

COURS DE PROCEDE DE RAFFINAGE

Niveau : 3^e Année

Options: PC3, GPER3, GP3, TEM3

Semestre: 5



Chargé du cours : Dr Immortel KOMBOUMBOUZO

INTRODUCTION GENERALE

Le premier traitement subi par les pétroles bruts dans les unités de fabrication d'une raffinerie est un fractionnement permettant d'obtenir une douzaine de coupes pétrolières dont les volatilités se rapprochent de celle des produits commerciaux.

En général, ces coupes doivent subir des traitements de transformation chimique

- Soit pour améliorer leur qualité
- Soit pour les convertir, c'est-à-dire les fractionner en coupes plus légères.

De par leur nature, les traitements de conversion conduisent à une large gamme d'hydrocarbures s'apparentant plus ou moins à un pétrole brut et qui doit, comme lui, être fractionnée en coupes. Il en est ainsi des effluents de craquage catalytique, de viscoréduction, d'hydrocraquage, ou de craquage à la vapeur.

La distillation initiale des pétroles bruts comme celle des effluents des unités de conversion s'effectue, au moins en partie, dans des colonnes de distillation dites à soutirages latéraux. Dans celles-ci, en plus des produits de tête et de fond que permet d'obtenir une colonne binaire, d'autres produits, dont le nombre peut aller de 1 à 6, sont obtenus par soutirages latéraux effectués à plus ou moins grande hauteur le long de la colonne.

Toutes ces colonnes à soutirages latéraux ont beaucoup de points communs. Celle choisie comme modèle des colonnes de distillation à soutirages est l'installation qui réalise le fractionnement atmosphérique initial du pétrole brut.

Chapitre 1 : FRACTIONNEMENT INITIAL DU PETROLE BRUT

I- BRUTS ET PRODUITS – BILAN MATIERE

1) Caractéristiques du brut

Le fractionnement se fait sur un brut de type Koweït, simulé sous forme de 69 composants élémentaires : 68 hydrocarbures plus l'eau, qui ont dans la charge une concentration, une masse molaire et une température d'ébullition normale parfaitement déterminées.

A titre d'exemple, on donne ci-dessous quelques caractéristiques d'un brut kirkuk et d'un brut koweït légèrement différent de celui simulé.

	Brut kirkuk	Brut koweït
Densité	0,844	0,867
Viscosité à 21,1°C	6,65	15,3
en cSt à 37,8°C	4,40	8,60
soufre (% masse)	2,0	2,5
point d'écoulement (°C)	-34,4	-20,6
eau + sédiments (% vol)	<0,2	<0,2
teneur en asphaltènes (% masse)	1,4	0,63
résidu de carbone Conradson (% masse)	3,4	5,1
TVR (atm)	0,31	0,55
Gaz (% masse)		
Ethane C ₂		0,035
Propane C ₃	0,05	0,53
Isobutane iC ₄	0,37	0,25
Isopentane iC ₅	1,00	1,18
n-pentane nC ₅	1,29	1,19
TOTAL <40,6°C	4,04	4,02

2) Bilan matière – point de coupe

- Tableau de bilan matière

	Débit massique t/j	Rendement % masse	d_4^{15}	m ³ /h	Rendement % vol
Coupe de tête	3725	20,6	0,699	222,04	
Kérosène	1362	7,5	0,794	71,47	
Gasoil léger	2635	14,5	0,843	130,24	
Résidu atm	10258	56,6	0,943	453,25	
Brut	17980	100			100

- Point de coupe

On appelle point de coupe la température d'ébullition qui marque la frontière entre deux coupes pétrolières adjacentes.

Comme la relation entre rendements et températures d'ébullition est donnée par la courbe de distillation TBP (True Boiling Point) d'un pétrole brut, on voit que les points de coupe vont, sur un pétrole brut donné, déterminer les rendements en produit. Inversement, si l'on se place sous l'angle exploitation, ce sont les rendements obtenus qui, sur un brut donné, vont déterminer les points de coupe réalisés. Changer un rendement revient alors à changer un point de coupe et inversement.

La courbe de distillation TBP des bruts permet, à partir des rendements obtenus, de retrouver les points de coupe correspondant à la marche étudiée.

	% masse sur brut	%masse cumulée	Point de coupe TBP (°C)
Coupe de tête	20,6%	20,6%	172 °C
Kérosène	7,5%	28,1%	224 °C
Gasoil léger	14,5%	42,6%	322 °C

3) Qualité du fractionnement

Le fractionnement industriel d'un pétrole brut dans une distillation atmosphérique est relativement grossier. En effet, les différentes coupes obtenues dans l'unité contiennent des quantités importantes d'hydrocarbures dont la température d'ébullition est extérieure à l'intervalle TBP défini par les points de coupe.

Ainsi, une coupe kérosène dont l'intervalle TBP est 180-250 peut être constituée d'hydrocarbures dont les températures d'ébullition normales vont de 120 °C à 270 °C. Ceci montre que le kérosène contient de l'essence et du gasoil.

En conséquence, le maintien de caractéristiques acceptables pour les produits exige de prêter attention à la qualité des différentes séparations réalisées et donc de leur fixer des spécifications de fractionnement.

Pour ceci, le moyen le plus simple consiste à utiliser les positions relatives des courbes de distillation ASTM de deux coupes adjacentes. Il va de soi en effet qu'un meilleur fractionnement entre ces deux coupes se traduit par un écartement des courbes de distillation ASTM :

- moins de lourds dans la coupe légère = PF plus bas
- moins de légers dans la coupe lourde = PI plus haut

Généralement la qualité du fractionnement est caractérisée par l'écart de température Δt , entre les températures 95% et 5% de deux coupes consécutives.

$$\Delta t = t_{5\% \text{ coupe lourde}} - t_{95\% \text{ coupe légère}}$$

- si Δt est positif on dit que l'on a GAP de Δt °C
- si Δt est négatif on dit que l'on a OVERLAP de Δt °C

Les « overlap » correspondent à des qualités de séparation relativement médiocres et au contraire plus un gap est grand, meilleure est la séparation.

Dans le cas étudié, les courbes de distillation ASTM des produits obtenus se traduisent par la qualité de fractionnement ci-dessous :

Séparation entre	Gap ou overlap	Δt 5% - 95%
Coupe de tête et kérosène	OVERLAP	156,6 - 166,6 = 10 °C
Kérosène et gasoil léger	GAP	235,9 - 228,3 = +7,6

L'ASTM du résidu n'étant pas connue, ce moyen n'est pas utilisé en pratique pour caractériser la qualité du fractionnement gasoil-résidu.

Il faut noter que, dans les unités actuelles de distillation atmosphérique, il y a deux séparations importantes auxquelles on prête généralement attention.

- la séparation essence-kérosène à cause du reformage catalytique,
- la séparation gasoil-distillat compte tenu de la différence de valorisation entre ces deux produits. Pratiquement le rendement en gasoil est limité généralement par le point de trouble du mélange gasoil mais il est certain que ce rendement est d'autant meilleur que la séparation gasoil-distillat est de bonne qualité.

Cette séparation est réalisée dans la colonne atmosphérique si elle comporte un soutirage de distillat ou dans la zone située entre les soutirages du gazole sousvide et du premier distillat.

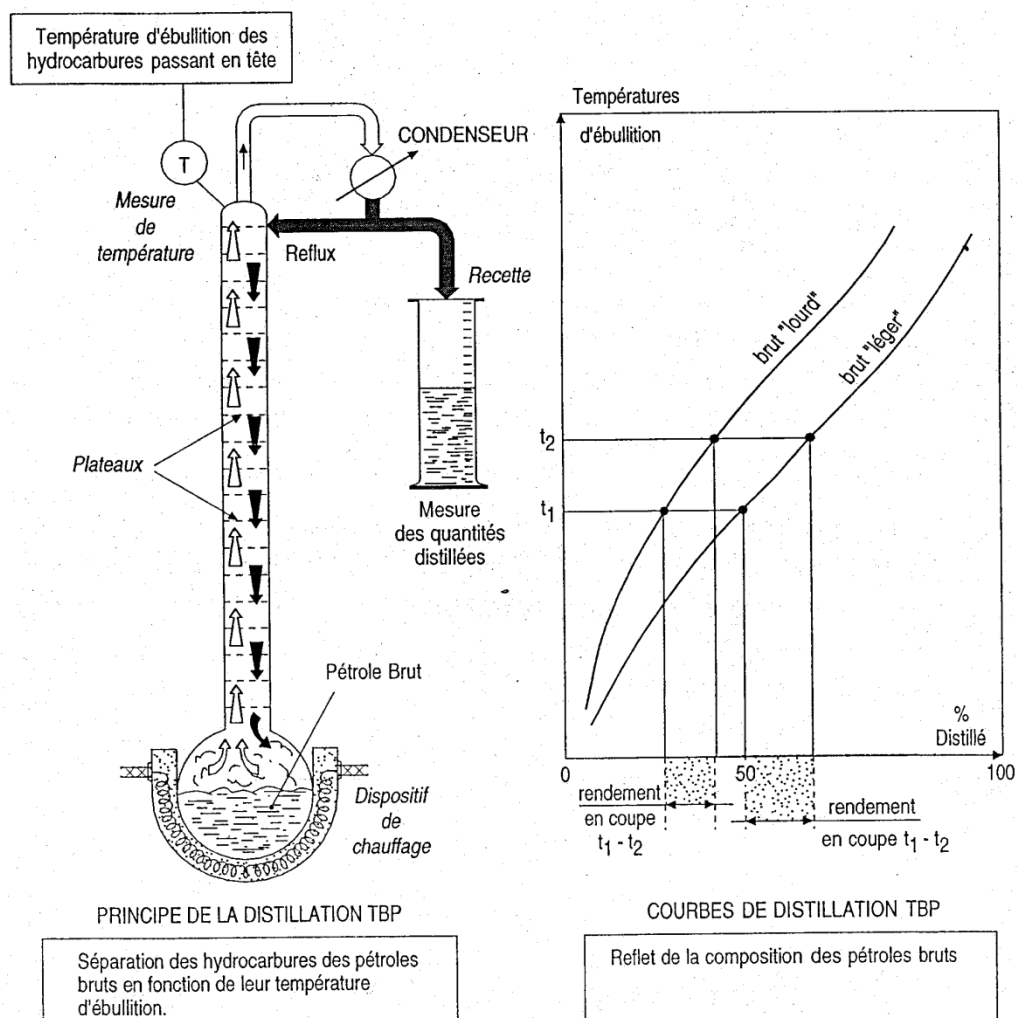
II- DISTILLATION TBP

La correspondance entre intervalle de température d'ébullition et rendement offert par un pétrole brut est obtenue par l'analyse TBP (True Boiling Point : Vrai Point d'Ebullition). Il s'agit d'une distillation discontinue opérée de façon à

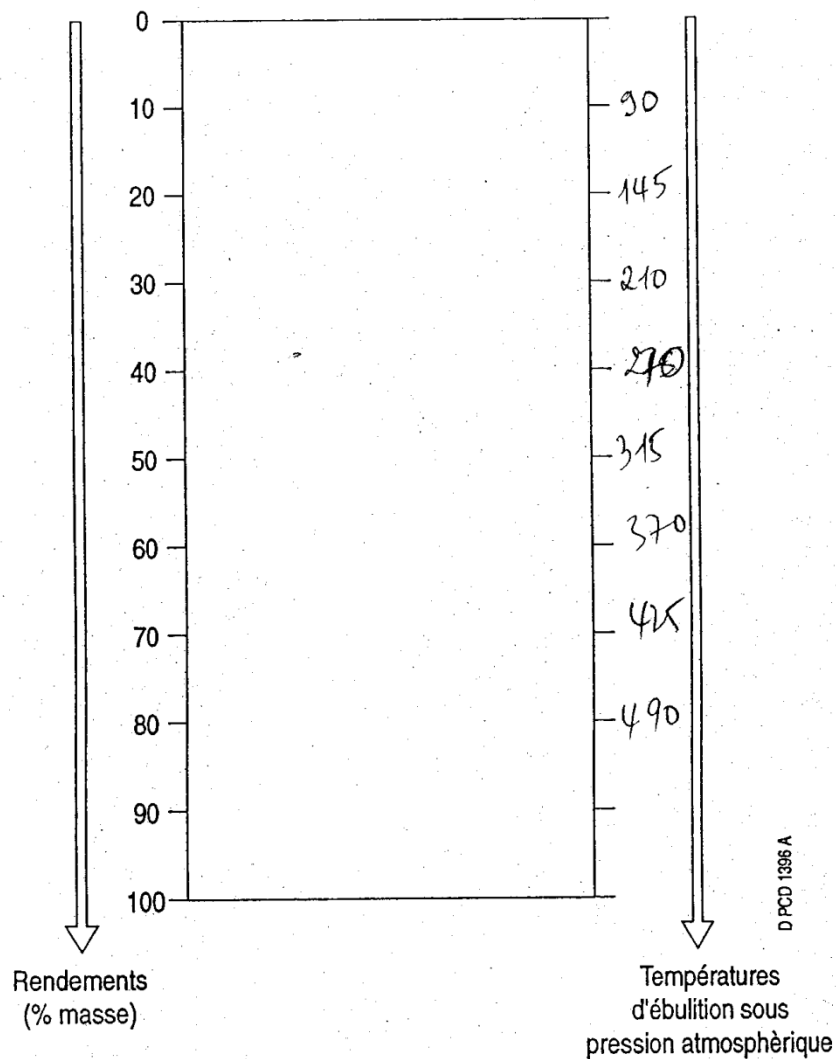
obtenir en tête de la colonne les constituants de pétrole brut les uns après les autres dans l'ordre de leurs températures d'ébullition. Le résultat essentiel de l'analyse est traduit par une courbe reliant les températures relevées en tête de la colonne aux quantités distillées.

Cette courbe est appelée **courbe TBP du brut**.

Sur 2 bruts différents, le schéma ci-après fait apparaître, pour 2 températures d'ébullition frontières définissant une coupe pétrolière, la différence selon la nature du brut.



