	87 944	3844,53	338 103 000
Naphta	-	-	-
Kéro Jet A1	46 000	1151,90	52 987 400
GasOil	4 000 000	828,24	3 312 960 000
Fuel BTS	196 000	511,34	100 222 000
CARBURANTS	4 869 511	-	5 577 362 400
Toluène	5-000	2954,60	14 773 000
Benzène	-	-	-
Mél Xylène	152 596	2410,19	367 785 000
P.Xylène	-	-	-
AROMATIQUES	157 596	-	383 558 000
TOTAL	5 401 004	-	6 401 831 570

VOLUME DES VENTES MARCHÉ EXTÉRIEUR

MARCHE A

Produits	Quantité (Tonnes)	Prix de Vente (DA/T)	Volume des Ventes (DA)
Propane	46 918	658,58	30 899 256
Butane	-	-	-
G.P.L	46 918	-	30 899 256
Ess normale	-	-	-
Ess Super	85 353	917,71	78 329 302
Naphta	3 326 782	779,26	2 592 420 000
Kéro Jet A1	-	-	-
GasOil	1 258 000	783,64	985 819 000
Fuel BTS	4 435 250	612,67	2 717 340 000
CARBURANTS	9 105 285	-	6 373 908 302
Benzène	90 849	1771,41	160 930 000
Toluène	-	-	-
Mél Xylène	100 925	1141,61	115 216 000
P.Xylène	38 807	1771,30	68 738 839
AROMATIQUES	230 581	-	-
TOTAL	9 382 884	-	6 749 692 397

VOLUME DES VENTES

MARCHE A

Désignation	%Pds	Quantité (T/eq)	Volume des Ventes (DA)
Marché Interieur	36,53	5 401 004	6 401 831 570
Marché Exterieur	63,47	9 382 884	6 749 692 397
TOTAL	100,00	14 783 888	13 151 453 967

VOLUME DES VENTES MARCHÉ INTERIEURMARCHÉ B

Produits	Quantité (Tonne)	Prix de Vente (DA/T)	Volume des Ventes (DA)
Propane	38 907	751,22	29 227 717
Butane	340 477	1224,75	416 999 000
G.P.L	379 384	-	446 226 717
Ess Normale	1 079 134	3286,14	3 546 180 000
Ess Super	261 241	3844,53	1 004 340 000
Naphta	-	-	-
Kéro Jet A1	46 000	1151,90	52 987 400
GasOil	4 000 000	828,24	3 312 960 000
Fuel BIS	196 000	511,34	100 222 000
CARBURANTS	5 582 375	-	8 016 689 400
Benzène	-	-	-
Toluène	10 000	2954,60	29 546 000
Mél Xylène	406 117	2410,19	978 319 000
P.Xylène	-	-	-
AROMATIQUES	416 117	-	1 008 365 000
TOTAL	6 377 876	-	9 471 281 117

VOLUME DES VENTES MARCHE EXTERIEURMARCHE B

Produits	Quantité (Tonnes)	Prix de Vente (DA/T)	Volume des Ventes (DA)
Propane	46 918	658,58	30 899 256
Butane	-	-	-
G.P.L	46 918	400,	30 899 256
Ess Normale	-	-	-
Ess Super	85 353	917,71	78 329 302
Naphta	2 011 806	779,26	1 567 710 000
Kéro Jet A1	-	-	-
GasOil	1 258 000	783,64	985 819 000
Fuel BTS	4 435 250	612,67	2 717 340 000
CARBURANTS	7 790 409	-	5 349 198 302
Benzène	181 698	1771,41	321 861 000
Toluène	-	-	-
Mél Xylène	100 925	1141,61	115 216 000
P.Xylène	77 613	1771,30	137 475 000
AROMATIQUES	360 236	-	574 552 000
TOTAL	8 197 563	-	6 054 649 558

VOLUME DES VENTES

MARCHE B

Désignation	%Pds	Quantité (T/an)	Volume des Ventes (DA)
Marché Interieur	43,76	6 377 876	9 471 281 117
Marché Exterieur	56,24	8 197 563	6 054 649 558
TOTAL	100,00	14 575 439	15 525 930 675

MARCHE A

unité : DA

Désignation	Charges fixes	Charges variables	Main d'oeuvre
Dist Atmos	13 501 849,64	25 192 759,80	641 037,81
Trait Kéro	601 493,18	599 069,54	293 666,68
Stabilisation	2 219 273,48	5 273 409,45	250 082,64
Splitter	1 495 644,66	6 472 618,65	368 554,70
Déisopentaniseur	1 874 939,79	2 512 417,89	400 770,37
TOPPING	19 693 200,75	40 050 275,33	1 954 112,20
Dist Atmos	13 719 371,66	22 026 192,35	455 256,80
Stabilisation	2 175 703,85	6 548 663,99	495 986,07
Splitter	1 497 968,84	6 722 577,76	401 825,64
TOPPING	17 393 044,35	35 297 434,10	1 353 068,51
Trait Gaz U30	2 067 505,54	4 030 827,37	552 592,96
Trait Gaz U31	2 012 898,36	3 854 047,47	455 698,62
Trait et Sép Gaz	4 080 403,90	7 884 874,84	1 008 291,58
Prétraitement	3 225 954,69	325 233 119,14	598 581,57
Magnaforming	13 663 804,13	297 162 711,46	8 6 745,03
Fractionnement	2 362 011,84	267 597 509,32	788 845,33
Ref Catalytique	19 251 770,66	889 913 339,92	2 204 171,93
Ext Aromatiques	3 155 577,26	5 720 880,13	606 413,64
Fractionnement	22 733,74	2 351 679,87	299 397,33
EXT AROMATIQUES	3 178 311,00	8 072 560,00	905 810,97
Splitter de xylène	2 260 661,22	3 396 699,94	702 182,90
Sép du P.xylène	6 634 337,63	4 571 258,76	1 24 738,14
P.Xylène	8 894 998,85	7 967 958,70	1 326 921,04
Total	72 411 689,51	989 266 442,89	9 252 376,23

MARCHE B

unité : DA

Désignation	Charges fixes	Charges variables	Main d'Oeuvre
Dist Atmos	13 501 849,64	25 192 759,80	641 037,81
Trait Kéro	601 493,18	599 069,54	293 666,68
Stabilisation	2 219 273,48	5 273 409,45	250 082,64
Splitter	1 495 644,66	6 472 618,65	368 554,70
Désopentaneuseur	1 874 939,79	2 512 417,89	400 770,37
TOPPING	19 693 200,75	40 050 275,33	1 954 112,20
Dist Atmos	13 719 371,66	22 026 192,35	455 256,80
Stabilisation	2 175 703,85	6 548 663,99	495 986,07
Splitter	1 497 968,84	6 722 577,76	401 825,64
Désopentaneuseur	1 874 939,79	2 512 417,89	400 770,37
TOPPING	19 267 984,14	37 809 851,99	1 753 838,88
Trait Gaz U30	2 067 505,54	4 030 827,37	552 592,96
Trait Gaz U31	2 012 898,36	3 854 047,47	455 698,62
Trait et sép Gaz	4 080 403,90	7 884 874,84	1 008 291,58
Prétraitement	3 871 145,60	650 466 238,28	718 297,88
Magnaforming	16 396 565,00	594 325 422,92	980 094,04
Fractionnement	2 834 414,20	535 195 018,64	946 614,40
Ref Catalytique	23 102 124,80	1 779 986 679,84	2 644 906,32
Ext Aromatiques	3 786 692,80	11 441 760,26	727 696,37
Fractionnement	22 733,74	4 703 359,74	359 276,80
EXT AROMATIQUES	4 809 426,54	16 145 120,00	1 086 973,17
Splitter de Xylene	2 712 793,40	6 793 399,88	842 619,48
Sép. du P.Xylene	7 961 205,10	9 142 517,52	1 349 685,70
P.XYLENE	10 673 998,50	15 935 917,40	2 192 305,18
TOTAL	81 627 078,63	1 897 812 719,40	10 640 427,33

3-calcul économique

3-1 Capital amortissable : est calculé à partir d'une année de référence 1979, il est actualisé pour l'année 1987, en utilisant les indices de Nelson des coûts de construction d'une raffinerie.

.fond de roulement : est estimé de 15% du Capital

.Intérêts : 8% du capital investi

3-2 Dépenses d'exploitation

Charges fixes + Charges variables + main d'oeuvre

3-3 Rentabilité

Elle est déduite à partir du programme sur ordinateur pour les deux marches A et B.

Un détail de calcul sera présenté pour une seule marche, concernant les paramètres à fournir pour faire ce calcul.

Marche A

-Capital amortissable

. 1979 CA = 3 939 262 000 DA Indice = 157
. 1987 Indice = 551,7

$$CA = 3\,939\,262\,000 \times \frac{551,7}{157} = 13\,842\,600\,000 \text{ DA}$$