III- RECTANGLE DE RENDEMENT



IV- CONTROLE DE LA QUALITE DES PRODUITS

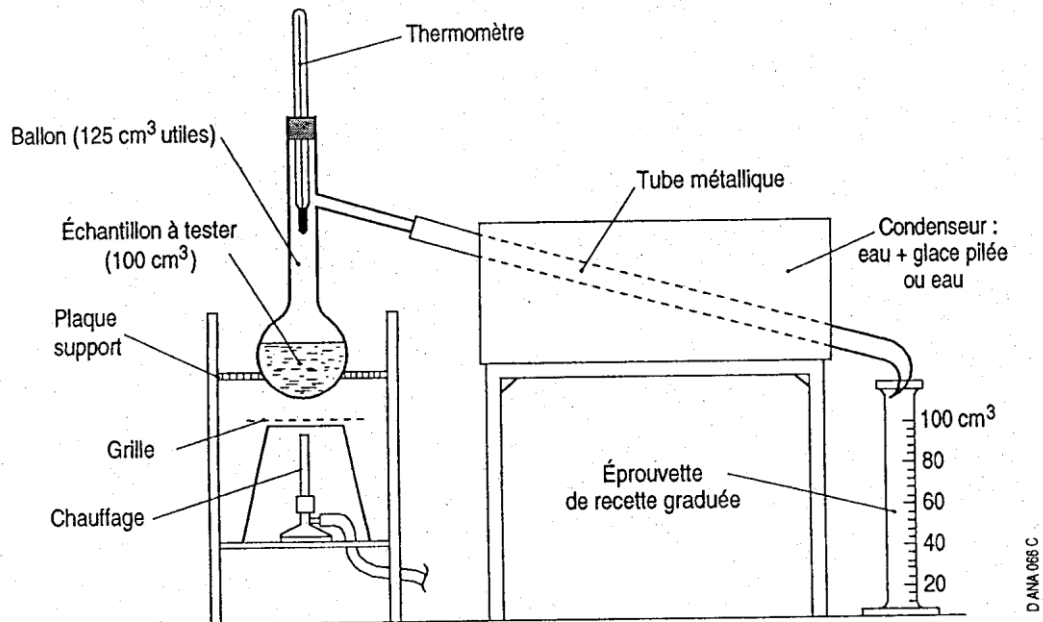
La **colonne de distillation atmosphérique** comporte au minimum 2 soutirages latéraux (et parfois 3, 4 ou 5) : elle réalise donc au minimum **3 fractionnements** qui correspondent à des coupures :

- Essence – kérozène
- Kérozène – gazolle
- Et gazole – résidu atmosphérique

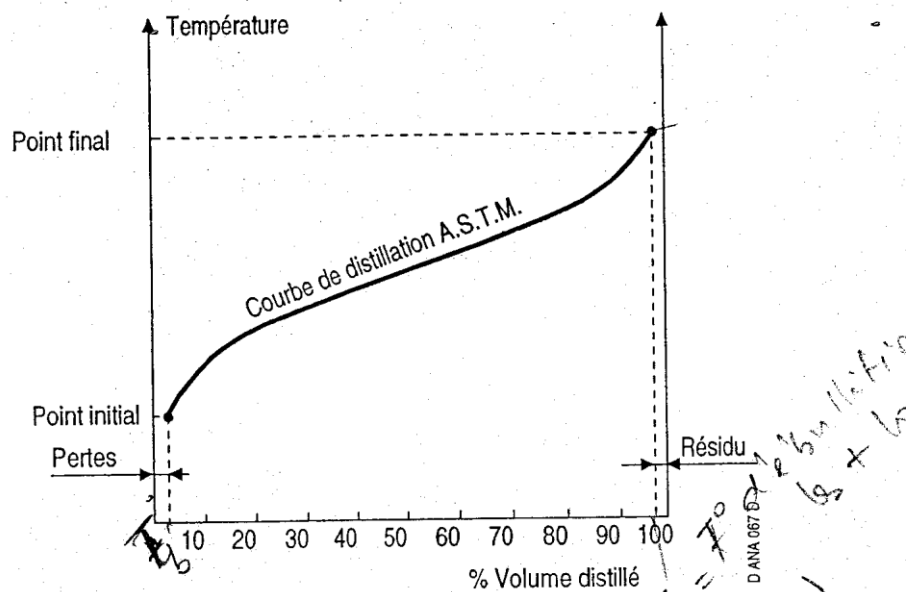
La destination des bases fabriquées impose à ces séparations plusieurs contraintes qui sont en relation avec des essais normalisés de contrôle de qualité des produits pétroliers. Les essais les plus utilisés sont les suivants :

a) Distillation ASTM

Dans un appareillage normalisé représenté ci-dessous, cet essai consiste à distiller 100 ml de produit et à relever les températures correspondant aux volumes vaporisés.

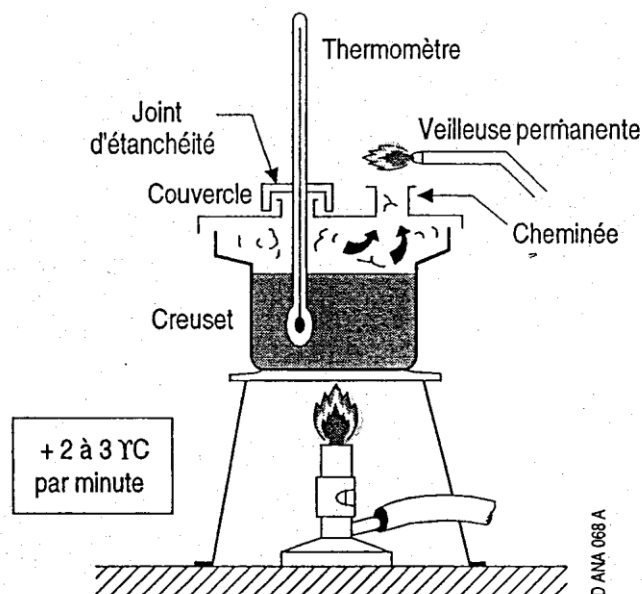


Le tracé de la relation température - % volume se traduit par la courbe de distillation ASTM.



b) Point éclair (flash point)

Dans cet essai le produit est placé dans un creuset dont le couvercle est muni d'une petite cheminée. Le produit est chauffé peu à peu et le point d'éclair est atteint quand les vapeurs qui s'échappent par la cheminée deviennent suffisamment riches en hydrocarbures pour s'enflammer en présence de la flamme veilleuse.



Le thermomètre plongé dans le produit permet de noter la température correspondante.

Les essais peuvent être effectués en vase clos (closed cup) ou en vase ouvert (open cup) :

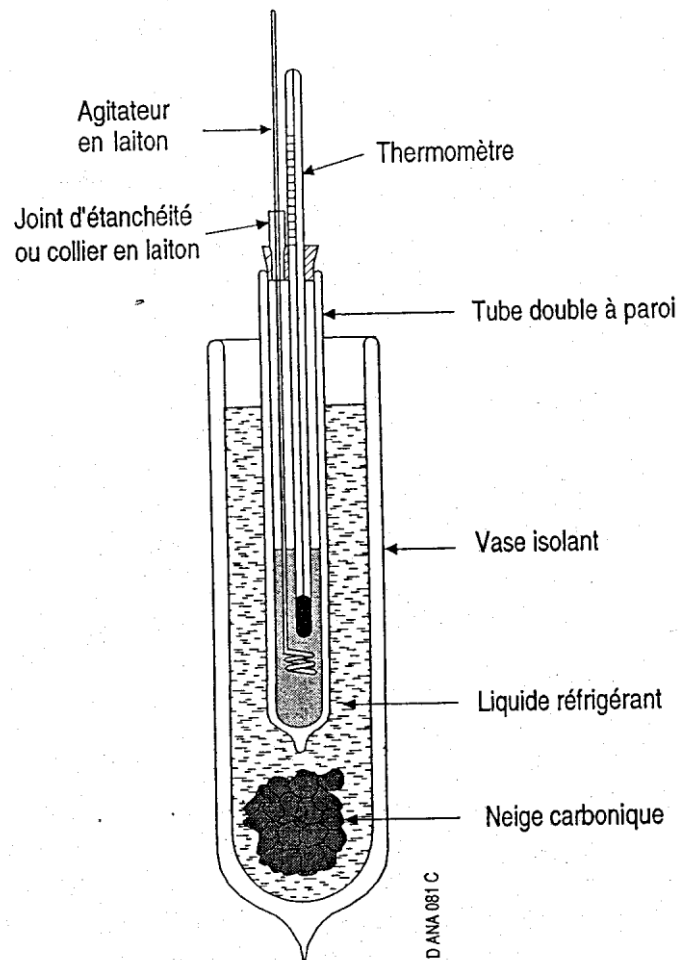
- **Point d'éclair en vase clos :** (lié aux fractions légères dans un mélange)
 - Méthode M 07-011 (appareil d'Abel) pour point éclair $< 55^{\circ}\text{C}$
 - Méthode M 07-019 (appareil Pensky-Martens) pour point éclair $> 50^{\circ}\text{C}$
 - Méthode M 07-036 (appareil d'Abel Pensky) pour $+ 5^{\circ}\text{C} \leq \text{point éclair} \leq 50^{\circ}\text{C}$
 - Méthode T 60-103 (dite AFNOR ou Luchaire) pour gazole moteur, fuel-oil domestique et tous les fuels
 - Méthode T 66-009 (appareil d'Abel) pour bitumes fluidisés et fluxés
- **Point d'éclair en vase ouvert**
 - Méthode T 60-118 (appareil Cleveland) pour point éclair $> 80^{\circ}\text{C}$ (produits types huiles de graissage, bitumes purs)

D'une manière générale la précision des résultats d'essais en vase fermé est meilleure que celle en vase ouvert.

Dans tous les cas, **le point d'éclair est d'autant plus bas que le produit est plus volatil** donc s'il contient **plus de fractions légères** mais aussi s'il contient **moins de fractions lourdes**.

c) Point de disparition des cristaux

L'exigence la plus contraignante dans l'élaboration de la coupe kérosène est la **tenue au froid** ; celle-ci est caractérisée par le **pont de disparition des cristaux (freezing point)**.



Le carburéacteur est refroidi dans l'appareillage ci-dessus en étant vigoureusement agité, **simulant ainsi les conditions de refroidissement qui peuvent se rencontrer en vol**. On note la température à laquelle des cristaux d'hydrocarbures apparaissent : c'est le **point de cristallisation**. On retire alors le bain réfrigérant et on laisse le produit se réchauffer lentement en continuant l'agitation. La température correspondant à la disparition complète des cristaux est le **point de disparition des cristaux**. L'essai est valable si l'écart entre ces 2 températures est inférieur à 3°C.

Le « freezing point » est d'autant plus bas que le produit contient plus de fractions légères et moins de fractions lourdes. Pour le jet A1, il doit être inférieure à -47°C. Sur une coupe kérosène de nature chimique donnée, donc provenant d'un brut donné, une **corrélation** peut être **trouvée entre le freezing point et la fin de la**

courbe ASTM (point 90% par exemple) ; ceci présente l'intérêt de pouvoir contrôler la tenue au froid par un essai suffisamment rapide.

d) Tenue au froid des gazoles

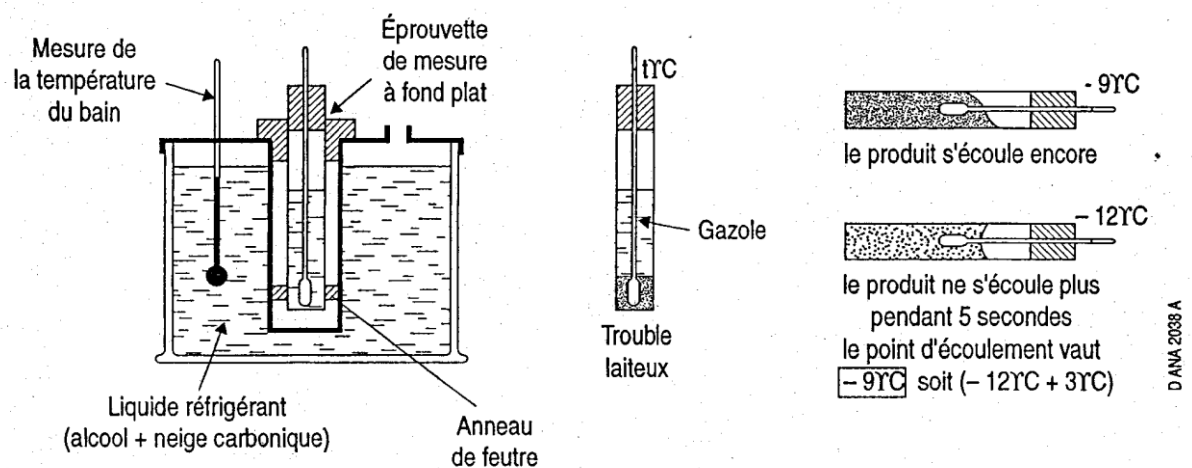
La demande relative importe pour le gazole moteur et le fuel-oil domestique conduit à rechercher un rendement maximum pour les **coupes gazoles** ; celui-ci est limité par les contraintes de tenue au froid : **points de trouble** (cloud point) et **d'écoulement** et **température limite de filtrabilité** (TLF).

L'apparition par refroidissement dans la coupe hydrocarbures de cristaux de paraffines est particulièrement nette dans le cas de produits limpides au sein desquels se forme un trouble laiteux, la température à laquelle se produit ce phénomène est appelée **point de trouble** ou **cloud point**.

Si l'on continue à refroidir l'échantillon, la taille des cristaux augmente, ils s'agglomèrent entre eux en emprisonnant la phase liquide et le produit devient pâteux. La température à laquelle le produit ne peut plus s'écouler est le **point d'écoulement** ou **pour point**.

• Mesure

Un échantillon de produit pétrolier est placé dans un tube à essais cylindrique à fond plat. Ce tube est muni d'un bouchon portant un thermomètre et est placé à l'intérieur d'une jaquette per un mélange.



Le **point de trouble**, observé tous les °C, correspond à l'apparition d'un trouble distinct du produit.

Par observation tous les 3°C, en inclinant le tube pendant 5 secondes, on repère la température pour laquelle dans ces conditions le produit ne coule plus.

Le **point d'écoulement** est déterminé en ajoutant 3°C à la température précédente.

Ces caractéristiques sont importantes et spécifiées pour les produits qui sont stockés sans réchauffage : huile de graissage ainsi que gazole moteur et fuel oil domestique.

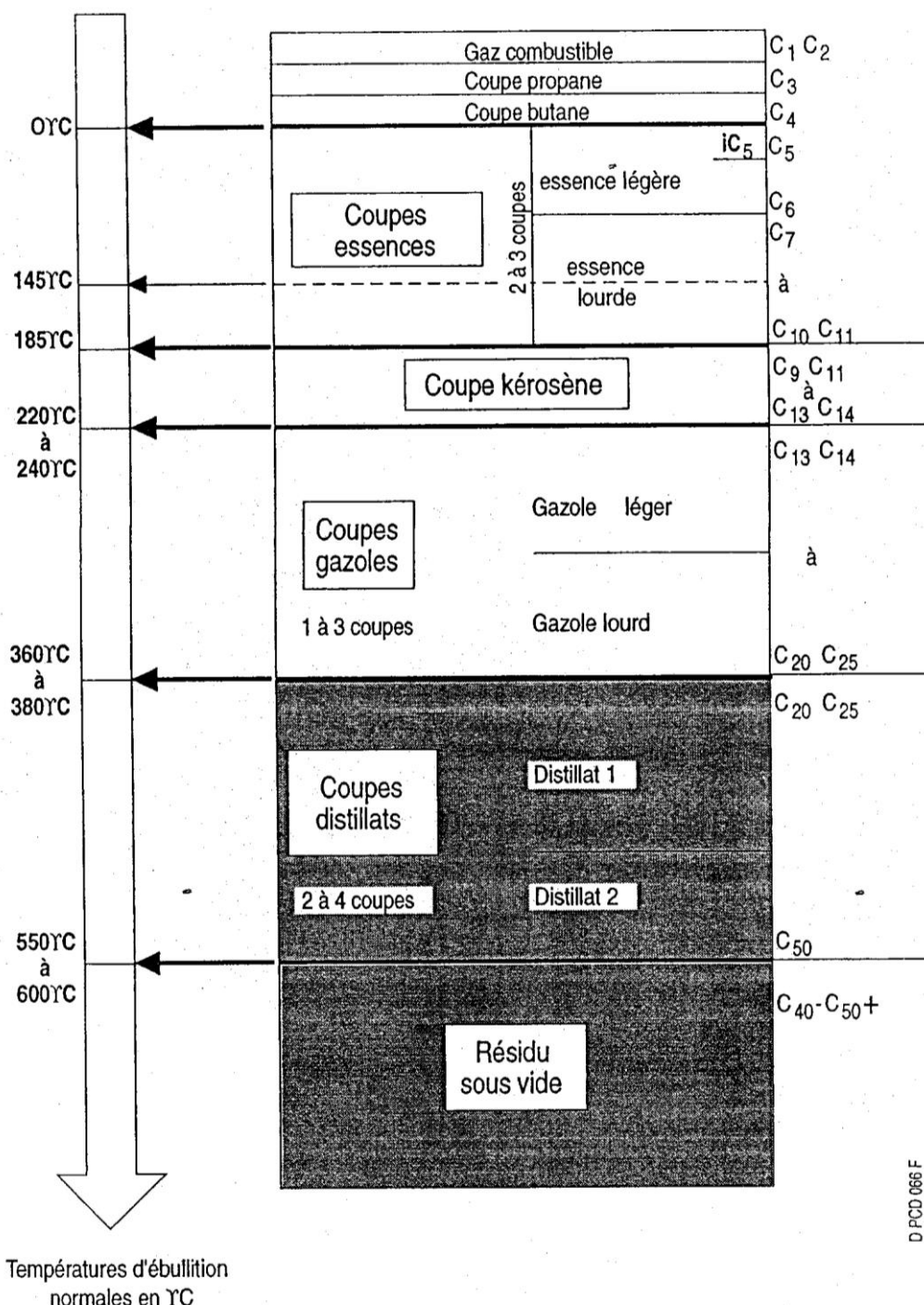
Des additifs permettent d'abaisser le point d'écoulement en empêchant l'agglomération des cristaux de paraffine, ce qui ne modifie pratiquement pas le point de trouble.

En fait, les deux essais normalisés précédents traduisent imparfaitement les ennuis de fonctionnement que l'on peut rencontrer sur un circuit de pompage par suite du colmatage des filtres dû à une formation trop abondante de petits cristaux de paraffine. L'essai de **Température Limite de Filtrabilité** ou TLF permet de mieux rendre compte.

Cet essai qui s'applique au gazole moteur, au fuel oil domestique et au diesel marine cherche à simuler le colmatage progressif des filtres.

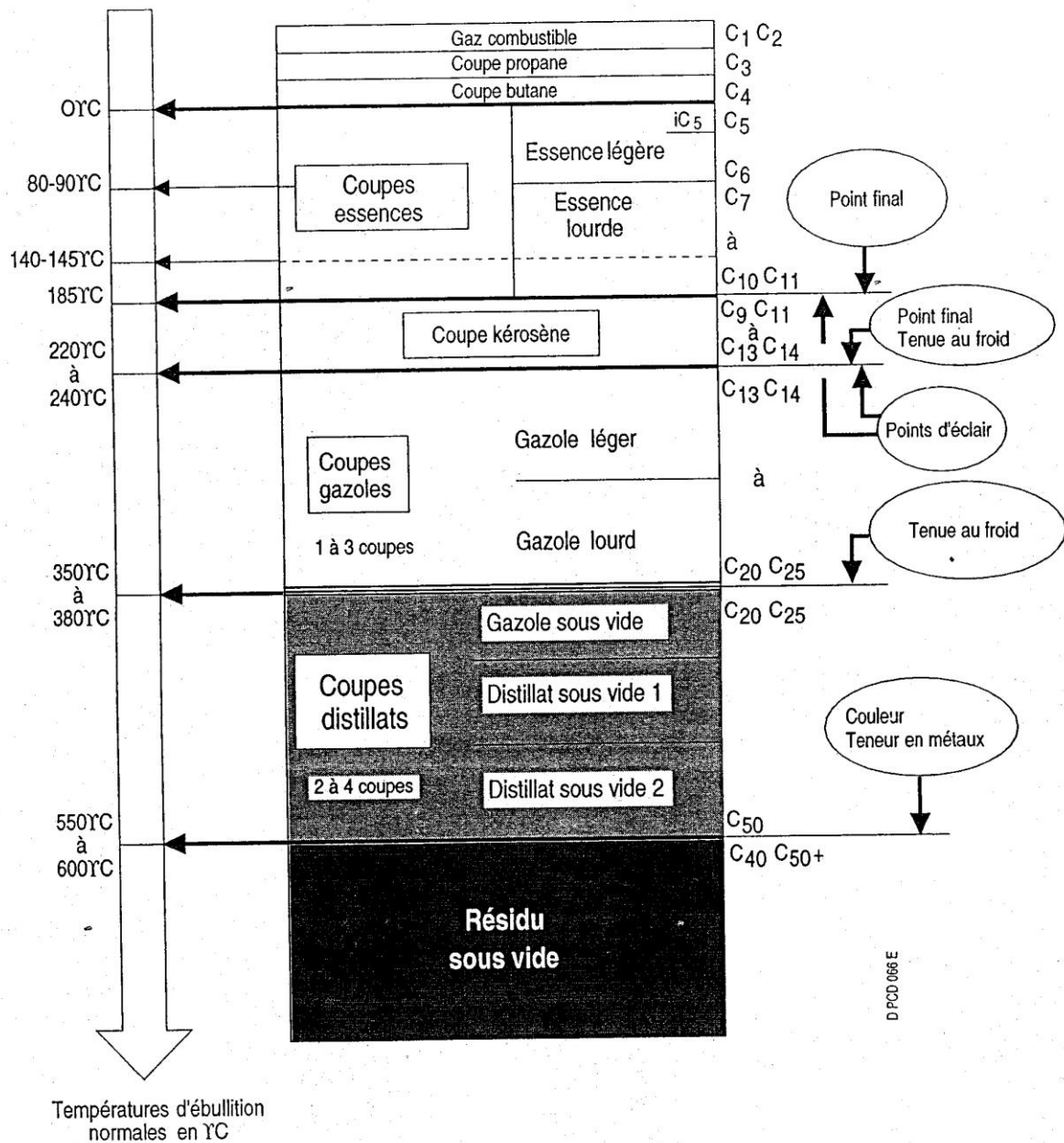
Un volume de 20ml d'échantillon est aspiré à travers un filtre métallique normalisé à des températures successives décroissantes jusqu'à ce que la qualité de paraffine cristallisée soit suffisante pour ralentir l'écoulement au point que le temps de passage du liquide devienne supérieur à 60 secondes. L'abaissement de température se fait degré par degré et la **température limite de filtrabilité (TLF)** est celle lue au moment d'effectuer la dernière filtration.

Des additifs permettent d'abaisser de quelques degrés la température limite de filtrabilité des gazoles moteurs et fuel domestique par limitation de la croissance des cristaux de paraffine.



Les caractéristiques des produits commerciaux, définies par des spécifications rigoureuses, imposent les intervalles de volatilité des bases qui servent à les élaborer et donc les températures frontières (ou **point de coupe**) de celles-ci. Ces températures d'ébullition frontières sont en liaison directe avec le nombre d'atome de carbone des hydrocarbures qui sont donnés ci-dessous pour l'ensemble des colonnes réalisant le fractionnement initial du pétrole brut.

VI- REALISATION PROPRIETES-RENDEMENTS SUR LES PRODUITS SORTIE COLONNE

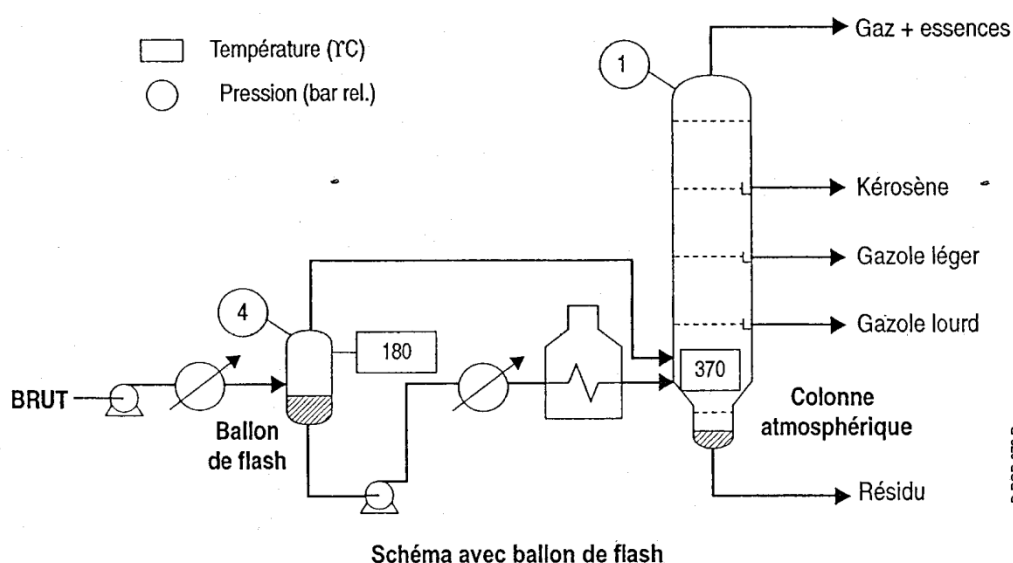
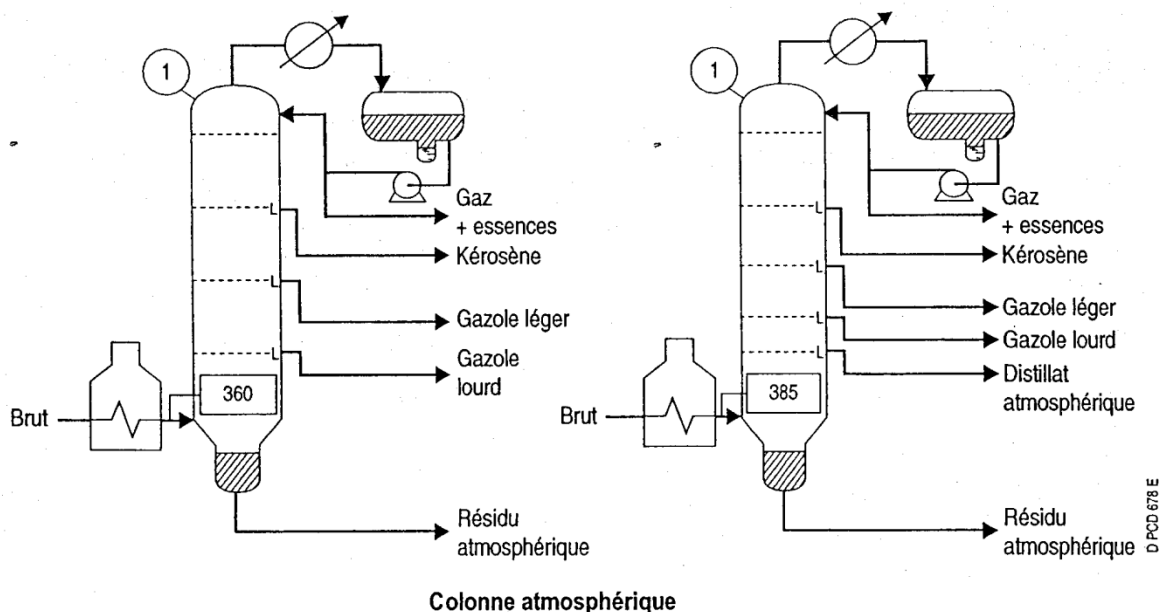


Qu'elles soient produites en dernier soutirage latéral atmosphérique ou par distillation sous-vide **les coupes distillats** correspondent aux fractions les plus légères de la coupe résiduelle 360-400°C⁺. Elles sont constituées de composés qui ont pu être vaporisés et qui, par opposition aux asphaltènes, sont pauvres en **impuretés métalliques** gênantes pour les traitements de conversion catalytiques. La maximisation de leur récupération conduit à des points de coupe de 540 à 571 °C. Le premier contrôle réalisé sur ces coupes est un contrôle visuel de **couleur**.

VII- SCHEMAS DE MISE EN ŒUVRE DES COLONNES A SOUTIRAGES MULTIPLES

Hormis la séparation des gaz et des essences, le fractionnement du brut met en jeu **2 ou 3 colonnes** successives, soit 1 colonne atmosphérique suivie de 1 ou 2 colonnes sous-vide.

Suivant la température d'entrée et le nombre de coupures réalisées, le tour atmosphérique se présente dans une des configurations ci-dessous.



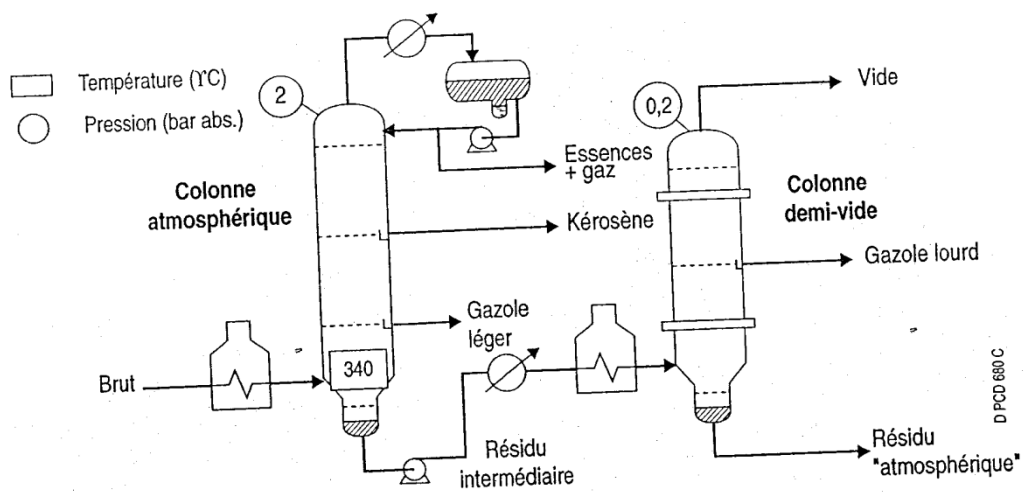


Schéma avec atmosphérique et demi-vide

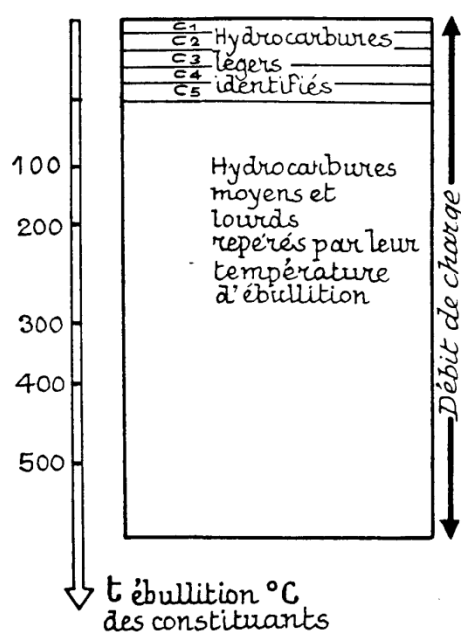
Chapitre 2 : POINTS DE COUPE DES PRODUITS DANS LES COLONNES A SOUTIRAGES MULTIPLES

I- POINTS DE COUPE DES PRODUITS DANS LES COLONNES A SOUTIRAGES MULTIPLES

1) Définitions des points de coupe

Toutes les raffineries modernes comportent plusieurs colonnes de distillation à soutirage multiples. Celles-ci traitent des charges variées qui peuvent être :

- Des **pétroles bruts ou purs ou en mélange** dans les colonnes de **distillation atmosphérique**.
- Des **résidus de distillation** atmosphériques dans des colonnes de **distillation sous-vide**. Des **mélanges complexes** d'hydrocarbures **effluents** de traitement de conversion comme le **craquage catalytique**, **l'hydrocraquage**, la **viscoréduction** qui sont séparés dans des colonnes à **fractionnement** s'apparentant plus ou moins nettement soit à la distillation atmosphérique, soit à la distillation sous-vide.
- Ces charges sont constituées d'un très grand nombre de **constituants** dont l'identification n'est possible que pour les fractions les plus volatiles.
- Si, en effet, les hydrocarbures légers, de C_1 à C_5 environ peuvent être repérés facilement par une analyse chromatographique, il n'en est plus de même pour des hydrocarbures plus lourds.