-Fond de roulement

$$0,15 \times 13\,842\,600\,000 = 2\,076\,390\,000 \text{ DA}$$

-Ventes

$$0,80 \times 13\,151\,453\,967 = 10\,521\,100\,000 \text{ DA}$$

-Dépenses d'exploitation

$$72\,411\,689,51 + 989\,266\,442,89 + 9\,252\,376,23 =$$

1 521 100 000 DA

-Amortissements

$$\frac{13\,842\,600\,000}{15} = 922\,840\,000 \text{ DA}$$

durée de l'étude : 15 ans

-Intérêts

$$0,08 \times 13\,842\,600\,000 = 1\,107\,400\,000 \text{ DA}$$

```
PROGRAM BENACT
CHARACTER*30 FMT
DIMENSION TITRE(8),CAAM(20),VENTE(20),DEXP(20),AMOR(20),DINTR(20),
1BENAC(90),TAUX(90),K(10)
```

```
CHARACTER*10 UNITE1,UNITE2
```

```
* INITIATION DES VARIABLES A ZERO PAR PROGRAMME DE CONTROLE
```

```
* PROGRAMME DE CALCUL DU TAUX DE RENTABILITE INTERNE
```

```
* -METHODE DU BENIFICE ACTUALISE APRES IMPOT
* -INVESTISSEMENTS PAR TRESORERIE GENERALE
* -DINARS CONSTANTS
```

```
* DEUX VARIANTES
```

```
* 1-CALCUL SIMPLIFIE-ICAS=0
```

```
* LECTURE D'UNE SEULE VALEUR PAR DONNEE
```

```
* DUREE D'AMORTISSEMENT=DUREE DE L'ETUDE
```

```
* 2-CALCUL GENERAL-ICAS=1
```

```
* POUR CHAQUE DONNEE,AUTANT DE VALEURS QUE D'ANNEES
```

```
* DE DUREE DE L'ETUDE (SAUF FONDS DE ROULEMENT)
```

```
* *LECTURE DES DONNEES*
```

```
* DUREE DE L'ETUDE,UNITE DANS LAQUELLE SONT EXPRIMEES
* LES VALEURS (EXEMPLE-MILLIONS DE DINARS-)
```

```
OPEN (UNIT=1,FILE='RACHIDA.DAT',STATUS='OLD')
```

```
OPEN (UNIT=8,FILE='IMPR.TXT',STATUS='NEW')
```

```
READ(1,100) (TITRE(I),I=1,8)
```

```
PRINT *,TITRE
```

```
READ(1,101) ICAS,NVIE,UNITE1,UNITE2
```

```
PRINT *,ICAS,NVIE,UNITE1,' ',UNITE2
```

```
IF(ICAS.EQ.0) WRITE(8,200) (TITRE(I),I=1,8)
```

```
IF(ICAS.EQ.1) WRITE(8,201) (TITRE(I),I=1,8)
```

```
WRITE(8,202) UNITE1,UNITE2,NVIE
```

```
* TAUX D'IMPOSITION DES BENIFICES
```

```
READ(1,102)TIMP
```

```
PRINT *,TIMP
```

```
* CAPITAL AMORTISSABLE ANNEE 0 ET SUIVANTES
```

```
READ(1,102)CAAMO
```

```
WRITE(8,203)CAAMO
```

```
IF(ICAS)2,2,1
```

```
1 READ(1,102) (CAAM(I),I=1,NVIE)
```

```
WRITE(8,204)
```

```
WRITE(8,300) (CAAM(I),I=1,NVIE)
```

```
* FONDS DE ROULEMENT
```

```
2 READ(1,102) FORO
```

```
WRITE(8,205) FORO
```

```
* VOLUME DES VENTES ANNUELLES
```

```
READ(1,102) (VENTE(I),I=1,8)
```

```
IF(ICAS) 4,4,3
```

```
3 IF(NVIE.GT.8) READ(1,102) (VENTE(I),I=9,NVIE)
```

```
WRITE(8,206)
```

```
WRITE(8,300) (VENTE(I),I=1,NVIE)
```

```
GO TO 5
```

```
4 WRITE(8,207) VENTE(1)
```



```

*           DEPENSES D'EXPLOITATION
5 READ(1,102) (DEXP(I),I=1,8)
  IF(ICAS) 7,7,6
6 IF(NVIE.GT.8) READ(1,102) (DEXP(I),I=1,9,NVIE)
  WRITE(8,208)
  WRITE(8,300) (DEXP(I),I=1,NVIE)
  GO TO 8
7 WRITE(8,209) DEXP(1)
*           AMORTISSEMENTS
8 READ(1,102) (AMOR(I),I=1,8)
  IF(ICAS) 10,10,9
9 IF(NVIE.GT.8) READ(1,102) (AMOR(I),I=9,NVIE)
  WRITE(8,210)
  WRITE(8,300) (AMOR(I),I=1,NVIE)
  GO TO 13
10 WRITE(8,211) AMOR(1)
*           INTERETS
13 READ(1,102) (DINTR(I),I=1,8)
  IF(ICAS) 14,14,12
12 IF(NVIE.GT.8) READ(1,102) (DINTR(I),I=9,NVIE)
  WRITE(8,210)
  WRITE(8,300) (DINTR(I),I=1,NVIE)
  GO TO 20
14 WRITE(8,213) DINTR(1)
  DO 15 I=1,NVIE
  VENTE(I)=VENTE(1)
  DEXP(I)=DEXP(1)
  AMOR(I)=AMOR(1)
15 DINTR(I)=DINTR(1)
*
*           CALCUL DU BENEFICE ACTUALISE
*           EN FONCTION DU TAUX D'ACTUALISATION
*           VALEURS NORMALISEES POUR TRACE DE COURBE
*           VALEUR DE REFERENCE-BENEFICE TOTAL NON ACTUALISE
20 TIMP=1.-TIMP
  TOTI=CAAMO
  CASH=0.
  DO 21 I=1,NVIE
  TOTI=TOTI+CAAM(I)
21 CASH=CASH+(VENTE(I)-DEXP(I)-AMOR(I)-DINTR(I))*TIMP+AMOR(I)
  BENACO=-TOTI+CASH
  WRITE(8,220) BENACO,UNITE1,UNITE2
  DO 22 J=1,90
  TAUX(J)=FLOAT(J)*0.5/100.
  TOTI=CAAMO
  CASH=0.
  PRINT *, NVIE
  DO 23 I=1,NVIE
  TOTI=TOTI+CAAM(I)/((1.+TAUX(J))*I)
  BENEF=(VENTE(I)-DEXP(I)-AMOR(I)-DINTR(I))*TIMP+AMOR(I)
23 CASH=CASH+BENEF/((1.+TAUX(J))*I)
  TOTI=TOTI+FORO*(1.-1./((1.+TAUX(J))*NVIE))
  BENAC(J)=-TOTI+CASH
  TAUX(J)=TAUX(J)*100.
  WRITE(8,221) TAUX(J),BENAC(J)
  IF(BENAC(J).LE.0.) GO TO 30
22 BENAC(J)=(BENAC(J)/BENACO)*100.
30 PRINT*,BENAC(J-1),BENAC(J-2)
  RENT=TAUX(J-2)+0.5*BENAC(J-2)/ (BENAC(J-2)-BENAC(J-1))
*

```

*
*
*

FIN DE CALCUL

```
WRITE(8,301)
K(1)=10
DO 31 I=2,10
31 K(I)=K(I-1)+10
WRITE(8,302) (K(I),I=1,10)
DO 32 I=1,90
IF(BENAC(I).LE.0.) GO TO 33
IF(BENAC(I).LE.0.5) GO TO 34
KR=IFIX(BENAC(I)-0.5)
ENCODE(30,303,FMT) KR
32 WRITE(8,FMT) TAUX(I)
34 WRITE(8,304) TAUX(I)
J=ABS((RENT-TAUX(I))*2.)-1
IF(J.LE.0) GO TO 33
Y=TAUX(I)
IF(J.EQ.1) GO TO 37
DO 36 L=1,J
Y=Y+0.5
WRITE(8,304) Y
36 CONTINUE
37 Y=Y+0.5
WRITE(8,306) Y
33 WRITE(8,400) RENT
STOP
35 WRITE(8,305)
STOP
100 FORMAT(8A1)
101 FORMAT(I1,I2/2A10)
102 FORMAT(8F10.2)
200 FORMAT(1H1,9X,82(1H'),/,10X,1H',8A10,1H',/,10X,
+82(1H'),//,21X,'CALCUL DU TAUX DE RENTABILITE INTERNE'
1,1H',//,30X,1H', 'METHODE SIMPLIFIEE',1H')
201 FORMAT(1H1,9X,82(1H'),/,10X,8A10,1H',/,10X,82(1H'),//,21X,
1 'CALCUL DU TAUX DE RENTABILITE INTERNE',1H',//)
202 FORMAT(10X,1H', 'DONNEES DU CALCUL'1H' /10X, 'VALEURS EN ',2A10,/,
110X, 'DUREE DE L' 'ETUDE',2X,I2, 'ANS',//)
203 FORMAT(10X,1H-, 'CAPITAL AMORTISSABLE INITIAL',2X,F10.2)
204 FORMAT(10X,1H-, 'DEPENSES D'INVESTISSEMENTS SUPPLEMENTAIRES')
205 FORMAT(10X,1H-, 'FONDS DE ROULEMENTS',2X,F10.2)
206 FORMAT(10X,1H-, 'VENTES ANNUELLES')
207 FORMAT(10X,1H-, 'VENTES',2X,F10.2)
208 FORMAT(10X,1H-, 'DEPENSES ANNUELLES D'EXPLOITATION')
209 FORMAT(10X,1H-, 'DEPENSES D'EXPLOITATION',2X,F10.2)
210 FORMAT(10X,1H-, 'MONTANTS ANNUELS DES AMORTISSEMENTS')
213 FORMAT(10X,1H-, 'INTERETS',2X,F10.2)
211 FORMAT(10X,1H-, 'AMORTISSEMENTS',2X,F10.2)
220 FORMAT(1H1,20X,1H', 'BENEFICE POUR TAUX D'ACTUALISATION NUL'
1,2X,F10.1,//,18X, 'RESULTATS EXPRIMES EN ',2A10,//)
221 FORMAT(10X, 'TAUX D'ACTUALISATION',2X,F5.1,10X,
1 'BENEFICE ACTUALISE',2X,F10.1)
300 FORMAT(10X,8F10.2)
301 FORMAT(1H1,14X,56(1H'),/,15X,1H', ' EVOLUTION DU BENEFICE
1ACTUALISE',1H',/,15X,1H',18X, 'VALEURS NORMALISEES',17
2X,1H',/,15X,56(1H'),//)
302 FORMAT(5X,1H0,9(8X,I2),7X,I3,/,5X,1H',10(9X,1H'))
303 FORMAT(4H(1X,5HF4.1,,4H1H',,I3,6HX,1H'))
304 FORMAT(1X,F4.1,2H''')
```



```
305 FORMAT(1X,20(1H'),/,1X,20(1H'),/,1X,'PRIX DE REVIENT ',
1 'TROP BAS BENEFICE NEGATIF',/,1X,20(1H'),/,1X,20(1H'))
306 FORMAT(1X,F4.1,1H')
400 FORMAT(///,20X,36(1H'),/,20X,1H', 'TAUX DE RENTABILITE INTERNE'
1 ,2X,F5.1,1H',/,20X,36(1H'))
END
```


CALCUL DU TAUX DE RENTABILITE INTERNE

'METHODE SIMPLIFIEE'

'DONNEES DU CALCUL'

VALEURS EN MILLION DAMILLION DA

DUREE DE L'ETUDE 15ANS

-CAPITAL AMORTISSABLE INITIAL	13842.60
-FONDS DE ROULEMENTS	2076.39
-VENTES	10521.10
-DEFENSES DEXPLOITATION	1521.10
-AMORTISSEMENTS	922.84
-INTERETS	1107.40