La caractérisation de la composition d'une charge fait alors appel à la distillation TBP qui permet de repérer les constituants de cette charge par leur **température d'ébullition normale**. Cette analyse aboutit donc à une caractérisation du produit traité par la correspondance composition-température d'ébullition normale.

Ce résultat peut être représenté par une bande rectangulaire figurant le débit de charge à laquelle on associe une échelle de température d'ébullition représentant les constituants.

Le schéma ci-contre illustre cette représentation. Les températures d'ébullition sont croissantes de haut en bas. Les produits de la distillation vont donc apparaître sur ce diagramme de haut en bas par volatilité décroissante.

Appliqué à la séparation d'un pétrole brut dans une colonne de distillation atmosphérique, cette représentation permet d'illustrer le bilan matière de l'installation. Par volatilité décroissante, le débit de brut est en effet partagé en :

- Gaz + essence de tête ou coupe de tête
- Naphta
- Kérosène
- Gasoil léger
- Gasoil moyen
- Résidu atmosphérique

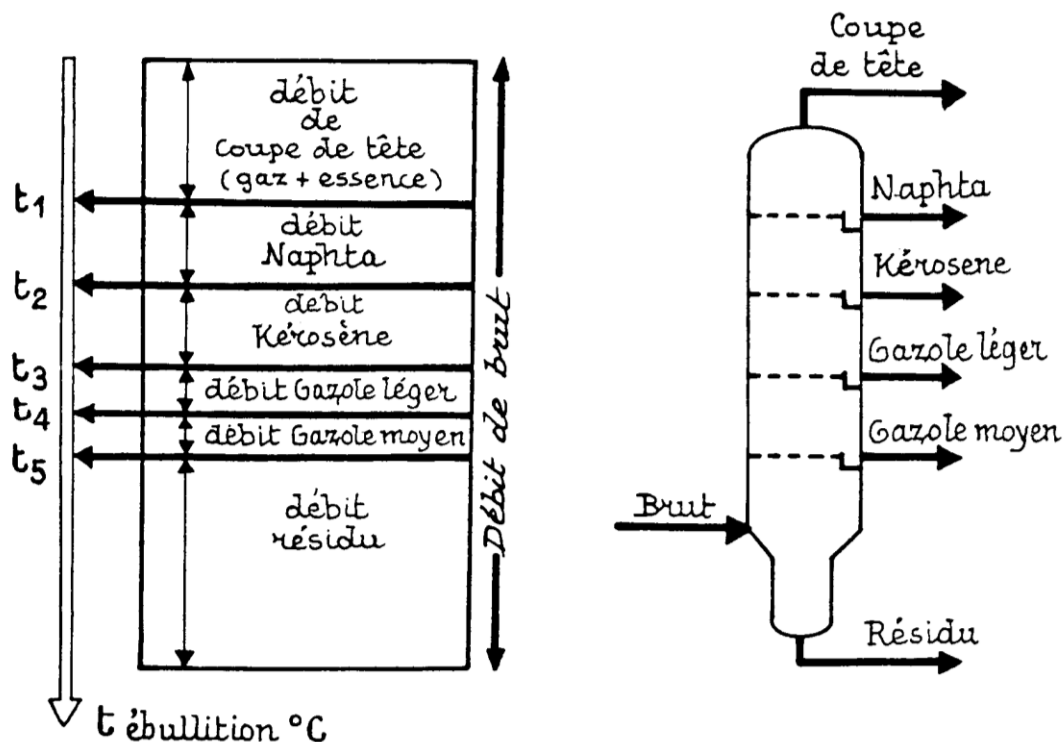
Ces débits peuvent être positionnés dans cet ordre les uns après les autres en partant du haut.

Cela délimite alors entre chaque coupe une **frontière théorique** représentée par un segment horizontal qui définit dans l'échelle des températures d'ébullition des frontières appelées **températures de point de coupe** ou tout simplement **point de coupe**.

Le schéma ci-dessous illustre cette définition dans le cas du fractionnement précédent et fait apparaître les cinq points de coupe notés t_1 à t_5 .

- t_1 point de coupe entre essence de tête et naphta se situe habituellement vers 140°C.
- t_2 entre naphta et kérosène a une valeur voisine de 180°C
- t_3 entre kérosène et gasoil léger se situe vers 220-230°C.
- t_4 entre gasoil léger et gasoil lourd est de l'ordre de 300°C selon la nature du brut et la qualité recherchée pour la coupe gasoil.

- t_5 point de coupe entre gasoil moyen et résidu traduit l'épuisement obtenu dans la distillation atmosphérique. Il se situe par exemple vers 380°C.



II- POINTS DE COUPE ET CARACTERISTIQUES DES PRODUITS

Dans la pratique industrielle les caractéristiques des charges traitées dans les colonnes de distillation à soutirage multiples sont en général inconnues. En conséquence la **connaissance des points de coupe pratiqués fait appel à l'analyse des produits**. Les résultats de certains essais normalisés sont en effet très sensibles aux variations de points de coupe et constituent un bon moyen de contrôle. Ces essais peuvent être mis en œuvre sous la forme d'**analyseurs en continu** qui renseignent très rapidement sur les conditions de réglage de l'installation.

- **t_1 point de coupe entre l'essence de tête et la coupe naphta** est directement lié au **point final** ou au **point 95%** de distillation ASTM de l'essence de tête. Un accroissement du débit de coupe de tête conduit ainsi à une valeur de t_1 plus élevée (point de coupe plus bas sur le schéma) et à une élévation des températures de fin de distillation ASTM.
- **t_2 point de coupe entre naphta et kérosène** peut de même être caractérisé par le **point 95%** ou le **point final** ASTM.
- **t_3 point de coupe entre kérosène et gasoil léger** peut être repéré également par distillation ASTM mais aussi par les caractéristiques de tenue au froid. **La température du point de disparition des**

cristaux(Freezing point) est une indication de la frontière kérosène-gasoil léger même si cette caractéristique est également influencée par le point de coupe entre naphta et kérosène.

- **t₄ point de coupe entre les deux coupes gasoils**, de même que **t₅ point de coupe entre gasoil moyen et résidu atmosphérique** sont caractérisés par les points finaux de distillation ASTM et par les propriétés de tenue au froid : **point de trouble** particulièrement. Comme le « freezing point » le point de trouble n'est pas influencé uniquement par la température du point de coupe la plus élevée mais aussi par la température la plus basse.
- Il est à signaler également que t₅ est en relation avec les caractéristiques du résidu : viscosité et surtout densité.
- Les caractéristiques des produits ne dépendent pas uniquement du bilan matière c'est-à-dire des points de coupe utilisés. Deux facteurs complémentaires vont influencer la qualité des produits :
- **Le pouvoir de séparation** mis en œuvre dans chaque zone de la colonne de distillation qui détermine les qualités de séparation ou de triage entre chaque coupe. Cela a une **influence sur les courbes de distillations ASTM** qui sont en général traduites par les **gaps** ou **overlaps**. A débits constants, c'est-à-dire à points de coupe constant on voit qu'un **changement du pouvoir de séparation peut modifier le point final ASTM d'une coupe**. Cet effet est toute fois beaucoup moins marqué que celui dû aux modifications de bilan matière.
- **L'efficacité du stripping** qui influence la teneur en composés volatils dans les soutes soutirées et modifie leurs **points d'éclair** ainsi que le début de leur courbe de distillation ASTM.

Chapitre 3 : POINTS DE COUPE ET SYSTEMES DE REGULATION

On sait que, pour une charge donnée, les **débits des produits** à la sortie de la colonne de distillations **fixent les points de coupe**. Ce sont donc finalement les **systèmes de régulation qui déterminent les débits des produits** qui vont permettre de modifier et d'ajuster les points de coupe pratiqués.

On rencontre différents systèmes de régulation influençant les débits des produits soutirés. Ceux-ci font appel souvent à des régulations de débit mais aussi à des régulations de température. La configuration des soutirages : soutirage partiel ou soutirage total est également un facteur susceptible de modifier le système de régulation mis en œuvre.

Un exemple d'équipement régulation très utilisé dans les colonnes de distillation atmosphérique est représenté sur la planche n°1 en annexe.

I- DEBIT DE COUPE DE TETE : POINT DE COUPE ESSENCE DE TETE-NAPHTA

1) Mise en œuvre d'une régulation de température

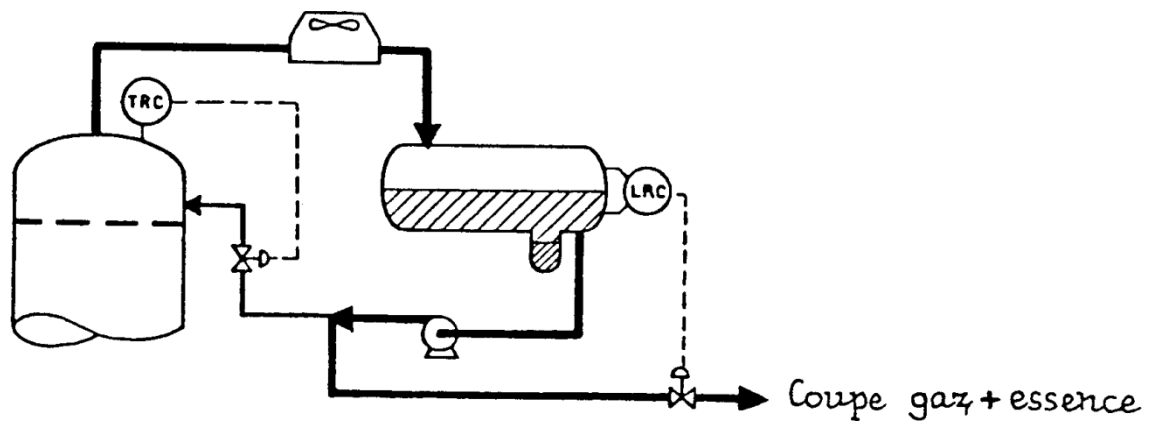
La **coupe de tête** est le produit le plus léger obtenu dans la distillation. Elle sort à l'état vapeur en tête de colonne ou du ballon de reflux intermédiaire dans le cas d'un système de condensation à deux étapes. Le principe le plus utilisé consiste donc à contrôler la **température de rosée** de cette coupe ce qui détermine son débit et donc le point de coupe t_1 entre essence de tête et naphta.

Il existe différentes versions de ce système qui se traduisent par une position différente du TRC selon la configuration de la tête de la colonne. Le TRC est placé en tête de colonne si la condensation est à une étape, sur le ballon intermédiaire, si elle est à deux étapes.

Ce **régulateur de température fait varier le débit de reflux interne** dans la colonne en agissant soit directement sur le **reflux externe**, soit sur le **reflux circulant de tête** pour moduler le débit de **reflux induit** par ce dernier.

On a représenté ci-après quelques configurations souvent utilisées.

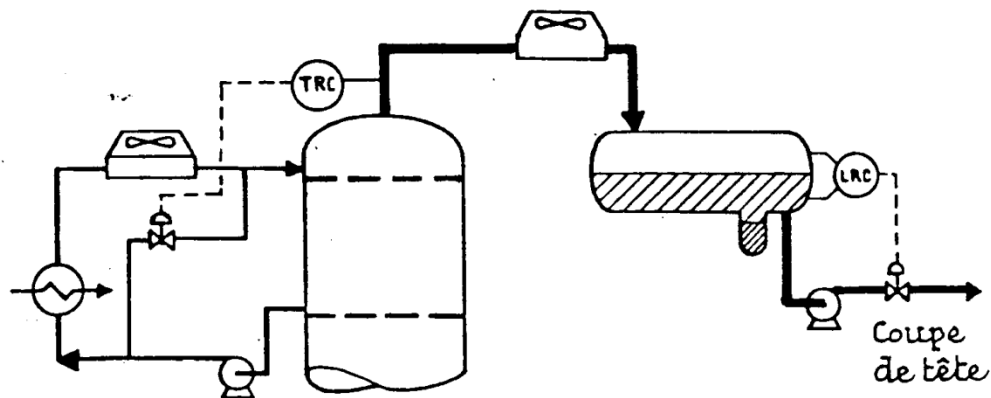
- **Condensation en une étape - variable d'action : reflux externe**



- La température de tête est la température de rosée de la coupe gaz + essence sous la pression partielle due à la coupe et au reflux.
- Action sur le reflux externe.

- **Condensation en une étape - variable d'action : reflux circulant de tête**

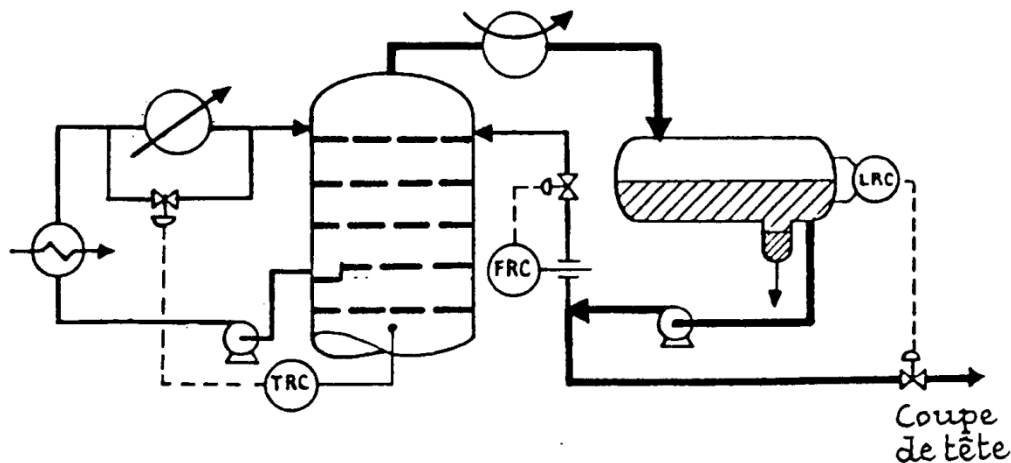
- La température de tête est la température de rosée de la coupe de tête sous la pression partielle en tête de colonne.
- Action sur le reflux circulant de tête.



- **Condensation en deux étapes - variable d'action : condensateur de reflux chaud**

-

- La température du ballon est la température de rosée de la coupe de tête sous sa pression partielle.
- Action sur le condenseur 1^{er} étage et ajustement du reflux par le niveau du ballon de reflux.
- **Condensation en une étape avec régulation d'une température dans la colonne - variable d'action : reflux circulant de tête**



- La température régulée n'est pas la température de rosée de tête mais elle lui est liée
- Action du TRC sur le reflux induit par le reflux circulant

Dans l'examen du fonctionnement de ces systèmes il faut prendre garde au fait qu'à **température constante** régulée par la TRC, le débit de coupe de tête peut varier légèrement pour deux raisons principales :

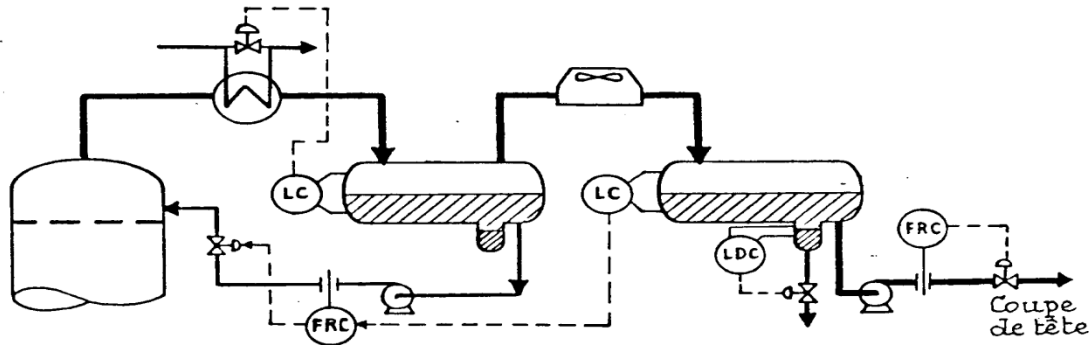
- La température de rosée régulée est une température d'équilibre de la coupe de tête sous la pression partielle hydrocarbures en tête de colonne ou ballon intermédiaires. Il y a donc une certaine sensibilité du système aux variations de pression partielle.
- Le pouvoir de séparation est donc la qualité de la séparation essence-naphta est susceptible de varier ce qui conduit, également à température constante, à de légères variations de débit.

Toutefois, dans la mesure où ces deux points particuliers ne subissent pas de modifications notables, on peut considérer que la **consigne du TRC détermine le débit de coupe de tête**, donc le **point de coupe t_1** et le **point 95% ASTM** (ou point final) de l'**essence de tête**.

2) Contrôle direct du point de coupe

Une autre approche du contrôle du point de coupe t_1 consiste à **fixer** directement le **débit de coupe de tête**.

Dans un système de condensation en deux étapes la régulation est mise en œuvre de la manière suivante :



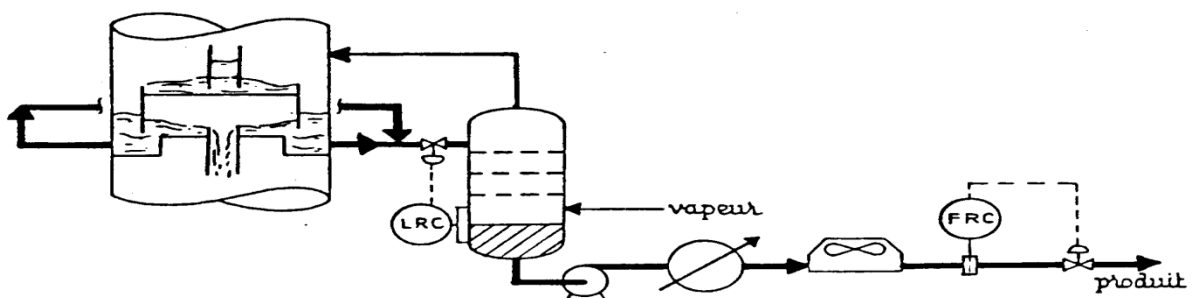
Un changement de consigne du débit de coupe de tête modifie le niveau du deuxième ballon et donc le débit de reflux externe. La condensation est ensuite ajustée par le niveau du premier ballon.

Ce système présente l'avantage de fixer rigoureusement le débit de coupe tête, il a par contre l'inconvénient de ne pas s'adapter à un changement de composition du brut.

II- DEBIT DE SOUTIRAGES LATERAUX: POINT DE COUPE NAPHTA-KEROSENE, KEROSENE-GASOIL LEGER, GASOIL LEGER-GASOIL MOYEN, ET GASOIL MOYEN-RESIDU ATMOSPHERIQUE

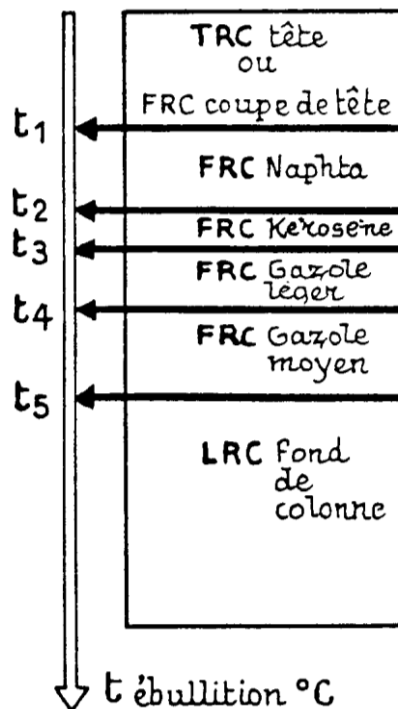
Le schéma type d'un soutirage est représenté ci-dessous. Il consiste à réaliser un **soutirage partiel du reflux interne** de la colonne sous contrôle du niveau du stripper latéral. L'apport de liquide nécessaire pour stabiliser ce niveau est déterminé par l'intermédiaire d'un régulateur de débit du produit liquide en sortie d'unité.

Le liquide non soutiré constitue le reflux interne qui alimente la section inférieure.



Compte tenu du point de coupe t_1 déjà déterminé, les consignes de débit affichées pour les trois régulateurs de débit fixent les valeurs de t_2 , t_3 , t_4 et t_5 . Partant de t_1 le débit affiché pour la coupe naphta fixe en effet t_2 , puis la consigne de débit de pétrole détermine t_3 et enfin les valeurs des débits de gasoil léger et moyen fixent t_4 et t_5 .

III- DEBIT DE RESIDU ATMOSPHERIQUE



Le **bilan matière** de l'installation exige que la somme des débits massiques des produits soutirés de la colonne soit égale au débit de brut. On voit en conséquence que le **débit de résidu atmosphérique** doit boucler ce bilan matière puisque tous les autres débits sont déterminés. La variable d'ajustement du bouclage du bilan matière est le **niveau de fond** de colonne, le régulateur de ce niveau fixant le débit de résidu atmosphérique.

Le bilan matière de la colonne atmosphérique est donc le résultat de la consigne de 5 régulateurs.

Le schéma ci-contre résume la position de chacun d'eux par rapport aux points de coupe t_1 , t_2 , t_3 , t_4 et t_5 .

Chapitre 4 : MODIFICATION DES POINTS DE COUPE DES PRODUITS

La modification des points de coupe s'obtient par le changement de consigne des régulateurs qui déterminent les débits des produits. Le schéma précédent montre toutefois que la modification de la consigne d'un **régulateur** concernant un débit de produit modifie **tous les points de coupe à partir du produit concerné** et pour **tous les produits plus lourds**.

Il est donc logique d'aborder ce problème à partir de la tête de colonne puisqu'une modification de la consigne du régulateur déterminant le débit de coupe de tête a une influence sur tous les autres produits. On peut ensuite descendre dans la colonne et analyser les effets d'un changement des débits des soutirages latéraux.

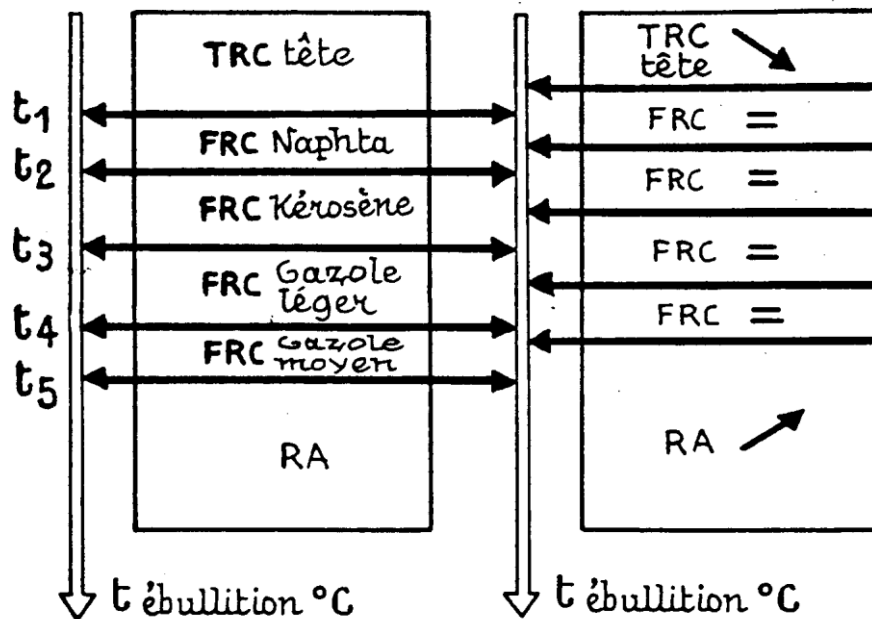
I- MODIFICATION DE LA CONSIGNE DU REGULATEUR FIXANT LE DEBIT DE COUPE DE TETE

1) Cas d'un TRC

Une action sur la consigne du régulateur de température de tête modifie bien entendu le débit de coupe de tête et le point de coupe t_1 entre essence de tête et naphta.

On examinera ici par exemple les conséquences d'une **diminution de la consigne du TRC** dans le cas de régulation présenté sur la planche n°1.

- Pour parvenir à sa nouvelle consigne le TRC **accroître le débit de reflux interne** par action sur le reflux externe ou sur le reflux circulant de tête.
- Le débit de coupe de tête diminue ce qui se traduit par un abaissement de la température de point de coupe t_1 et par un point final de l'essence plus bas.
- Les **autres produits sont décalés** et le schéma ci-après montre que l'abaissement de t_1 par une seule action sur le TRC conduit à une diminution de t_2 , t_3 , t_4 et t_5 .
- Les débits de soutirages latéraux restent constants mais **tous les produits** deviennent plus légers : point initial et point final naphta plus bas ; point final de coupe pétrole et gasoils plus bas, abaissement des points de disparition des cristaux et de trouble.
- Augmentation du débit de résidu atmosphérique et donc baisse de sa viscosité et de sa densité.



Dans la colonne, les pouvoirs de séparation dans chaque zone restent sensiblement constants puisque seul le débit de reflux interne augmente. Ce phénomène se traduit par un **accroissement du débit d'« overflash »**.

Parallèlement, l'allègement des produits conduit à des **températures plus basses** dans toute la colonne.

2) Ces d'un FRC

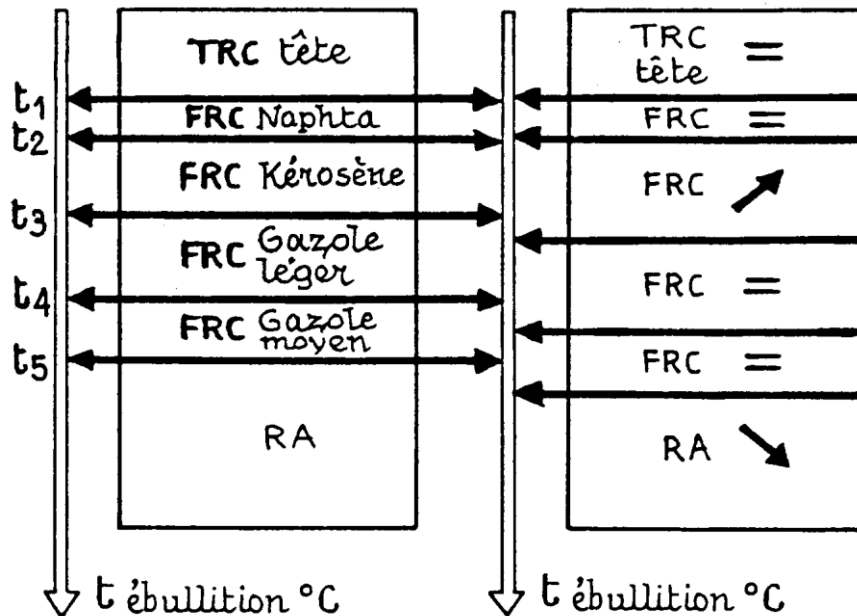
Si l'on examine le cas d'une **diminution de la consigne du FRC d'essence de tête**, on voit que l'on aboutit au même résultat que précédemment :

- Diminution du débit de coupe tête
- Augmentation du débit de reflux externe et ajustement de la première étape de condensation
- Baisse des températures de point de coupe t_1 , t_2 , t_3 , t_4 et t_5
- Allègement de tous les produits dans la colonne et baisse de toutes les températures
- Augmentation du débit de reflux interne et l'overflash
- Accroissement du débit de résidu atmosphérique.

II- MODIFICATION DE LA CONSIGNE D'UN REGULATEUR DE DEBIT D'UN SOUTIRAGE LATERAL

1) Soutirage intermédiaire

Le schéma ci-dessous montre, toutes choses égales par ailleurs, l'effet d'une modification de la consigne du régulateur de débit de la coupe kérosène.