RESULTATS EXPRIMES EN MILLION DAMILLION DA

TAUX DACTUALISATION	0.5	BENIFICE ACTUALISE	49552.2
TAUX DACTUALISATION	1.0	BENIFICE ACTUALISE	46982.8
TAUX DACTUALISATION	1.5	BENIFICE ACTUALISE	44555.1
TAUX DACTUALISATION	2.0	BENIFICE ACTUALISE	42259.8
TAUX DACTUALISATION	2.5	BENIFICE ACTUALISE	40088.3
TAUX DACTUALISATION	3.0	BENIFICE ACTUALISE	38032.9
TAUX DACTUALISATION	3.5	BENIFICE ACTUALISE	36085.9
TAUX DACTUALISATION	4.0	BENIFICE ACTUALISE	34240.7
TAUX DACTUALISATION	4.5	BENIFICE ACTUALISE	32490.8
TAUX DACTUALISATION	5.0	BENIFICE ACTUALISE	30830.4
TAUX DACTUALISATION	5.5	BENIFICE ACTUALISE	29254.0
TAUX DACTUALISATION	6.0	BENIFICE ACTUALISE	27756.3
TAUX DACTUALISATION	6.5	BENIFICE ACTUALISE	26332.7
TAUX DACTUALISATION	7.0	BENIFICE ACTUALISE	24978.7
TAUX DACTUALISATION	7.5	BENIFICE ACTUALISE	23690.2
TAUX DACTUALISATION	8.0	BENIFICE ACTUALISE	22463.4
TAUX DACTUALISATION	8.5	BENIFICE ACTUALISE	21294.5
TAUX DACTUALISATION	9.0	BENIFICE ACTUALISE	20180.3
TAUX DACTUALISATION	9.5	BENIFICE ACTUALISE	19117.6
TAUX DACTUALISATION	10.0	BENIFICE ACTUALISE	18103.6
TAUX DACTUALISATION	10.5	BENIFICE ACTUALISE	17135.3
TAUX DACTUALISATION	11.0	BENIFICE ACTUALISE	16210.3
TAUX DACTUALISATION	11.5	BENIFICE ACTUALISE	15326.2
TAUX DACTUALISATION	12.0	BENIFICE ACTUALISE	14480.7
TAUX DACTUALISATION	12.5	BENIFICE ACTUALISE	13671.8
TAUX DACTUALISATION	13.0	BENIFICE ACTUALISE	12897.4
TAUX DACTUALISATION	13.5	BENIFICE ACTUALISE	12155.6
TAUX DACTUALISATION	14.0	BENIFICE ACTUALISE	11444.9
TAUX DACTUALISATION	14.5	BENIFICE ACTUALISE	10763.4
TAUX DACTUALISATION	15.0	BENIFICE ACTUALISE	10109.8
TAUX DACTUALISATION	15.5	BENIFICE ACTUALISE	9482.5
TAUX DACTUALISATION	16.0	BENIFICE ACTUALISE	8880.2
TAUX DACTUALISATION	16.5	BENIFICE ACTUALISE	8301.6
TAUX DACTUALISATION	17.0	BENIFICE ACTUALISE	7745.6
TAUX DACTUALISATION	17.5	BENIFICE ACTUALISE	7210.9
TAUX DACTUALISATION	18.0	BENIFICE ACTUALISE	6696.7
TAUX DACTUALISATION	18.5	BENIFICE ACTUALISE	6201.7
TAUX DACTUALISATION	19.0	BENIFICE ACTUALISE	5725.2
TAUX DACTUALISATION	19.5	BENIFICE ACTUALISE	5266.3
TAUX DACTUALISATION	20.0	BENIFICE ACTUALISE	4824.0
TAUX DACTUALISATION	20.5	BENIFICE ACTUALISE	4397.6
TAUX DACTUALISATION	21.0	BENIFICE ACTUALISE	3986.3
TAUX DACTUALISATION	21.5	BENIFICE ACTUALISE	3589.5
TAUX DACTUALISATION	22.0	BENIFICE ACTUALISE	3206.4
TAUX DACTUALISATION	22.5	BENIFICE ACTUALISE	2836.6
TAUX DACTUALISATION	23.0	BENIFICE ACTUALISE	2479.2
TAUX DACTUALISATION	23.5	BENIFICE ACTUALISE	2133.9
TAUX DACTUALISATION	24.0	BENIFICE ACTUALISE	1800.0
TAUX DACTUALISATION	24.5	BENIFICE ACTUALISE	1477.1
TAUX DACTUALISATION	25.0	BENIFICE ACTUALISE	1164.6
TAUX DACTUALISATION	25.5	BENIFICE ACTUALISE	862.2
TAUX DACTUALISATION	26.0	BENIFICE ACTUALISE	569.3
TAUX DACTUALISATION	26.5	BENIFICE ACTUALISE	285.7
TAUX DACTUALISATION	27.0	BENIFICE ACTUALISE	10.8
TAUX DACTUALISATION	27.5	BENIFICE ACTUALISE	-255.6

.....
TAUX DE RENTABILITE INTERNE 27.0'
.....

CALCUL DU TAUX DE RENTABILITE INTERNE

'METHODE SIMPLIFIEE'

'DONNEES DU CALCUL'

VALEURS EN MILLION DAMILLION DA

DUREE DE L'ETUDE 15ANS

-CAPITAL AMORTISSABLE INITIAL	13842.60
-FONDS DE ROULEMENTS	2076.39
-VENTES	10521.10
-DEPENSSES DEXPLOITATION	6000.00
-AMORTISEMENTS	922.84
-INTERETS	1107.40

RESULTATS EXPRIMES EN MILLION DAMILLION DA

TAUX DACTUALISATION	0.5	BENIFICE ACTUALISE	17266.9
TAUX DACTUALISATION	1.0	BENIFICE ACTUALISE	15932.7
TAUX DACTUALISATION	1.5	BENIFICE ACTUALISE	14673.6
TAUX DACTUALISATION	2.0	BENIFICE ACTUALISE	13484.5
TAUX DACTUALISATION	2.5	BENIFICE ACTUALISE	12360.9
TAUX DACTUALISATION	3.0	BENIFICE ACTUALISE	11298.4
TAUX DACTUALISATION	3.5	BENIFICE ACTUALISE	10293.3
TAUX DACTUALISATION	4.0	BENIFICE ACTUALISE	9341.6
TAUX DACTUALISATION	4.5	BENIFICE ACTUALISE	8440.2
TAUX DACTUALISATION	5.0	BENIFICE ACTUALISE	7585.7
TAUX DACTUALISATION	5.5	BENIFICE ACTUALISE	6775.3
TAUX DACTUALISATION	6.0	BENIFICE ACTUALISE	6006.2
TAUX DACTUALISATION	6.5	BENIFICE ACTUALISE	5275.9
TAUX DACTUALISATION	7.0	BENIFICE ACTUALISE	4582.0
TAUX DACTUALISATION	7.5	BENIFICE ACTUALISE	3922.3
TAUX DACTUALISATION	8.0	BENIFICE ACTUALISE	3294.8
TAUX DACTUALISATION	8.5	BENIFICE ACTUALISE	2697.6
TAUX DACTUALISATION	9.0	BENIFICE ACTUALISE	2128.8
TAUX DACTUALISATION	9.5	BENIFICE ACTUALISE	1586.8
TAUX DACTUALISATION	10.0	BENIFICE ACTUALISE	1070.1
TAUX DACTUALISATION	10.5	BENIFICE ACTUALISE	577.2
TAUX DACTUALISATION	11.0	BENIFICE ACTUALISE	106.7
TAUX DACTUALISATION	11.5	BENIFICE ACTUALISE	-342.6

.....
TAUX DE RENTABILITE INTERNE 11.1
.....

CALCUL DU TAUX DE RENTABILITE INTERNE'

'METHODE SIMPLIFIEE'

'DONNEES DU CALCUL'

VALEURS EN MILLION DAMILLION DA
DUREE DE L'ETUDE 15ANS

-CAPITAL AMORTISSABLE INITIAL	16611.12
-FONDS DE ROULEMENTS	2491.60
-VENTES	12423.00
-DEPENSES D'EXPLOITATION	2000.00
-AMORTISSEMENTS	1107.41
-INTERETS	1329.00

RESULTATS EXPRIMES EN MILLION DAMILLION DA

TAUX DACTUALISATION	0.5	BENIFICE ACTUALISE	56744.2
TAUX DACTUALISATION	1.0	BENIFICE ACTUALISE	53765.0
TAUX DACTUALISATION	1.5	BENIFICE ACTUALISE	50950.1
TAUX DACTUALISATION	2.0	BENIFICE ACTUALISE	48288.9
TAUX DACTUALISATION	2.5	BENIFICE ACTUALISE	45771.4
TAUX DACTUALISATION	3.0	BENIFICE ACTUALISE	43388.4
TAUX DACTUALISATION	3.5	BENIFICE ACTUALISE	41131.4
TAUX DACTUALISATION	4.0	BENIFICE ACTUALISE	38992.4
TAUX DACTUALISATION	4.5	BENIFICE ACTUALISE	36964.0
TAUX DACTUALISATION	5.0	BENIFICE ACTUALISE	35039.4
TAUX DACTUALISATION	5.5	BENIFICE ACTUALISE	33212.1
TAUX DACTUALISATION	6.0	BENIFICE ACTUALISE	31476.3
TAUX DACTUALISATION	6.5	BENIFICE ACTUALISE	29826.3
TAUX DACTUALISATION	7.0	BENIFICE ACTUALISE	28257.1
TAUX DACTUALISATION	7.5	BENIFICE ACTUALISE	26763.9
TAUX DACTUALISATION	8.0	BENIFICE ACTUALISE	25342.1
TAUX DACTUALISATION	8.5	BENIFICE ACTUALISE	23987.6
TAUX DACTUALISATION	9.0	BENIFICE ACTUALISE	22696.5
TAUX DACTUALISATION	9.5	BENIFICE ACTUALISE	21465.1
TAUX DACTUALISATION	10.0	BENIFICE ACTUALISE	20290.1
TAUX DACTUALISATION	10.5	BENIFICE ACTUALISE	19168.2
TAUX DACTUALISATION	11.0	BENIFICE ACTUALISE	18096.5
TAUX DACTUALISATION	11.5	BENIFICE ACTUALISE	17072.2
TAUX DACTUALISATION	12.0	BENIFICE ACTUALISE	16092.7
TAUX DACTUALISATION	12.5	BENIFICE ACTUALISE	15155.5
TAUX DACTUALISATION	13.0	BENIFICE ACTUALISE	14258.4
TAUX DACTUALISATION	13.5	BENIFICE ACTUALISE	13399.1
TAUX DACTUALISATION	14.0	BENIFICE ACTUALISE	12575.7
TAUX DACTUALISATION	14.5	BENIFICE ACTUALISE	11786.4
TAUX DACTUALISATION	15.0	BENIFICE ACTUALISE	11029.2
TAUX DACTUALISATION	15.5	BENIFICE ACTUALISE	10302.6
TAUX DACTUALISATION	16.0	BENIFICE ACTUALISE	9605.0
TAUX DACTUALISATION	16.5	BENIFICE ACTUALISE	8934.8
TAUX DACTUALISATION	17.0	BENIFICE ACTUALISE	8290.8
TAUX DACTUALISATION	17.5	BENIFICE ACTUALISE	7671.6
TAUX DACTUALISATION	18.0	BENIFICE ACTUALISE	7076.0
TAUX DACTUALISATION	18.5	BENIFICE ACTUALISE	6502.8
TAUX DACTUALISATION	19.0	BENIFICE ACTUALISE	5951.0
TAUX DACTUALISATION	19.5	BENIFICE ACTUALISE	5419.4
TAUX DACTUALISATION	20.0	BENIFICE ACTUALISE	4907.2
TAUX DACTUALISATION	20.5	BENIFICE ACTUALISE	4413.4
TAUX DACTUALISATION	21.0	BENIFICE ACTUALISE	3937.2
TAUX DACTUALISATION	21.5	BENIFICE ACTUALISE	3477.7
TAUX DACTUALISATION	22.0	BENIFICE ACTUALISE	3034.1
TAUX DACTUALISATION	22.5	BENIFICE ACTUALISE	2605.8
TAUX DACTUALISATION	23.0	BENIFICE ACTUALISE	2192.1
TAUX DACTUALISATION	23.5	BENIFICE ACTUALISE	1792.2
TAUX DACTUALISATION	24.0	BENIFICE ACTUALISE	1405.6
TAUX DACTUALISATION	24.5	BENIFICE ACTUALISE	1031.7
TAUX DACTUALISATION	25.0	BENIFICE ACTUALISE	669.9
TAUX DACTUALISATION	25.5	BENIFICE ACTUALISE	319.7
TAUX DACTUALISATION	26.0	BENIFICE ACTUALISE	-19.3

.....
'TAUX DE RENTABILITE INTERNE 26.0'
.....