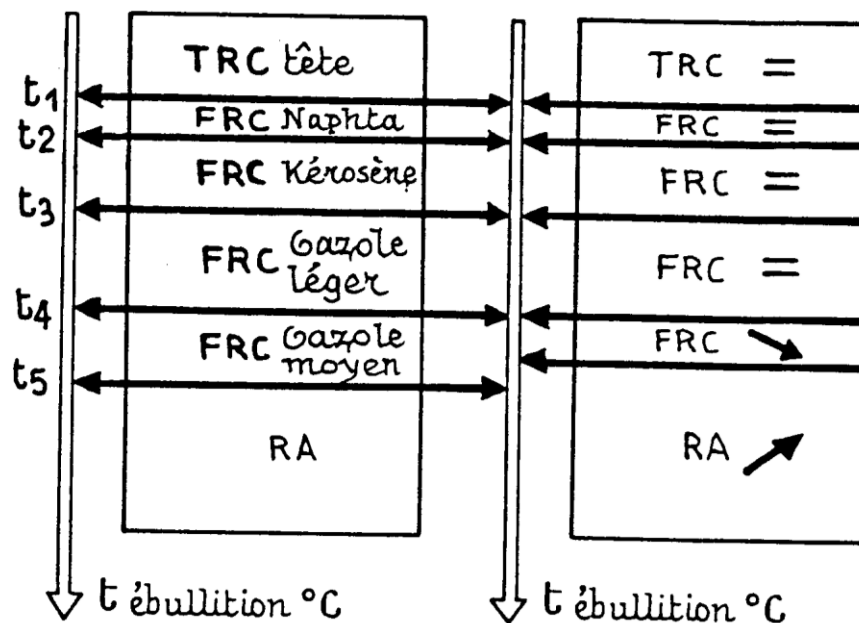
Il s'agit dans ce cas d'un **accroissement du débit de kérosène** qui conduit aux conséquences suivantes :

- Pas de modification des points de coupe t_1 et t_2 entre essence de tête-naphta et kérosène
- **Augmentation des températures de ponts de coupe t_3 , t_4 et t_5**
- **Diminution du débit de reflux interne** dans la colonne à partir du soutirage kérosène et par conséquent de l'« overflash » et du résidu atmosphérique
- **Alourdissement de tous les produits** à partir du kérosène se traduisant par une augmentation de point initial et surtout de point final ASTM et par une dégradation des propriétés de tenue au fond : point de disparition des cristaux et point de trouble.
- **Augmentation de toutes les températures** dans la colonne à partir de la zone de soutirage de la coupe kérosène et en-dessous.

2) Dernier soutirage

Si l'action de modification du débit est relative **au dernier soutirage** on ne change alors que le **point de coupe** entre le **dernier soutirage** et le **résidu atmosphérique**.

Un exemple de ce type de réglage est figuré sur le schéma ci-dessous et correspond à une diminution du débit de gasoil moyen.



La diminution du dernier soutirage provoque un accroissement du débit de reflux interne et donc des débits d' « overflash » et de résidu atmosphérique.

La température du point de coupe t_5 est abaissée et la coupe gasoil moyen plus légère voit son point final diminuer ainsi que son point de trouble. Parallèlement, l'allègement du résidu conduit également à une réduction de sa viscosité.

On constate aussi dans la zone concernée une **diminution des températures** en relation avec **l'allègement des produits**.

Chapitre 5 : CHANGEMENT D'UN SEUL POINT DE COUPE

Dans le cas général, si on veut **limiter un réglage au changement d'un seul point de coupe entre deux produits**, il est nécessaire d'effectuer une double action sur les régulateurs qui déterminent les débits des produits adjacents au point de coupe considéré.

Les actions à effectuer sont donc différentes selon le système de régulation des débits des soutirages dont est équipée la colonne. On analyse dans ce qui suit deux changements de points de coupe dans une colonne atmosphérique : le premier entre essence de tête et naphta, le second entre 2 soutirages latéraux.

I- CHANGEMENT DE POINTS DE COUPE ENTRE ESSENCE DE TETE ET NAPHTA PAR EXEMPLE DIMINUTION DU POINT FINAL DE L'ESSENCE DE TETE

Les actions à effectuer sont les suivantes :

- **Baisse** de la consigne de température du TRC de tête ou du ballon intermédiaire dans le cas d'un système TRC. Diminution de la consigne du FRC de coupe tête dans le cas d'un système du FRC.
- **Augmentation** de la consigne du régulateur de débit de naphta.

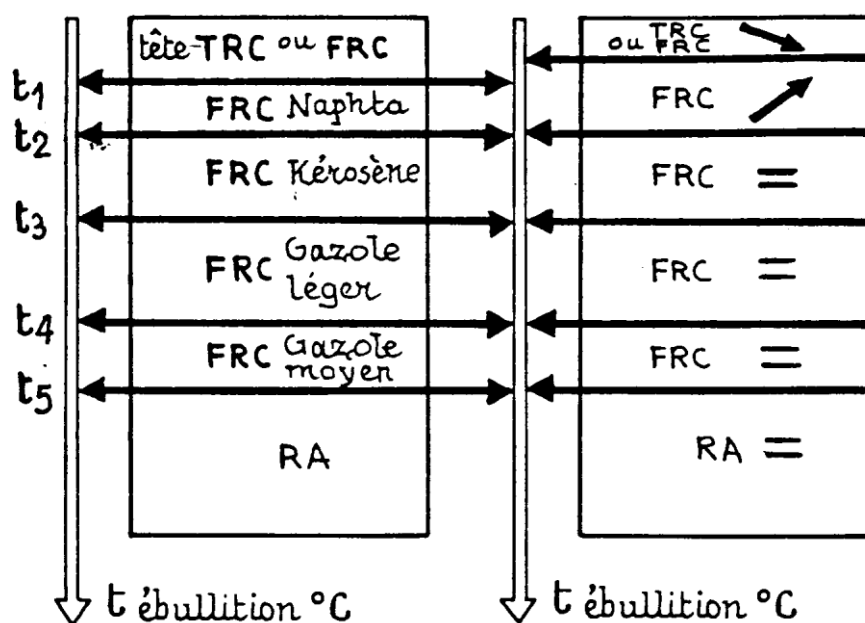
Pour garder constants les points de coupe autres que celui que l'on veut modifier, il est impératif que les **deux variations de débits soient égales**.

Dans le cas envisagé l'accroissement du débit de la coupe naphta doit compenser exactement la diminution du débit de l'essence de tête.

L'évolution des conditions de fonctionnement est alors la suivante :

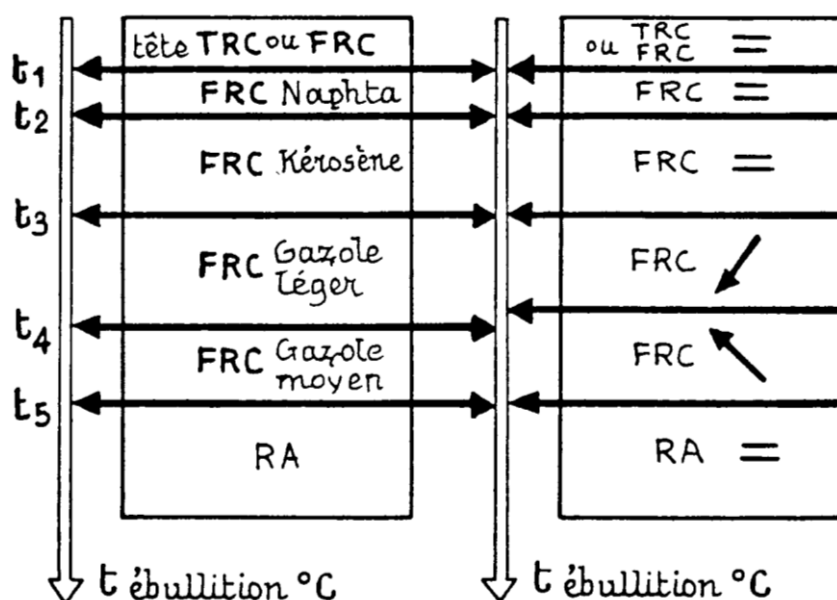
- Augmentation du débit de reflux interne par action du TRC ou du FRC et **diminution du débit de coupe de tête**
- **Accroissement du débit de naphta** qui correspond au soutirage de surplus de reflux interne
- **Allègement de la coupe de tête** et baisse du point final de l'essence
- **Allègement de la coupe naphta** : baisse du point initial
- **Diminution des températures** dans toute la zone et en particulier en tête et au niveau du soutirage naphta.

Le réglage effectué est illustré par le schéma ci-dessous :



II- CHANGEMENT DE POINT DE COUPE ENTRE DEUX SOUTIRAGES LATERAUX

Un exemple de **changement de point de coupe entre les coupes gazole** est représenté sur le schéma ci-dessous :



Le réglage est constitué par les deux actions suivantes :

- Diminution de la consigne du FRC gazole léger
- Augmentation équivalente de la consigne du FRC gazole moyen

Les conséquences sont les suivantes :

- **Débits** : diminution du débit de gazole léger, augmentation du débit de reflux interne dans la zone gazole léger gazole moyen et du débit de soutirage gazole moyen
- **Point de coupe** : la température du point de coupe t_3 diminue, les deux produits sont plus légers
- **Température** : baisse de température dans toute la zone considérée

La phase n°2 en annexe montre dans le cas de l'unité type distillation atmosphérique les conséquences d'un changement de point de coupe entre gazole léger et gazole lourd.

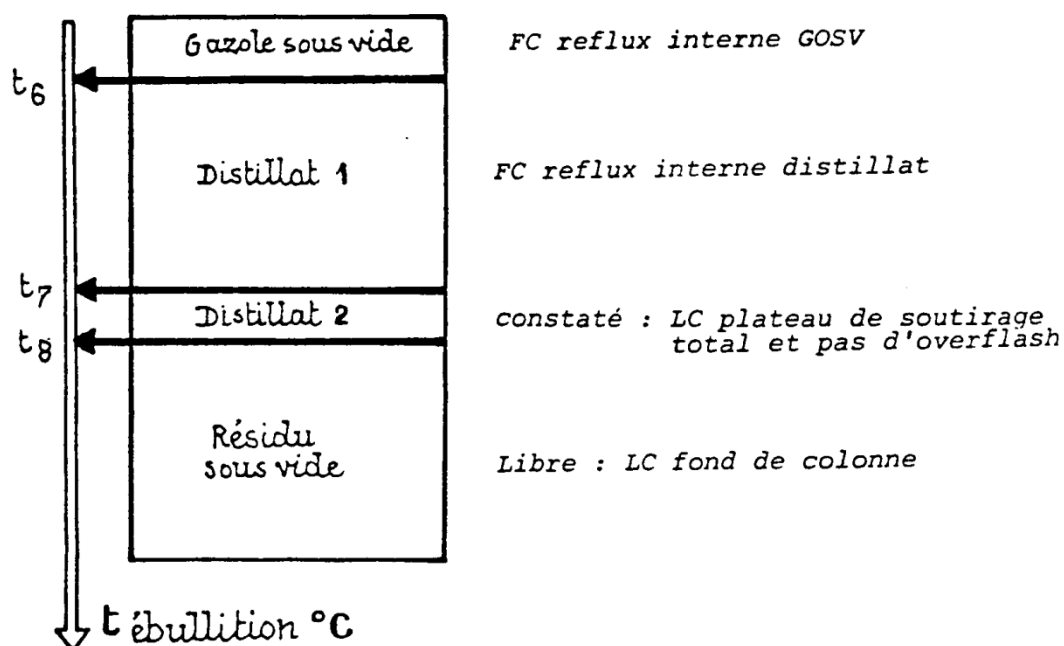
III- AUTRES SYSTEMES DE REGULATION DES POINTS DE COUPE DES PRODUITS

1) Distillation sous vide du résidu atmosphérique

a) Bilan matière - point de coupe

La **planche n°3** en annexe représente un exemple de système de régulation appliqué à une colonne de distillation sous-vide utilisée pour préparer la charge d'une unité de conversion et pour éventuellement fabriquer un résidu sous-vide bitume.

Dans cette configuration on constate que les **points de coupe t_6 entre gazole sous-vide et distillat 1 et distillat 2** sont déterminés par les régulateurs de débits de reflux interne quel'on injecte au-dessous de chaque plateau de soutirage total. Le découpage de résidu atmosphérique est représenté ci-dessous :



Le point de coupe t_8 entre distillat lourd et résidu sous-vide dépend, essentiellement, dans ce système, de la température du résidu atmosphérique à son entrée dans la colonne et plus précisément de son taux de vaporisation. Il est à remarquer que si le distillat lourd n'est plus soutiré, il constitue alors l'« overflash » de la colonne sous-vide et il sort en fond de celle-ci avec le résidu sous-vide.

Le contrôle courant des points de coupe par les caractéristiques des produits est moins facile dans ce type de colonne que dans le cas de la distillation atmosphérique.

La volatilité des coupes obtenues ne peut plus en particulier être repérée rapidement par la distillation ASTM car l'essai applicable aux coupes lourdes (ASTM D 1160) doit être effectué sous-vide ce qui complique fortement le mode opératoire et rend son utilisation problématique en contrôle courant.

Le point de coupe t_6 entre gazole sous-vide et distillat peut toutefois être positionné correctement grâce au **point de trouble** de la coupe. C'est en effet la tenue au froid qui limite les rendements en coupe gazole.

Il est à signaler que l'obtention d'un **rendement maximum** en coupe gazole pour une même qualité de tenue au froid nécessite la mise en œuvre d'un **pouvoir de séparation** élevé entre gazole sous-vide et distillat 1. Dans cet ordre d'idée, on peut remarquer également que le fait de réaliser cette séparation sous-vide la rend beaucoup plus facile. t_6 se situe généralement aux alentours de 380-400°C.

Le point de coupe t_7 nécessite, pour être parfaitement contrôlé, des analyses relativement longues qui sont en relation avec les inconvénients apportés par les composés lourds dans les traitements catalytiques situés en aval. Il s'agit par exemple du résidu de **carbone Conradson** et surtout de la **teneur en métaux**.

Comme les composés susceptibles d'accroître le carbone Conradson et la teneur en métaux sont le plus souvent des produits lourds et colorés, un critère très souvent employé en séparation pour contrôler la qualité de distillat 1 est la **couleur**. Sur des bruts connus, on peut se repérer sur la viscosité qui, à point de coupe t_6 constant, est bien entendu fonction de t_7 .

Le point de coupe t_8 marque la qualité de l'épuisement du résidu obtenu dans la colonne sous-vide. Le distillat 2 correspond aux reflux internes parvenant dans la zone d'expansion de la tour. Ce produit est souvent riche en métaux car il « lave » les vapeurs chargées en gouttelettes riches en asphaltènes provenant de la charge. Cela conduit à le mélanger au résidu ou à l'envoyer au mélange fuels. Si la pollution métallique n'est pas trop importante il peut être envoyé avec le distillat

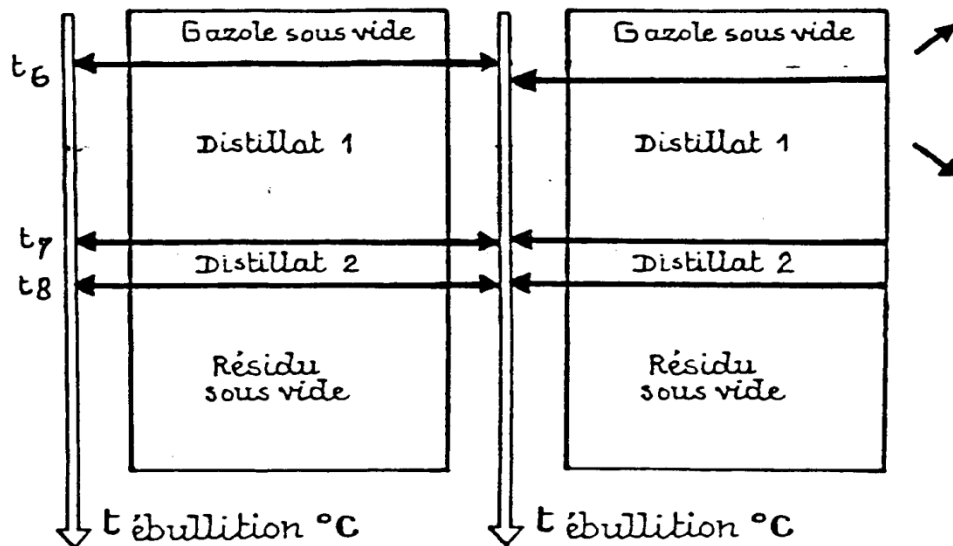
1 dans une unité de conversion catalytique. Dans certains cas enfin, on le remélange avec la charge à l'entrée du four pour accroître un peu la vaporisation à l'entrée dans la colonne.

b) Changement de point de coupe

- Point de coupe gasoil-distillat

Le schéma ci-après montre un changement de point de coupe entre gasoil sous-vide et distillats conduisant à une **température de point de coupe t_6 plus élevée**. Cela conduit bien entendu à un point de trouble plus élevé pour la coupe gasoil. Compte tenue de **l'exemple de régulation présenté sur la planche n°3** deux manœuvres différentes permettent d'obtenir ce résultat ;

- **Diminuer** la consigne du **reflux gazole sous-vide**
- **Diminuer** la charge thermique du **reflux circulant distillat 1** par accroissement de son débit ou baisse de sa température de retour.