CALCUL DU TAUX DE RENTABILITE INTERNE

METHODE SIMPLIFIEE

'DONNEES DU CALCUL'

VALEURS EN MILLION DAMILLION DA

DUREE DE L'ETUDE 15ANS

-CAPITAL AMORTISSABLE INITIAL	16611.12
-FONDS DE ROULEMENTS	2491.60
-VENTES	12423.00
-DEPENSSSES DEXPLOITATION	7000.00
-AMORTISEMENTS	1107.41
-INTERETS	1329.00

RESULTATS EXPRIMES EN MILLION DAMILLION DA

TAUX DACTUALISATION	0.5	BENEFICE ACTUALISE	20702.7
TAUX DACTUALISATION	1.0	BENEFICE ACTUALISE	19102.3
TAUX DACTUALISATION	1.5	BENEFICE ACTUALISE	17592.0
TAUX DACTUALISATION	2.0	BENEFICE ACTUALISE	16165.7
TAUX DACTUALISATION	2.5	BENEFICE ACTUALISE	14818.0
TAUX DACTUALISATION	3.0	BENEFICE ACTUALISE	13543.6
TAUX DACTUALISATION	3.5	BENEFICE ACTUALISE	12337.9
TAUX DACTUALISATION	4.0	BENEFICE ACTUALISE	11196.4
TAUX DACTUALISATION	4.5	BENEFICE ACTUALISE	10115.1
TAUX DACTUALISATION	5.0	BENEFICE ACTUALISE	9090.2
TAUX DACTUALISATION	5.5	BENEFICE ACTUALISE	8112.2
TAUX DACTUALISATION	6.0	BENEFICE ACTUALISE	7195.6
TAUX DACTUALISATION	6.5	BENEFICE ACTUALISE	6319.6
TAUX DACTUALISATION	7.0	BENEFICE ACTUALISE	5487.3
TAUX DACTUALISATION	7.5	BENEFICE ACTUALISE	4696.1
TAUX DACTUALISATION	8.0	BENEFICE ACTUALISE	3943.4
TAUX DACTUALISATION	8.5	BENEFICE ACTUALISE	3227.0
TAUX DACTUALISATION	9.0	BENEFICE ACTUALISE	2544.8
TAUX DACTUALISATION	9.5	BENEFICE ACTUALISE	1894.7
TAUX DACTUALISATION	10.0	BENEFICE ACTUALISE	1274.9
TAUX DACTUALISATION	10.5	BENEFICE ACTUALISE	683.7
TAUX DACTUALISATION	11.0	BENEFICE ACTUALISE	119.4
TAUX DACTUALISATION	11.5	BENEFICE ACTUALISE	-419.5

.....
'TAUX DE RENTABILITE INTERNE 11.1'
.....

Calcul des \bar{M} des : brut, Kéro, G.O.l, G.O.L, RA, Ess Totale

a) \bar{M} Brut

$$\begin{aligned} t_{10} &= 60^{\circ}\text{C} \\ t_{20} &= 102^{\circ}\text{C} \\ t_{30} &= 228^{\circ}\text{C} \\ t_{50} &= 338^{\circ}\text{C} \\ t_{80} &= 388^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$\left. \begin{aligned} S &= 4,63^{\circ}\text{C}/\% \\ t_v &= 239,33^{\circ}\text{C} \end{aligned} \right\} \text{correction} = -35, \\ \text{(WT}_1 \text{ p 53)}$$

$$\left. \begin{aligned} T_{\text{mav}} &= 204,05^{\circ}\text{C} \\ d_4^{15} &= 0,8041 \end{aligned} \right\} \bar{M} = 160\text{g} \\ \text{(WT}_1 \text{ p 49)}$$

b) \bar{M} Essence totale : nous considérons que la TBP est équivalente à l'ASTM

$$\begin{aligned} t_{10} &= 42^{\circ}\text{C} \\ t_{50} &= 114^{\circ}\text{C} \\ t_{70} &= 114^{\circ}\text{C} \\ t_{90} &= 168^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$\left. \begin{aligned} S &= 1,63^{\circ}\text{C}/\% \\ t_v &= 109,5^{\circ}\text{C} \end{aligned} \right\} \text{correction} = -21,1$$

$$\left. \begin{aligned} T_{\text{mav}} &= 88,07^{\circ}\text{C} \\ d_4^{15} &= 0,7255 \end{aligned} \right\} \bar{M} = 95\text{g}$$

c) \bar{M} Kérosène

ASTM coupe

$$\begin{aligned} t_{10} &= 188^{\circ}\text{C} \\ t_{50} &= 207^{\circ}\text{C} \\ t_{70} &= 218^{\circ}\text{C} \\ t_{90} &= 230^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$\left. \begin{aligned} S &= 0,5^{\circ}\text{C}/\% \\ t_v &= 208^{\circ}\text{C} \end{aligned} \right\} \text{correction} = 0,32$$

$$\left. \begin{aligned} T_{\text{mav}} &= 208,32^{\circ}\text{C} \\ d_4^{15} &= 0,8003 \end{aligned} \right\} \bar{M} = 164\text{g}$$

d) \bar{M} G.O.léger

ASTM coupe

$$\begin{aligned} t_{10} &= 240^{\circ}\text{C} \\ t_{50} &= 272^{\circ}\text{C} \\ t_{70} &= 292^{\circ}\text{C} \\ t_{90} &= 310^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$\left. \begin{aligned} S &= 0,87^{\circ}\text{C}/\% \\ t_v &= 273,5^{\circ}\text{C} \end{aligned} \right\} \text{correction} = -0,1$$

$$\left. \begin{aligned} T_{\text{mav}} &= 273^{\circ}\text{C} \\ d_4^{15} &= 0,8322 \end{aligned} \right\} \bar{M} = 213\text{g}$$

e) M.G.O.L

ASTM coupe

$$t_{10} = 324^{\circ}\text{C}$$

$$t_{50} = 340^{\circ}\text{C}$$

$$t_{70} = 350^{\circ}\text{C}$$

$$t_{90} = 354^{\circ}\text{C}$$

$$\left. \begin{array}{l} S = 0,43^{\circ}\text{C}/\% \\ t_v = 339,5^{\circ}\text{C} \end{array} \right\} \text{ correction} = 11,74$$

$$\left. \begin{array}{l} T_{\text{mav}} = 351,24^{\circ}\text{C} \\ d_4^{15} = 0,8575 \end{array} \right\} \bar{M} = 289\text{g}$$

f) M du RA

$$\bar{M}_{\text{brut}} = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{M_i}} = \frac{1}{\frac{0,564}{100} + \frac{29,64}{100 \bar{M}}}$$

d'où $\bar{M} = 486\text{g}$

Détermination de la masse moléculaire du Condensat

Produits	% Vol	d_4^{15}	w_i	M_i	w_i / M_i
Ethane	0,11	0,374	0,018	30	0,0006
Propane	0,845	0,508	0,189	44	0,0043
Iso-Butane	0,455	0,563	0,114	58	0,0020
N-Butane	2,630	0,584	0,679	58	0,0117
Total	4,04	0,559	1,000	54	0,0186

$$\bar{M} = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{M_i}} = \frac{1}{0,0186}$$

$\bar{M} = 54\text{g}$

Courbe FC atm du brut

• Sur la courbe $T = f(\% \text{ distillé})$ nous traçant une droite joignant deux points à 10% et 70% pût nous déterminer la pente de cette droite et le point 50%

point 50% = 244°C

$$S(\text{TBP}) = \frac{t_{70} - t_{10}}{60} = \frac{338 - 60}{60} = 4,63 \text{ °C/\%}$$

$$S(\text{TBP}) = 4,63 \text{ °C/\%} \longrightarrow S(\text{FC}) = 2,75 \text{ °C/\%}$$

(WT₁ p412)

• La détermination du point 50% de flash se fait graphiquement

$$T_{50}(\text{TBP-FC}) = f(\text{pente référence TBP °C/\%})$$

$$S = 2,75 \text{ °C/\%} \longrightarrow \Delta T_{50}(\text{TBP-FC}) = 17,5 \text{ °C}$$

(WT₁ p412)

$$\text{d'où } T_{50}(\text{FC}) = T_{50}(\text{TBP}) - 17,5 = 244 - 17,5 = 226,5$$

• Calcul des points 10% et 70%

$$S = \frac{t_{50} - t_{10}}{40} \longrightarrow t_{10} = t_{50} - 40S$$
$$t_{10} = 226,5 - (40 \times 2,75)$$
$$t_{10} = 116,5 \text{ °C}$$

$$S = \frac{t_{70} - t_{50}}{20} \longrightarrow t_{70} = t_{50} + 20S$$
$$t_{70} = 226,5 + (20 \times 2,75)$$
$$t_{70} = 281,5 \text{ °C}$$

$$\bullet \Delta T'(\text{TBP}) = T(\text{TBP}) - T(\text{LR})$$

$$\Delta T'(\text{FC}) = T(\text{FC}) - T(\text{LR FC})$$

Nous utilisant le graphe $\Delta T'(\text{FC}) / \Delta T(\text{TBP}) = f(\% \text{ vaporisé})$
(WT₁ p412) pour dresser le tableau suivant

% vaporisé	TBP °C	T(LR TBP) °C	$\Delta T'$ (TBP) °C	T(LR FC) °C	$\frac{\Delta T'(FC)}{\Delta T(TBP)}$	$\Delta T'(FC)$ °C	T _{FC} °C
5	24	36	-12	102	0,39	-4,68	97,32
10	60	60	0	116,5	0,40	0	116,5
20	103	105	-2	143	0,38	-0,76	142,24
30	144	152	-8	170	0,36	-2,88	167,12
40	183	198	-15	198	0,34	-5,10	192,90
50	228	244	-16	226,5	0,34	-5,44	221,06
60	280	291	-11	253	0,34	-3,74	249,26
70	338	338	0	281,5	0,34	0	281,5
80	392	384	8	308	0,34	2,72	310,72

Courbe de flash curve $T(FC) = f(\% \text{ vaporisé})$

Courbe FC à la pression en zone d'expansion

• Pression en tête de colonne $P = 1,6$ bars sachant qu'il y'a 47 plateaux entre la zone d'expansion et la tête de colonne et que la perte de charge des plateaux $\Delta P = 0,014 \text{ Kg/Cm}^2$

Nous avons $P_{ze} = P_{\text{sommet}} + n\Delta P$

$$P_{ze} = 1,6 + 47 \times 0,014 = 2,248 \text{ atm}$$

Pour le traçage nous utilisons la méthode de Maxwell

• Nous partons du point 40% de la ligne de référence de la FC atmosphérique, soit 198 °C.

Sur l'abaque de tension de vapeur, nous traçons la droite de tension de vapeur de l'hydrocarbure ayant un point d'ébullition de 198 °C sous 1atm (WT, p68)

Nous extrapolons cette droite au-delà du point critique jusqu'au point focal situé à 83 °C au-dessus du point critique.

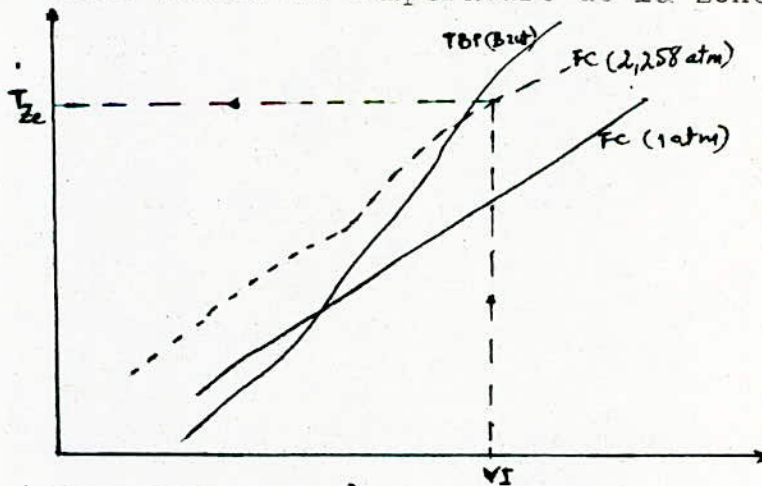
• Par ce point F nous traçons un faisceau de droites coupant l'horizontale correspondant à 1 atm aux températures des points 0 - 10 - 20 : 80% vaporisés de la FC atm.

• Sur l'horizontale 2,258 atm nous lisons directement les températures de la FC sous cette pression.

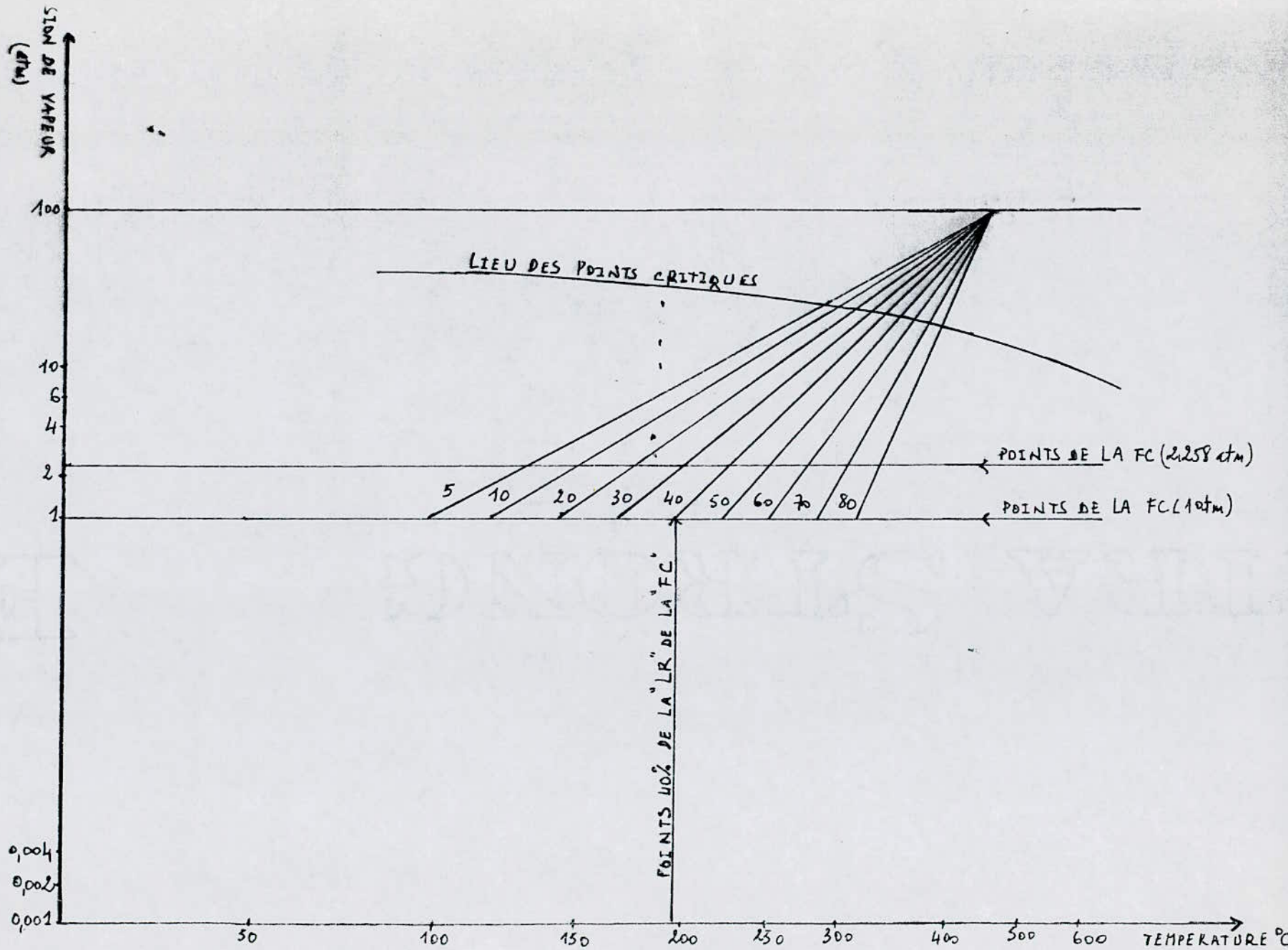
Vaporisé %	5	10	20	30	40	50	60	70	80
$T_{FC} (1 \text{ atm})$ °C	97,32	116,5	142,24	167,12	192,9	221,06	249,26	281,5	310,
$T_{FC} (2,258 \text{ atm})$ °C	129	150	175	198	227	250	275	305	332

• Température à la zone d'expansion

Nous plaçons le VI sur l'axe des % distillés puis nous tirons la température de la zone d'expansion.



$$\left. \begin{array}{l} VI = 78\% \\ P_{ze} = 2,258 \text{ atm} \end{array} \right\} T_{ze} = 328 \text{ } ^\circ\text{C}$$



COURBES DU BRUT MELANGE

TEMPERATURE °C

400

200

0

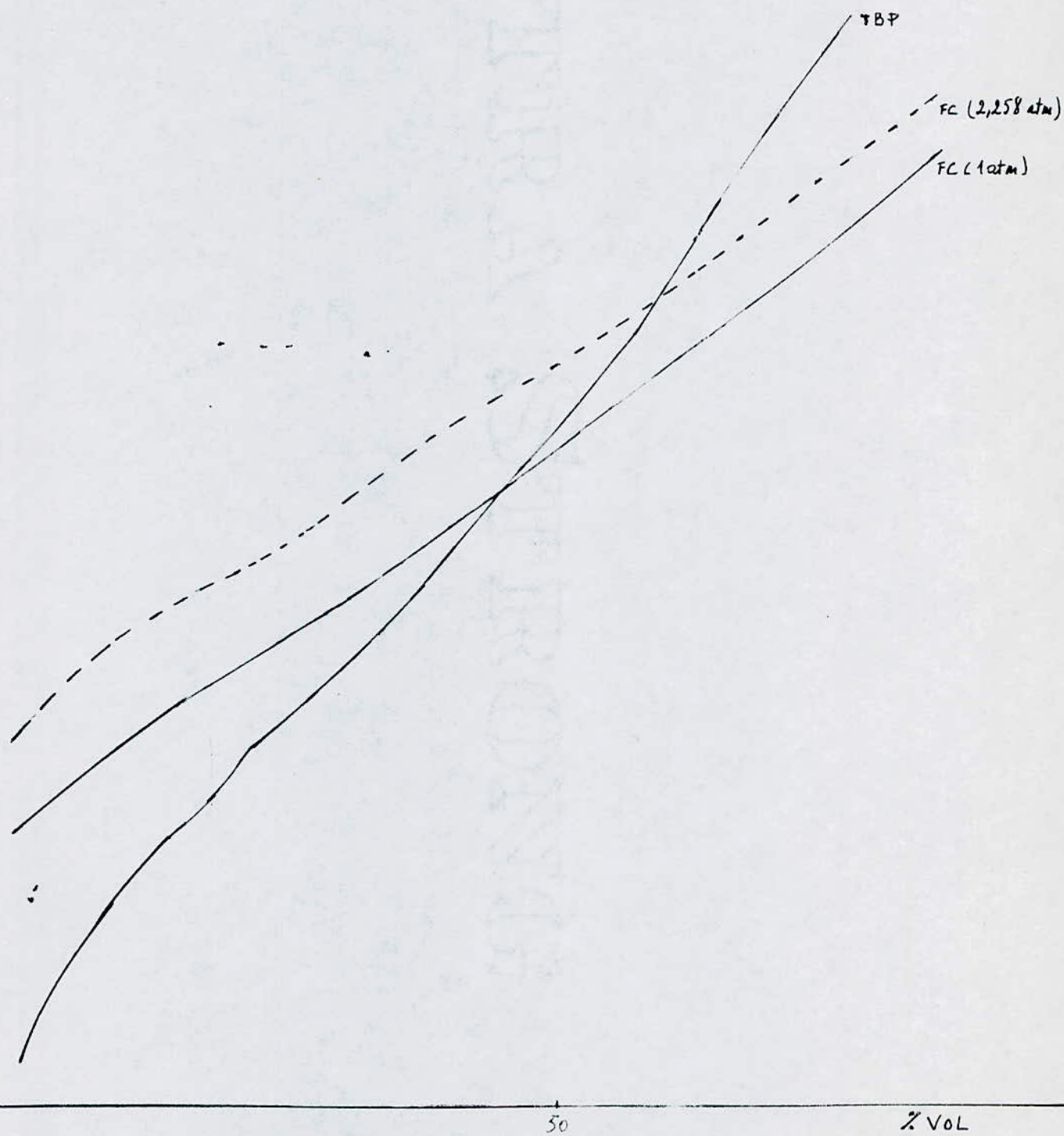
TBP

FC (2,258 atm)

FC (1 atm)

50

% VOL



Calcul des \bar{M} de V_f , R_{ze} , VI, BRI

a) \bar{M}_{V_f} : on considère l'ASTM de la coupe V_f
correspondant à la TBP de BRI

$$t_{10\%} = 166^\circ\text{C}$$

$$t_{20\%} = 230^\circ\text{C}$$

$$t_{50\%} = 314^\circ\text{C}$$

$$t_{70\%} = 338^\circ\text{C}$$

$$t_{80\%} = 350^\circ\text{C}$$

$$S = 2,87^\circ\text{C}/\%$$

$$t_v = 298^\circ\text{C}$$

$$\text{correction} : -9,58 \quad (\text{WT}_1 \text{ p5})$$

$$T_{\text{mav}} = 288,42^\circ\text{C}$$

$$d_4^{15} = 0,825$$

$$\left. \begin{array}{l} T_{\text{mav}} = 288,42^\circ\text{C} \\ d_4^{15} = 0,825 \end{array} \right\} \bar{M} = 240\text{g} \quad (\text{WT}_1 \text{ p49})$$

b) \bar{M}_{BRI}

$$t_{10\%} = 322^\circ\text{C}$$

$$t_{20\%} = 370^\circ\text{C}$$

$$t_{50\%} = 436^\circ\text{C}$$

$$t_{70\%} = 472^\circ\text{C}$$

$$t_{80\%} = 490^\circ\text{C}$$

$$S = 2,5^\circ\text{C}/\%$$

$$t_v = 432^\circ\text{C}$$

$$\text{correction} : -4,36 \quad (\text{WT}_1 \text{ p53})$$

$$T_{\text{mav}} = 427,64^\circ\text{C}$$

$$d_4^{15} = 0,9027$$

$$\left. \begin{array}{l} T_{\text{mav}} = 427,64^\circ\text{C} \\ d_4^{15} = 0,9027 \end{array} \right\} \bar{M} = 426\text{g} \quad (\text{WT}_1 \text{ p49})$$

c) \bar{M}_{VI}

$$n(\text{brut}) = n(\text{VI}) + n(\text{BRI})$$

$$5859,38 = \frac{705,12}{M(\text{VI})} 10^3 + \frac{232,4}{426} 10^3$$

n : nombre de Kmoles/hr

$$\bar{M}_{\text{VI}} = \underline{133 \text{ g}}$$

d) \bar{M}_{ze}

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

$$n(BR) = n(BRI) + n(R_{ze}) - n(V_f)$$

$$571,76 = \frac{232,4}{426} \cdot 10^3 + \frac{84}{\bar{M}_{ze}} \cdot 10^3 - \frac{38,5}{240} \cdot 10^3$$

$$\bar{M}_{ze} = \underline{450g}$$

TBP de BRI et VI

S.N Obradchikov a permis l'estimation des courbes TBP des deux phases en équilibre à partir de la TBP du mélange.