Ces manœuvres conduisent en effet par baisse du reflux interne dans le premier cas et par augmentation du trafic vapeur dans le second cas à :

- Une augmentation de débit de gazole sous-vide
- Une diminution du débit de distillat 1
- Un alourdissement de tous les produits dans la zone considérée et donc à un accroissement des températures.

Point de coupe D1 - D2

Le changement du point de coupe t_7 entre distillat 1 et distillat 2 peut être obtenu par la modification de la consigne du FRC de distillat 1.

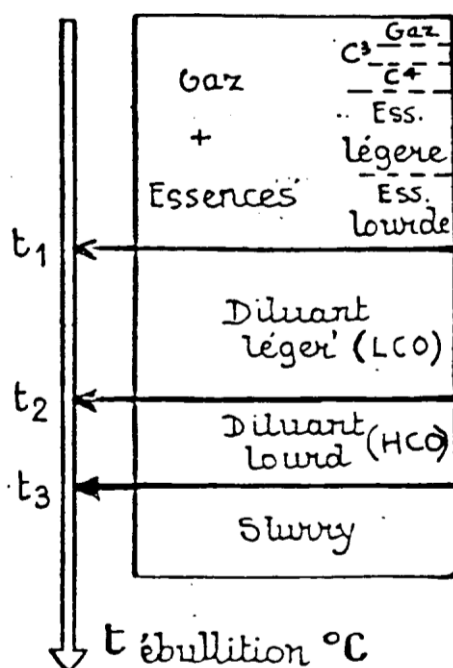
Point de coupe D2 - Résidu

La modification de t_8 correspondant au distillat 2 ne peut être obtenue, pour une charge donnée, qu'en agissant sur la vaporisation du résidu atmosphérique à l'entrée de la colonne.

On voit en effet que pour des **débits constants de gazole sous-vide et de distillat 1**, tout accroissement de la vaporisation à l'entrée de la tour se traduit par une augmentation du débit de distillat 2 et par conséquent par une élévation de la température de coupe t_8 .

IV- COLONNES DE FRACTIONNEMENT DE CRAQUAGE CATALYTIQUE (PLNACHE N°4)

La colonne principale de fractionnement des effluents de craquage catalytique reçoit sa **charge** à l'état de **vapeur surchauffée** provenant directement du réacteur. Celle-ci contient une gamme très large d'hydrocarbures et de composés sulfurés allant des constituants les plus légers : C_1 , C_2 , H_2S , à des produits très lourds. Le fractionnement principal vise généralement à réaliser le découpage suivant :



Le but de l'unité étant de convertir des distillats en essence, le **point de coupe t_1** contrôlé par le **point final ASTM de l'essence** se situe généralement à la valeur maximum admissible (de l'ordre de 200°C). Il s'agit là d'un point essentiel de réglage de la colonne.

La régulation est assurée, le plus souvent, comme dans les colonnes atmosphériques par un TRC en tête de colonne.

La **coupe diluant léger** ou **LCO (Light Cycle Oil)** est une coupe gazole de craquage qui est utilisée comme fluxant des coupes visqueuses dans la constitution des fuels lourds. Elle est utilisée également comme base gazole ou fuel-oil domestique après éventuellement un traitement d'hydrodésulfuration. Il importe donc de contrôler sa volatilité : **point d'éclair** pour les légers et **point final ASTM** pour les lourds ainsi que sa tenue eu froid éventuellement. Ces considérations fixent donc le **point de coupe t_2** .

Les **coupes diluant lourd (HCO – Heavy Cycle Oil)** et **slurry** sont utilisées toutes deux comme bases pour la constitution des fuels lourds. Le **point de coupe t_3** n'est donc pas d'une importance primordiale pour la qualité des produits. Il dépend surtout de l'extraction de chaleur en fond de colonne qui a pour but de désurchauffer les effluents du réacteur et de condenser une partie de la coupe slurry. L'autre partie de cette coupe résulte de reflux interne qui circule dans la zone diluant lourd-slurry.

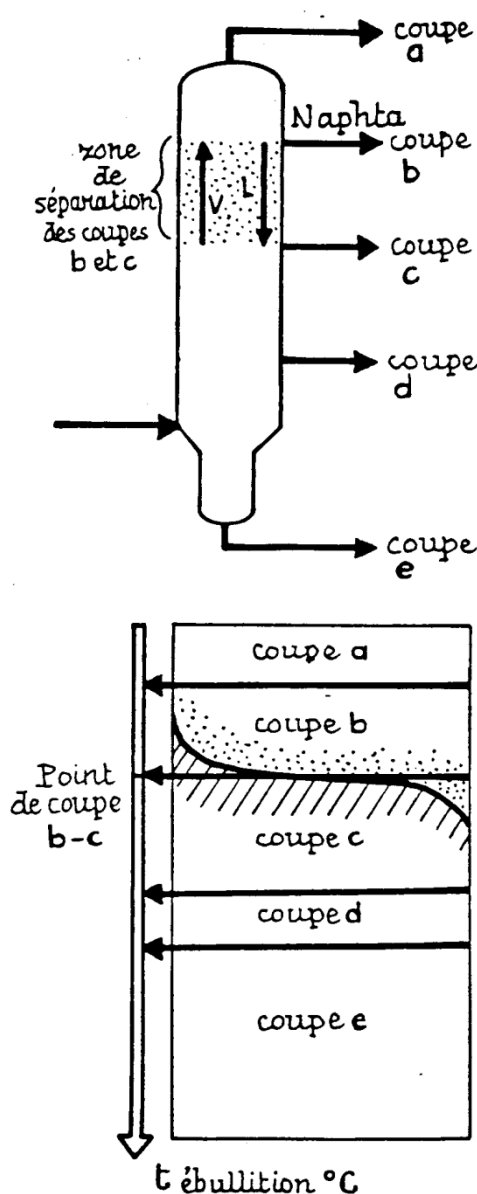
Les réglages sont effectués grâce au contrôle des débits de diluant légers et de diluant lourd. Le bilan de colonne est bouclé par le débit de slurry qui est laissé libre par avertissement au niveau de fond de colonne.

Chapitre 6 : PARAMETRES DETERMINANT LE POUVOIR DE SEPARATION DANS LES DIFFERENTES ZONES DE LA COLONNE

I- IMPACT DU POUVOIR DE SEPARATION SUE LA QUALITE DU FRACTIONNEMENT

Dans les colonnes de distillation à soutirages multiples on réalise **simultanément plusieurs séparations**. Chacune de ces séparations correspond à une qualité de fractionnement qui correspond au pouvoir de séparation mis en œuvre dans la zone concernée.

Le schéma ci-dessous montre à titre d'exemple les facteurs qui déterminent la séparation des coupes b et c. Il s'agit :



- Du **nombre de plateau travaillant entre les soutirages b et c.**
- De l'**importance des trafics liquide-vapeur circulant dans cette zone.**

La séparation obtenue est figurée sur le schéma ci-dessous.

Autour de la température du point de coupe b-c, on voit que la séparation b-c fait apparaître des constituants de température d'ébullition inférieure dans la coupe lourde **c** et des constituants de température d'ébullition supérieure dans la coupe légère **b**.

Il est à signaler que les **débits L et V ne sont pas indépendants** puisqu'on a en débits massiques :

$$V = L + \text{coupe a} + \text{coupe b}$$

$$\text{Soit } V - L = \text{coupe a} + \text{coupe b}$$

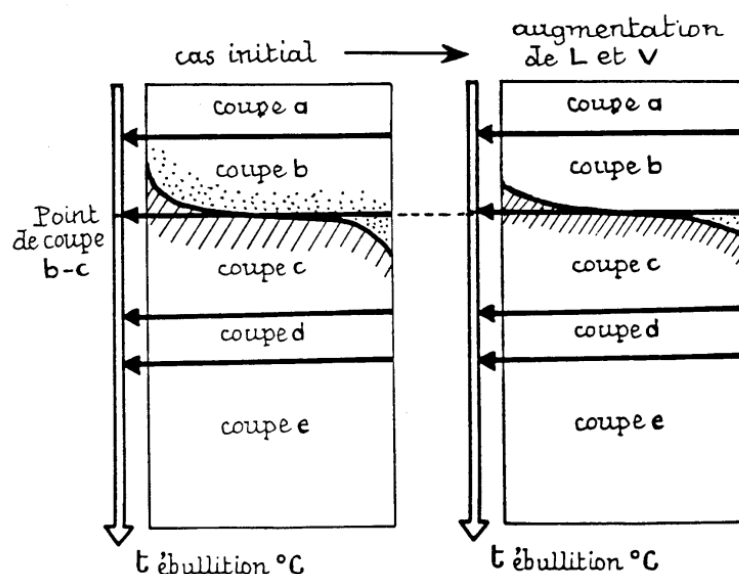
Il en est ainsi à tous les niveaux dans la colonne : la différence entre le débit de vapeur ascendant et le débit de liquide descendant est égale à la somme des débits des soutirages situés au- dessus du point considéré.

Si l'on se place dans une situation de bilan matière fixé, c'est-à-dire à point de coupe constants, on voit que pour respecter la relation,

$$V - L = \text{coupe a} + \text{coupe b} = \text{constante}$$

Toute variation du débit de vapeur V doit être accompagnée d'une variation équivalente du débit de liquide L.

L'impact d'un **accroissement L et V** dans la zone de séparation des coupes b et c conduit à une **augmentation du pouvoir de séparation** dont l'effet est illustré sur le schéma ci-dessous :



L'amélioration de la qualité de la séparation conduit à une diminution du point final ASTM de la coupe b et à une augmentation du point final de la coupe c. L'écartement ainsi obtenu des courbes de distillation ASTM a pour conséquences une diminution de l'overlap ou bien une augmentation du gap. Les notions de gap et overlap sont illustrés pour caractériser les qualités de séparation réalisées entre des coupes pouvant être analysées par la distillation ASTM : essences, kérosène, gasoil. Ce critère ne peut plus être utilisé pour caractériser la séparation entre la dernière coupe (ici d) et le résidu (ici e). Plutôt qu'une qualité de séparation on impose alors généralement un pouvoir de séparation dans la zone d-e à travers le débit **d'overflash**.

II- VARIABLES D'ACTION SUR LE POUVOIR DE SEPARATION

Compte tenu des relations précédentes, on voit qu'à point de coupe constant, le **pouvoir de séparation mis en œuvre dans chaque zone ne dépend que du débit de vapeur**. Le débit de liquide est en effet la conséquence du débit vapeur après prélèvement des soutirages supérieurs.

Toute variable susceptible d'agir sur le débit de vapeur influence donc le pouvoir de séparation. Il en est ainsi :

- **De la température d'entrée du brut** qui détermine le débit vapeur initial assurant le rebouillage de la colonne. Le débit de vapeur généré dépend aussi de la nature du brut et de la pression. La température d'entrée du brut fixe également, pour une bonne part, la consommation d'énergie dans le four atmosphérique.
- **Des débits de chaleur extraits par les reflux circulants** qui agissent comme de véritables **condenseurs partiels** intégrés dans la colonne un accroissement du débit de chaleur extrait par un reflux circulant provoque une condensation supplémentaire de vapeur dans la zone d'échange thermique et conduit par conséquent à une réduction des trafics vapeur et liquides au-dessus de la zone considérée. En agissant sur les débits de chaleur extraits par les différents reflux circulants de la colonne, on peut donc en principe régler tous les trafics liquide-vapeur pour obtenir les séparations visées et optimiser ainsi le bilan thermique de la colonne.

Par comparaison au réglage des points de coupe, on voit que si **le réglage du bilan matière** des colonnes à soutirages type atmosphérique se fait plutôt par **le haut**, le réglage des **pouvoirs de séparation** dans chaque zone fait appel au bilan thermique que l'on peut moduler en agissant sur le débit vapeur. L'approche de **l'optimisation de ce bilan thermique** doit donc se faire **par le bas** en laissant

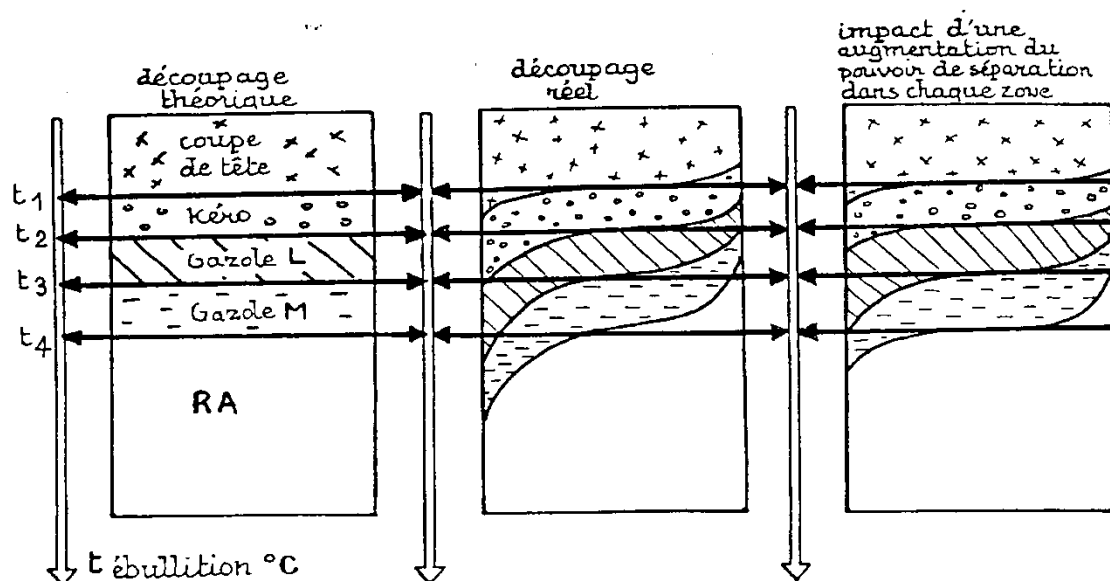
passer à chaque niveau le débit de vapeur réellement nécessaire pour obtenir la séparation souhaitée.