Cette corrélation est basée sur la propriété d'additivité des courbes TBP.

Si un mélange A est séparé par vaporisation en une vapeur V et un liquide L en équilibre et que l'on effectue sur le mélange, sur le liquide et sur la vapeur une distillation TBP, à toute température t la quantité a distillée sur le mélange est égale à la somme des quantités v et l distillées sur la vapeur et le liquide. Obryadchikov propose d'établir une proportionnalité entre v et V ainsi qu'entre l et L , soit

$$v = Vy \quad \text{et} \quad l = Lx$$

où les facteurs de proportionnalité y et x sont reliés par l'équation

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1) x}$$

Le paramètre α est défini par l'abaque auxiliaire intérieur en fonction de la pente (10 - 70) de la courbe TBP du mélange.

$$S(\text{TBP}) = \frac{t_{70} - t_{10}}{60} = \frac{338 - 60}{60} = 4,63 \text{ } ^\circ\text{C}/\%$$

$$S = 4,63 \longrightarrow \alpha = 46 \text{ (WT, p422)}$$

$$y = \frac{46x}{1 + 45x}$$

Nous donnons des valeurs à x et nous obtenons y

$$\text{avec } L = 22 \%$$

$$V = 78 \%$$

METHODE D'OBRYADCKIKOV

x	y	xL	yV	Lx + Vy	°C T(TBE)
0,010	0,3170	0,0022	0,2470	0,2492	124
0,015	0,4119	0,0033	0,3209	0,3242	154
0,020	0,4840	0,0044	0,3771	0,3815	175
0,025	0,5412	0,0055	0,4217	0,4272	195
0,030	0,5870	0,0066	0,4574	0,4640	212
0,035	0,6252	0,0077	0,4871	0,4948	225
0,040	0,6571	0,0088	0,5120	0,5208	236
0,045	0,6843	0,0099	0,5332	0,5431	246
0,050	0,7070	0,0110	0,5509	0,5619	256
0,055	0,7281	0,0121	0,5673	0,5794	266
0,060	0,7459	0,0132	0,5812	0,5944	272
0,065	0,7618	0,0143	0,5936	0,6079	286
0,070	0,7759	0,0155	0,6046	0,6201	292
0,075	0,7886	0,0166	0,6145	0,6311	300
0,080	0,8000	0,0177	0,6234	0,6411	304
0,085	0,8104	0,0188	0,6315	0,6503	310
0,090	0,8198	0,0199	0,6388	0,6587	316
0,095	0,8284	0,0210	0,6455	0,6665	320
0,100	0,8360	0,0221	0,6514	0,6735	322
0,150	0,8903	0,0331	0,6937	0,7268	354
0,200	0,9200	0,0442	0,7169	0,7611	370
0,250	0,9388	0,0552	0,7315	0,7867	387
0,300	0,9517	0,0662	0,7415	0,8077	398
0,350	0,9612	0,0773	0,7490	0,8263	408
0,400	0,9680	0,0883	0,7543	0,8426	416
0,450	0,9741	0,0994	0,7590	0,8584	428
0,500	0,9790	0,1104	0,7628	0,8732	436
0,550	0,9825	0,1214	0,7656	0,8870	446
0,600	0,9860	0,1325	0,7683	0,9008	456
0,650	0,9884	0,1435	0,7702	0,9137	466
0,700	0,9900	0,1546	0,7714	0,9260	472
0,750	0,9928	0,1656	0,7736	0,9392	483
0,800	0,9950	0,1766	0,7753	0,9519	490
0,850	0,9961	0,1877	0,7762	0,9639	500

TEMPERATURE °C

500

400

300

200

100

50

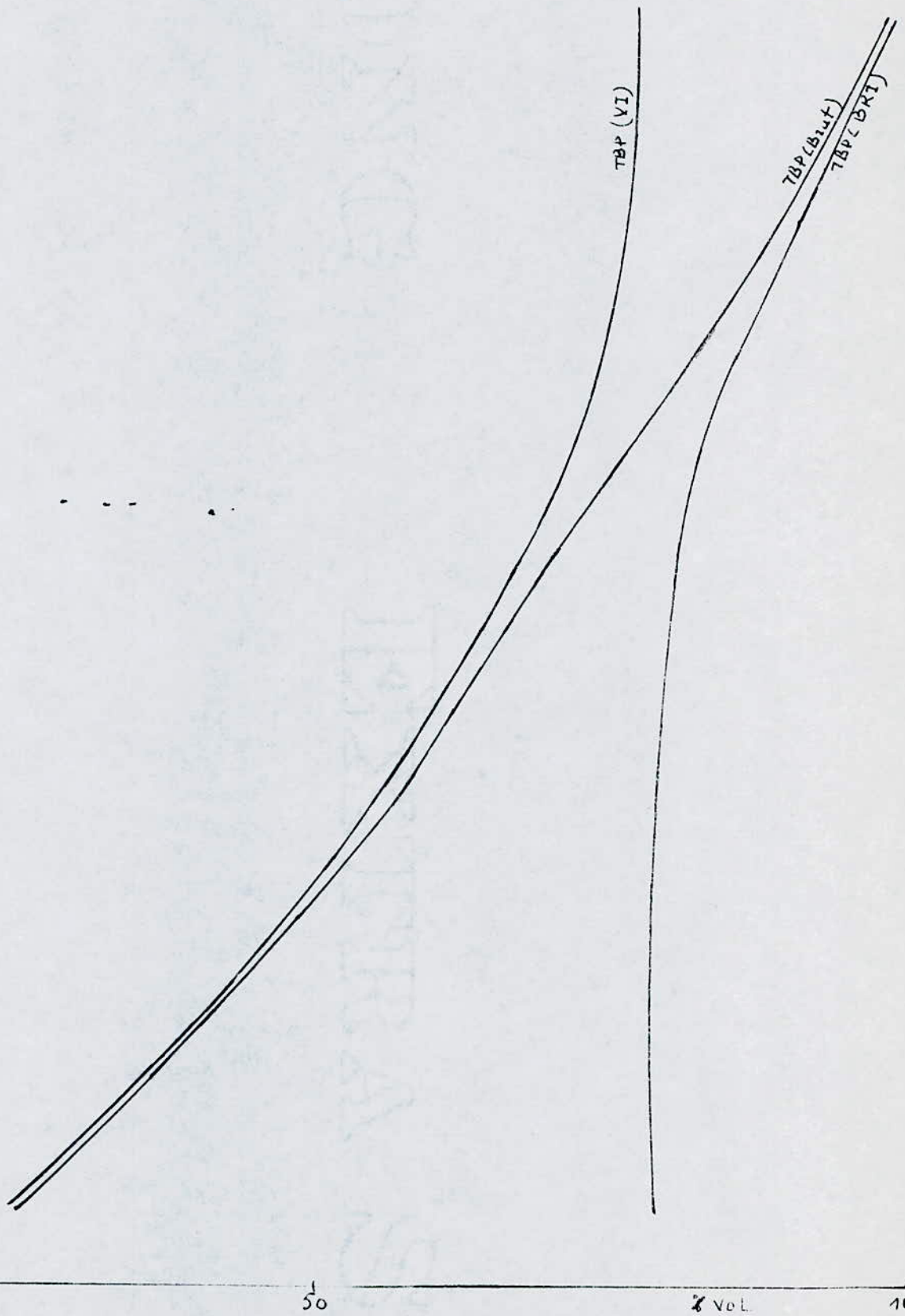
% Vol.

100

TBP (VI)

TBP (B1+T)

TBP (BRT)



TBP BRI

X	10	15	20	25	30	35	40	45	50
T° C	322	254	370	387	398	408	416	428	436
X	55	60	65	70	75	80	85	90	95
T° C	446	456	466	472	483	490	500	508	520

Courbe FC atm : nous utilisons la méthode de Maxwell

• Sur la courbe $T = f(x)$ nous traçons une droite joignant deux points à 10% et 70% puis nous déterminons la pente de cette droite et le point 50% point 50% = 422 °C

$$S(\text{TBP}) = 2,47 \text{ °C/\%} \longrightarrow S(\text{FC}) = 1,125 \text{ °C/\%}$$

(WT₁ p412)

• La détermination du point 50% de flash se fait graphiquement.

$$\Delta T_{50} (\text{TBP-FC}) = f(\text{pente de référence TBP °C/\%})$$

$$S = 2,47 \text{ °C/\%} \longrightarrow \Delta T_{50} (\text{TBP-FC}) = 0 \text{ °C}$$

(WT₁ p412)

$$\text{d'où } T_{50} (\text{FC}) = T_{50} (\text{TBP}) = 422 \text{ °C}$$

• Calcul des points 10% et 70%

$$S = \frac{t_{50} - t_{10}}{40} \longrightarrow t_{10} = t_{50} - 40S$$

$$t_{10} = 422 - 40 \times 1,125$$

$$t_{10} = 377 \text{ °C}$$

$$S = \frac{t_{70} - t_{10}}{20} \longrightarrow t_{70} = t_{50} + 20S$$

$$t_{70} = 422 + 20 \times 1,125$$

$$t_{70} = 444,5 \text{ °C}$$

Avec ces points 10% , 50% , 70% nous traçons la droite de référence de flash.

$$\begin{aligned} \Delta T'(TBP) &= T(TBP) - T(LR) \\ \Delta T'(FC) &= T(FC) - T(LR FC) \end{aligned}$$

Nous nous basons sur le graphe $\Delta T'(FC)/\Delta T(TBP) = f(\% \text{ vaporisé})$ (WT₁ p412) , pour dresser le tableau suivant :

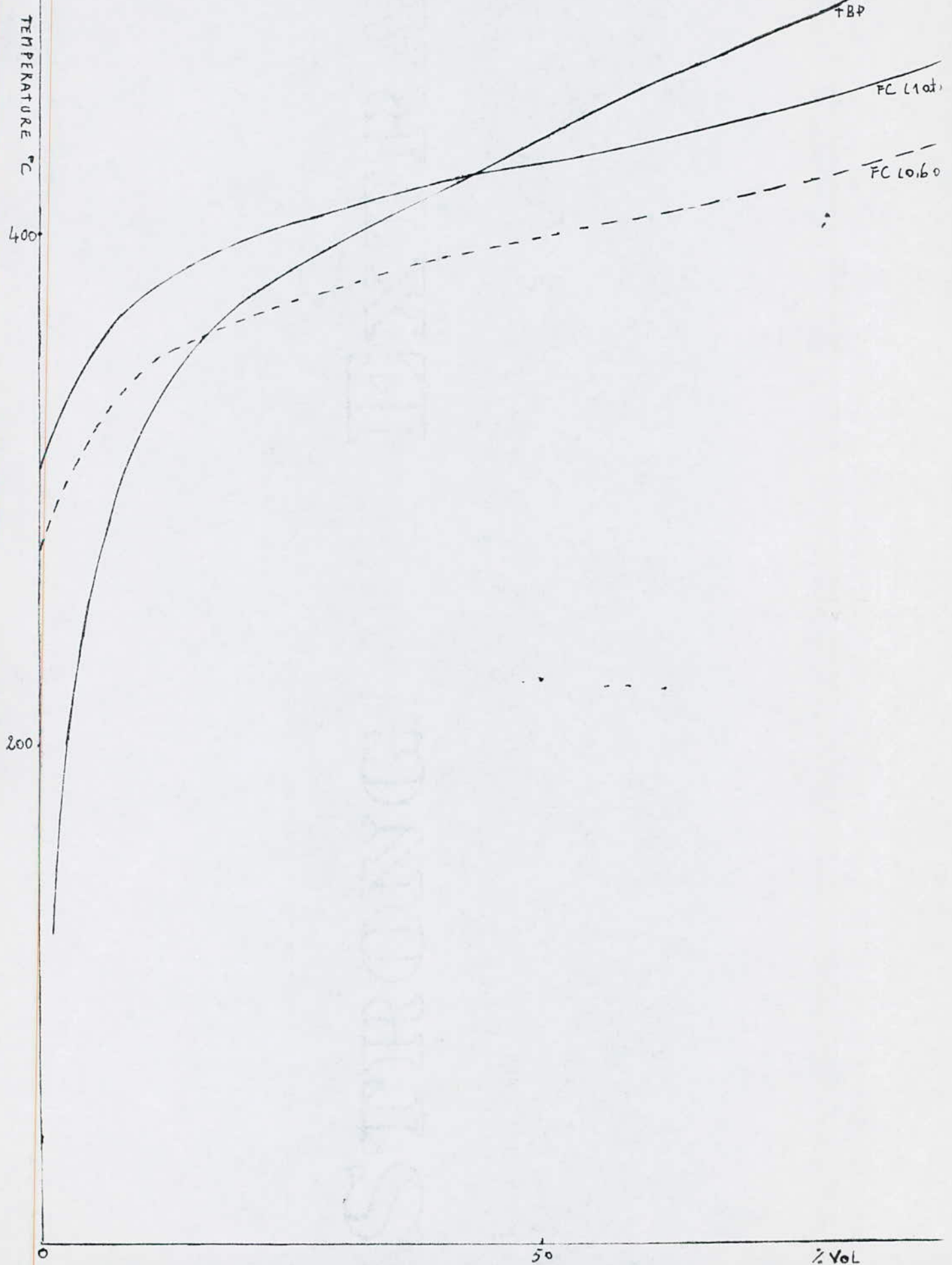
% vaporisé	T(TBP) °C	T(LR TBP) °C	$\Delta T'(TBP)$ °C	T(LR FC) °C	$\Delta T(FC)/\Delta T(TBP)$	$\Delta T'(FC)$ °C	T(FC) °C
0	0	296	-296	366	0,20	-59,2	306,8
5	256	310	-54	372	0,39	-21,06	350,94
10	322	322	0	377	0,40	0,00	377,00
20	370	346	+24	388	0,38	9,12	397,12
30	398	372	+26	399	0,36	9,36	408,36
40	416	397	+19	416	0,34	6,46	422,46
50	436	422	+14	422	0,34	4,76	426,76
60	456	448	+08	433	0,34	2,72	435,72
70	472	472	0	444,5	0,34	0,00	444,50
80	490	499	-09	456	0,34	-3,06	452,94

Courbe de flash : $T(FC) = f(\% \text{ vaporisé})$

FC BRI à 0,6 atm : Il suffit de déplacer la FC à 1 atm de 29 °C pour obtenir la FC BRI à 0,6 atm

% vaporisé	0	5	10	20	30	40	60	70	80
T(FC) (1 atm) °C	306,8	350,94	377	397,12	408,36	422,46	435,72	444,5	452,94
T(FC) (0,6 atm) °C	277,8	321,94	348	368,12	379,36	393,46	406,72	415,5	423,94

COURBES DE BRI



Tracé des Courbes des Coupes

	%Vol	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
G.O.L PI=66,83 PF=73,91 P _p =0,35 T =310°C	TBP °C	320	324	328	332	336	340	344	350	352	354	360
	ΔT(TBP)		4	8		8		10		4	6	
	ΔT(FC)		0,5	1		1		2		1	1	
	FC(atm)	341	342		343		344		346		347	348
	FC(0,35)	310	311		312		313		315		316	317
	G.O.l PI=51,70 PF=66,83 P _p =0,8 P _p =0,9 T =270°C	TBP °C	235	240	249	256	266	272	286	292	304	310
ΔT(TBP)		5	16		16		20		18	1		
ΔT(FC)		0,5	3		4		6		6	2		
FC(atm)	267	268		271		275		281		287	289	
FC(0,8)	261	261		264		267		274		279	281	
FC(0,9)	265	265		268		270		278		282	284	
Kérosène PI=39,60 PF=51,70 P =1,38 P T =220°C	TBP °C	180	188	192	196	203	207	214	218	224	230	235
	ΔT(TBP)		8	8		11		11		12	5	
	ΔT(FC)		1	1		2		2		3,5	0,5	
	FC(atm)	207	208		209		211		213		216	217
	FC(1,38)	219	220		221		223		225		227	228
	Essence totale PI=4,04 PF=31,60 P _p =1,45 T =140°C	TBP °C	15	42	66	84	98	114	125	140	153	168
ΔT(TBP)			27	42		30		26		28	12	
ΔT(FC)			5	17		10		8		11	2	
FC(atm)		73	78		95		105		113		124	126
FC(1,45)		85	90		105		116		124		135	139

-Les TBP des différentes coupes sont tirées de la TBP du brut, cela en prenant les différentes coupes entre le point initial et le point final puis en les divisant en 100 parties (100 volumes).

-Les FC sont tracées par la méthode d'Emister (WT₁ p412)

-Les FC à différentes pression partielle sont déterminées par rapport aux FC atm à partir de la méthode de Maxwell.

Exemple : G.O.Lourd

.FC atm

$$\text{pt } 50\% \text{ TBP} = 340^{\circ} \text{C}$$

$$\text{TBP}_{50} - \text{TBP}_{10} = 332 - 324 = 8^{\circ} \text{C}$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{pt } 50\% \text{ TBP} = 340^{\circ} \text{C} \\ \text{TBP}_{50} - \text{TBP}_{10} = 332 - 324 = 8^{\circ} \text{C} \end{array} \right\} \Delta T_{50}(\text{FC-TBP}) = 4^{\circ} \text{C}$$

(WT₁ p414)

$$T_{50}(\text{FC}) = T_{50} + T_{50}(\text{TBP}) = 4 + 340 = 344^{\circ} \text{C}$$

$$T_{50} = 344^{\circ} \text{C} \left\{ \begin{array}{l} + T(\text{FC}) \quad (70\%, 90\%, 100\%) \\ - T(\text{FC}) \quad (30\%, 10\%, 0\%) \end{array} \right.$$

.FC 0,35 atm

$$T = 343^{\circ} \text{C}$$

→ Nous plaçons ce point sur la "Cox-Chart" (WT₁ p68)

$$T_c = 510^{\circ} \text{C}$$

$$\text{Point focal} = 510 + 83 = 593^{\circ} \text{C}$$

- 9- J.P Retoret
Comment spécifier un échangeur de chaleur
L'industrie de pétrole en Europe, n°426,
p73-92, Déc 1971.

- 10- C. Antonelli
Technologie et documents à l'usage des dessinateurs
de bureaux d'études "Pétrole et Pétrochimie"
Ed. Technip

- 11- W.L Nelson
A refinery cost index
The Oil and Gas Journal, July 7, 1986, p65.

- 12- A. Chauvel
Manuel d'évaluation économique des procédés
Ed. Technip, 1976.

- 13- C. Mercier
L'industrie pétrochimique et ses possibilités
d'implantation dans les pays en voie de développement
Ed. Technip, 1966.

DEBITES MASSIQUES VAPEURS
 1^{er} CAS AVEC REFLUX
 SANS REFLUX
 2^{er} CAS AVEC REFLUX
 SANS REFLUX

$S = 0.142$
 $C = 0.1$

$S = 0.142$
 $C = 0.1$

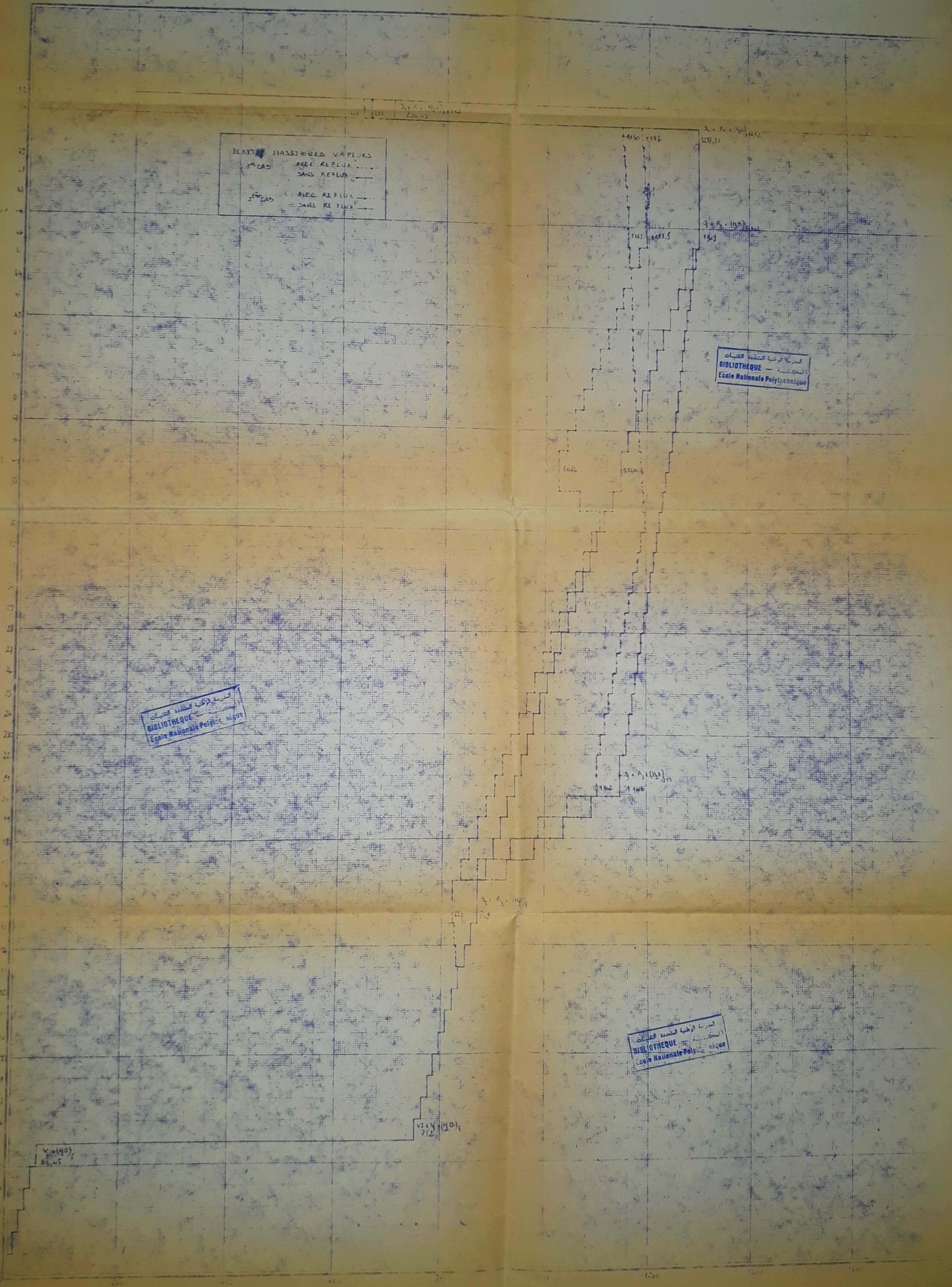
المدرسة الوطنية المتعددة التخصصات
 المكتبة
 BIBLIOTHEQUE
 Ecole Nationale Polytechnique

المدرسة الوطنية المتعددة التخصصات
 المكتبة
 BIBLIOTHEQUE
 Ecole Nationale Polytechnique

المدرسة الوطنية المتعددة التخصصات
 المكتبة
 BIBLIOTHEQUE
 Ecole Nationale Polytechnique

$V = 1.4$ (10)
 752

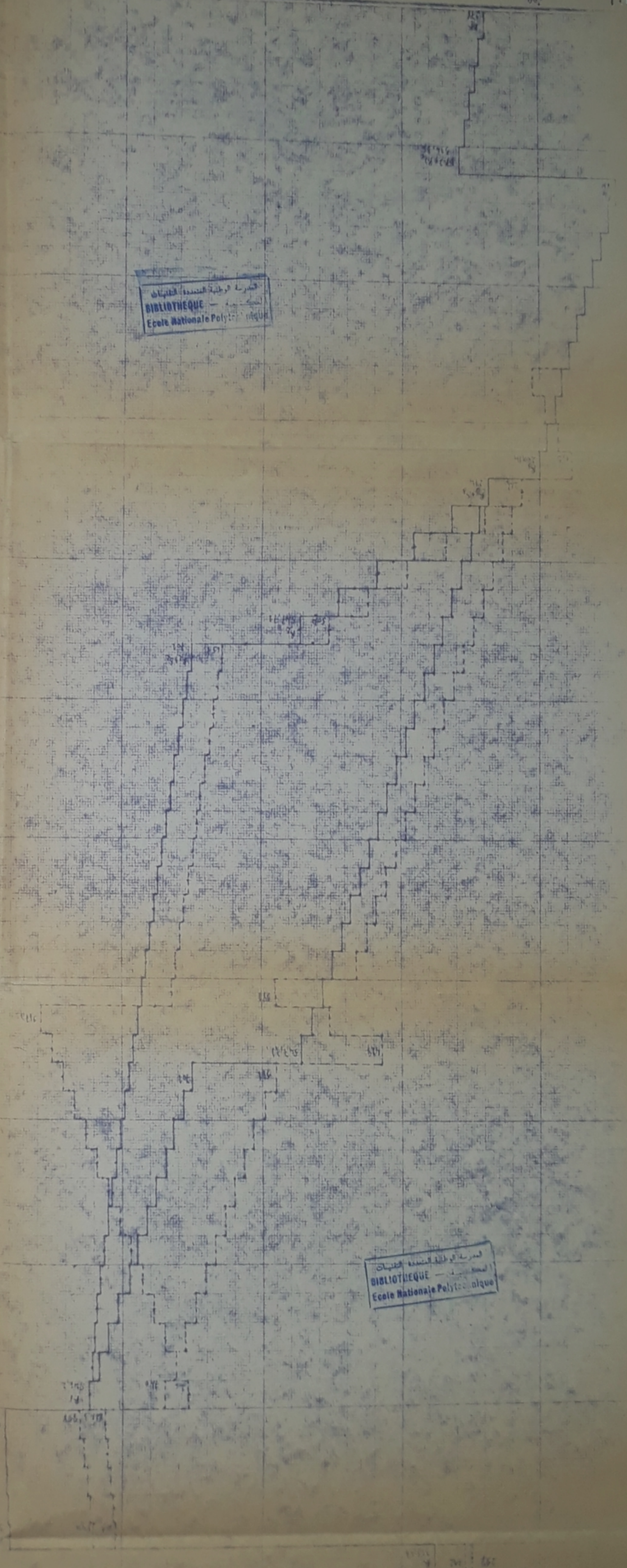
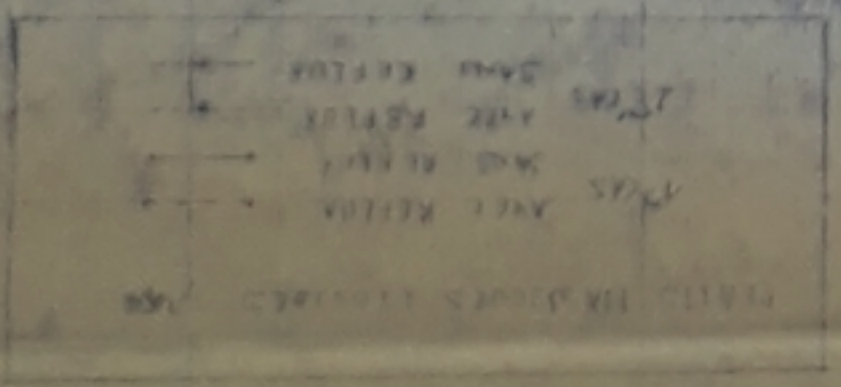
$V = 1.4$ (10)
 86.45

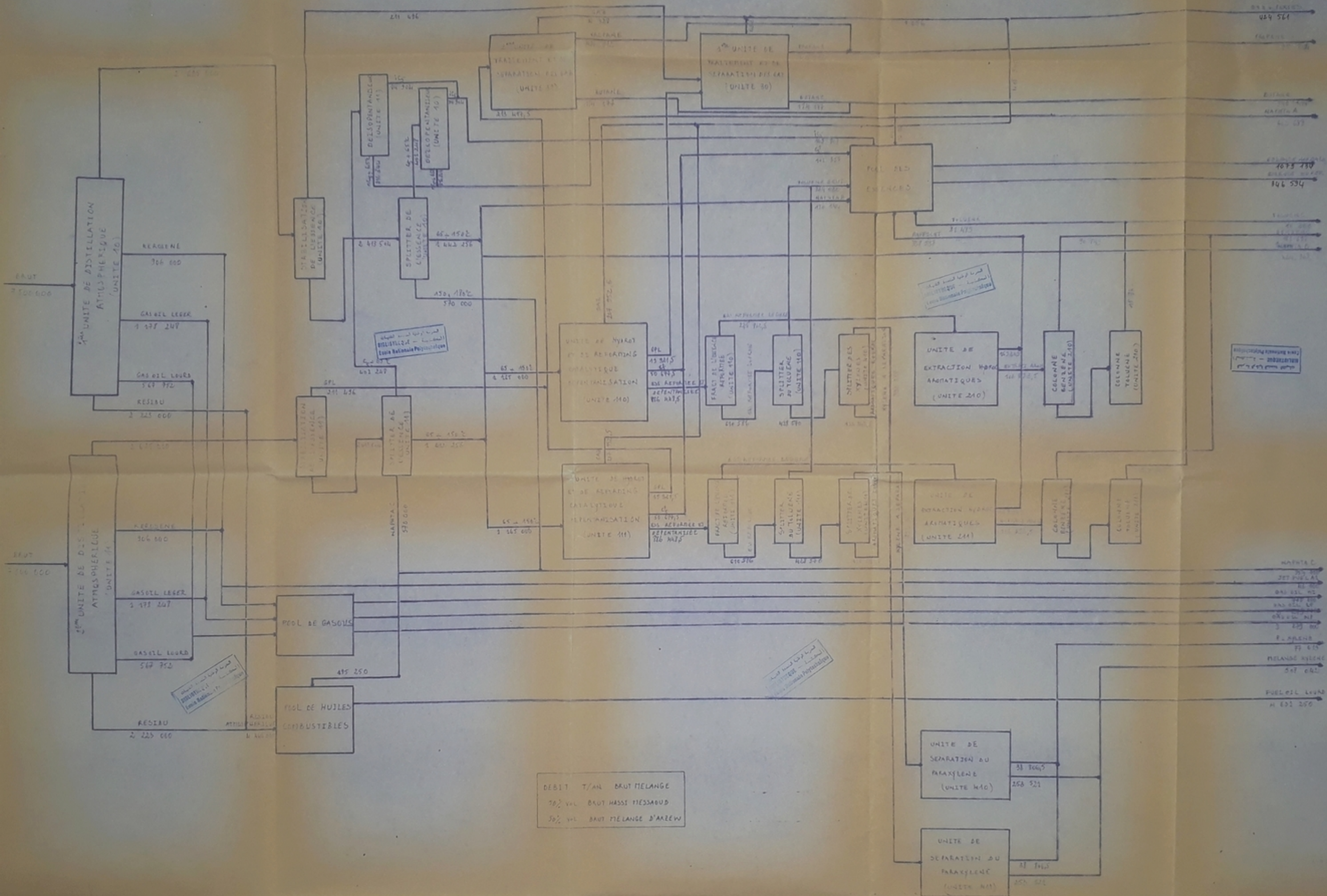


مدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

مدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

مدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique





DEBIT T/AN BRUT MELANGE
 50% VOL BRUT HASSI MESSAOUD
 50% VOL BRUT MELANGE D'ARZEW

المصفاة الوطنية للبتروكيماويات
 INDUSTRIE PETROLIERE
 Ecole Nationale Polytechnique

المصفاة الوطنية للبتروكيماويات
 INDUSTRIE PETROLIERE
 Ecole Nationale Polytechnique

المصفاة الوطنية للبتروكيماويات
 INDUSTRIE PETROLIERE
 Ecole Nationale Polytechnique

المصفاة الوطنية للبتروكيماويات
 INDUSTRIE PETROLIERE
 Ecole Nationale Polytechnique

EXHIBIT A SUMMARY