III- MODIFICATION DE LA TEMPERATURE D'ENTREE DANS LE BRUT DANS LA COLONNE

La température d'entrée du brut est régulée par l'apport e chaleur au brut dans le four de distillation atmosphérique.

Une augmentation de cette température, toutes choses égales par ailleurs, a les conséquences suivantes :

- **Accroissement du pourcentage vaporisé et du débit de vapeur montant dans toute la colonne**
- **Augmentation du débit de vapeur en tête de colonne et de la charge thermique du condenseur**
- Action du TRC de tête pour maintenir la température et donc sensiblement le point de coupe essence-lampant : **augmentation du débit de reflux externe**
- **Augmentation du débit de reflux interne dans chaque zone de la colonne**
- **Augmentation du débit mesuré de reflux interne en zone d'expansion (overflash)**
- Amélioration du pouvoir de séparation dans chaque zone et donc de la qualité du fractionnement des produits comme l'indique le schéma ci-dessous sur lequel on compare le **découpage théorique** donné par les points de coupe au **fractionnement réel** pour mettre en évidence l'impact d'un accroissement du pouvoir de séparation.



On voit donc que sans changer les points de coupe entre les différents produits, ce type d'action conduit à de meilleures séparations.

Les caractéristiques des coupes subissent donc l'évolution suivante :

- Augmentation du point initial
- Diminution du point final
- Accroissement des « gaps » et une diminution des « overlaps »
- Amélioration des points de trouble

Parallèlement, les conditions de fonctionnement de la colonne sont modifiées :

- **Augmentation** plus ou moins sensible des **températures** dans la colonne à cause des changements de pression partielles. L'accroissement du trafic vapeur conduit en effet à une augmentation de la **pression partielle** des hydrocarbures qui, à qualité égale, provoque une élévation de température. Le phénomène est plus sensible au niveau des soutirages gazole et distillat.
- **Dépense d'énergie plus importante** puisqu'il faut apporter d'avantage de chaleur au brut.

La planche n°5 en annexe montre dans le cas de l'unité type de distillation atmosphérique, l'impact d'une variation de la température de transfert.

IV- MODIFICATION DE LA QUANTITE DE CHALEUR EXTRAITE PAR LES REFLUX CIRCULANTS

Un **reflux circulant** agit dans la colonne comme un **condenseur partiel intégré** et la quantité de vapeur qu'il condense est directement liée au débit de chaleur extrait de la colonne.

Ce débit de chaleur extrait (Q) dépend de deux paramètres principaux :

- Le débit de reflux circulant lui-même (M_{RC})
- La chute de température qu'il subit par les échanges de chaleur à l'extérieur de la colonne : $t_{\text{sortie}} - t_{\text{retour}} = \Delta t$
 $Q = (M_{RC}) \times C \times \Delta t$

C étant la chaleur massique du reflux : valeurs habituelles 0,5 à 0,7 th/t°C.

On voit que trois paramètres peuvent faire varier le débit de chaleur extrait par un reflux circulant :

- Son **débit**
- La **température de sortie**
- La **température de retour**

Généralement les deux paramètres, débit et température retour, sont régulés. Il reste que la température de sortie est un élément perturbateur susceptible de modifier le débit de chaleur extrait. On peut donc considérer deux cas : le premier à point de coupe constant garantit approximativement une température de soutirage constante, le second, correspondant à un changement de bilan matière induit, une modification des températures de soutirage et donc de la chaleur extraite.

1) Variation des reflux circulants à point de coupe constants

Une **réduction**, par exemple, **du débit de chaleur extrait** obtenue par diminution du débit ou par une température retour plus élevée a les conséquences suivantes (toutes choses égales par ailleurs) :

- Diminution de la quantité de vapeur condensée à l'intérieur de la colonne.
- Augmentation du trafic vapeur au-dessus de la zone d'échange thermique.
- Augmentation du débit vapeur de tête de colonne et de la **charge thermique du condenseur** qui doit donc évacuer le débit de chaleur non extrait par le reflux circulant.
- Augmentation du reflux externe et du reflux interne après action du TRC de tête.
- **Amélioration du pouvoir de séparation dans toutes les zones situées au-dessus** du reflux circulant modifié et cela avec les mêmes conséquences que précédemment : produit mieux séparés aux caractéristiques améliorées.
- Accroissement plus ou moins sensible des températures de la colonne à cause de l'augmentation de la pression partielle des hydrocarbures.
- **Pas de modification** des conditions de fonctionnement **en-dessous** de la zone de reflux circulant.

Les planches n°6 et 7 montrent l'évolution des conditions de fonctionnement de l'unité type quand on fait varier le débit de chaleur par le reflux circulant inférieur.

2) Influence d'une modification des températures sur le fonctionnement des reflux circulants

Les changements de réglage des points de coupe ont pour conséquence directe de modifier les températures dans la zone et plus particulièrement sur les plateaux de soutirage des reflux circulants. Ils conduisent donc à une modification des débits de chaleur extraits par les reflux circulants concernés et par conséquent à un changement des trafics liquide-vapeur et des pouvoirs de séparation.

On examine ci-dessous à titre d'exemple les conséquences d'un changement de point de coupe entre la coupe de tête et le premier soutirage.

Objectif recherché : baisse de la température de point de coupe entre coupe de tête et coupe kérosène dans une configuration de régulation correspondant à la planche n°1.

Actions à réaliser :

- Baisse de la consigne du TEC de tête
- Augmentation de la consigne du FRC kérosène de telle sorte que les variations des deux débits soient égales.

Conséquences :

- **Changement de point de coupe :** allègement des produits dans la zone concernée :
 - Point final coupe de tête plus bas
 - Point initial kérosène plus haut
- **Baisse des températures** et notamment sur le plateau de soutirage kérosène
- **Diminution du débit de chaleur** extrait par le reflux circulant supérieur
- Accroissement du trafic vapeur dans la zone kérosène-tête, puis par l'action du TRC augmentation du trafic liquide
- Augmentation de la **charge thermique** du condenseur de tête
- Accroissement du **pouvoir de séparation** dans la zone kérosène-tête

Conclusion

Sauf action correction sur le reflux circulant, on voit que la modification du point de coupe a un **effet parasite** sur le bilan thermique et qu'elle conduit, dans le cas envisagé, à une meilleure séparation des coupes concernées. Il importe donc d'être vigilant dans la conduite de la colonne et de veiller à récupérer au mieux la chaleur disponible au niveau de chaque reflux circulant en fonction des qualités de séparation recherchées.

Il est à noter qu'une conduite des reflux circulants basée sur les **débits de chaleur extraits** et non plus seulement sur le débit et la température retour permettrait de détecter les effets parasites de la modification du bilan matière.

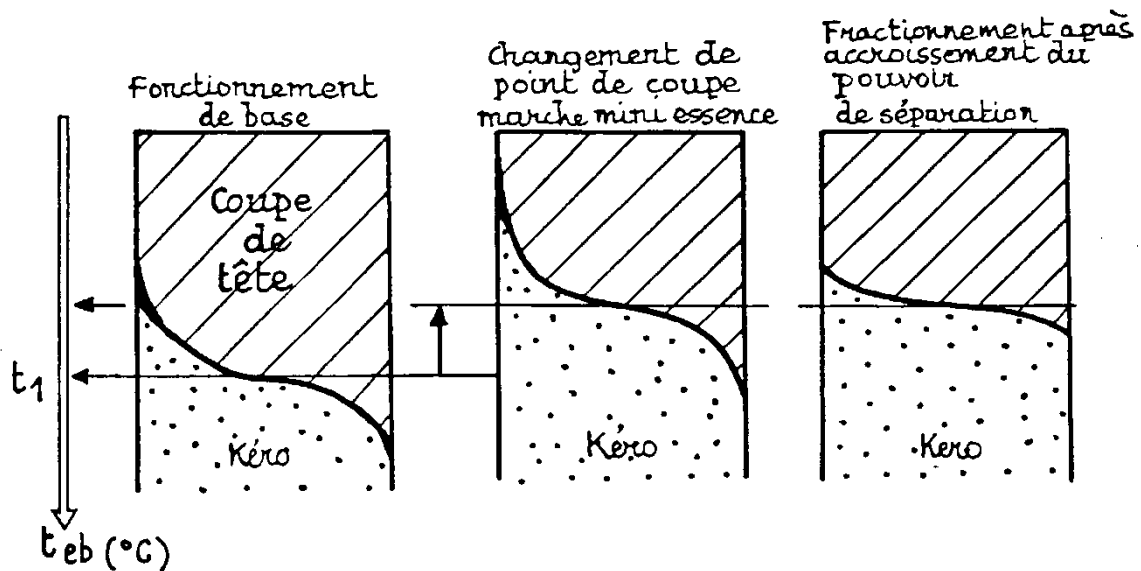
V- EXEMPLE DE REGLAGE DE POUVOIR DE SEPARATION DANS UNE COLONNE DE DISTILLATION A SOUTIRAGES MULTIPLES

1) Recherche d'un point éclair aussi élevé que possible pour la coupe naphta dans une marche mini essence

On sait qu'une réduction de débit de coupe de tête pour diminuer la production d'essence se traduit par une baisse de son point final.

Parallèlement, la **coupe kérosène** adjacente se trouve allégée d'autant ce qui **diminue** en particulier son **point d'éclair**.

La baisse de celui-ci peut toutefois être limitée si l'on **accroît le pouvoir de séparation** dans la zone de tête de la colonne comme l'indique le schéma de principe ci-dessous :



On réduit en effet ainsi la quantité d'hydrocarbures légers dans la coupe kérosène ce qui améliore son point d'éclair.

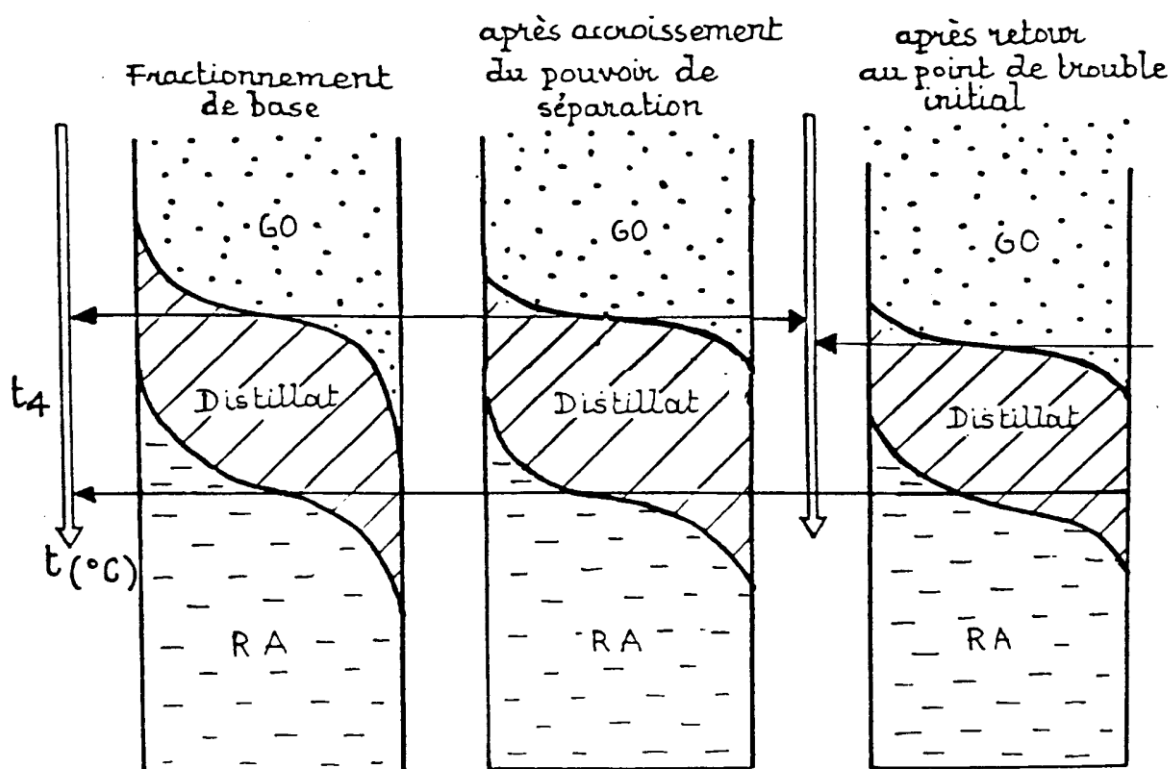
Une telle qualité de séparation peut être obtenue ainsi qu'on l'a vu par une diminution du débit de chaleur extrait par le reflux circulant qui travaille juste au-dessous de la zone considérée. Il en résulte l'accroissement recherché des trafics liquide-vapeur.

2) Maximisation d'un rendement gazole à point de trouble donné à la distillation atmosphérique

L'exemple ci-dessous correspond à une colonne atmosphérique travaillant avec un épuisement élevé ($t_{\text{transfert}} = 385^{\circ}\text{C}$) qui permet d'obtenir après les coupes gazoles, une coupe distillat atmosphérique.

Si l'on désire **maximiser le rendement gazole** à qualité constante pour ce dernier, c'est-à-dire pour ce produit à **point trouble constant**, il est nécessaire d'accroître le pouvoir de séparation dans la zone gazole-distillat.

Cela conduit en effet, à point de coupe constant, à une amélioration de la séparation des produits et donc à un point de trouble plus bas pour la coupe gazole. Si l'on veut travailler à point de trouble constant, il est nécessaire alors de changer le point de coupe gazole distillat ce qui se traduit par un gain de rendement en coupe gazole.



En pratique, l'accroissement du pouvoir de séparation dans la zone considérée peut être obtenu en **augmentant la température d'entrée du brut** dans la colonne. L'accroissement du flux vapeur ainsi généré peut être « arrêté » par le reflux circulant inférieur de la colonne, qui, par augmentation du débit de chaleur extrait, peut condenser le surplus de vapeur et donc limiter l'impact de l'augmentation de la température d'entrée du brut à la zone inférieure de la colonne.

Les réglages et leurs conséquences sont alors les suivants ;

- Augmentation de la consigne du TRC
- Augmentation de la quantité de chaleur extraite par le reflux circulant intérieur par modification du débit ou de l'écart de température entre sortie et retour. Les conditions dans la partie supérieure de la colonne ne sont pas modifiées si les surplus de chaleur apportés sur le brut et extraits par le reflux circulant sont égaux.
- Accroissement des trafics liquide-vapeur entre zone d'expansion et reflux circulant intérieur : le trafic liquide augmente grâce à la condensation accrue provoquée par le reflux circulant.

Cela se traduit en particulier par une augmentation de l'« overflash ».

- Pouvoir de séparation plus grand dans la zone considérée et donc gain possible sur le rendement en gazole par modification de la consigne du FRC gazole et ajustement en conséquence du débit de distillat. Si l'on veut garder le débit d'« overflash » constant par rapport au brut, cela exige une correction supplémentaire sur le débit de distillat.

VI- LA PRESSION DE FONCTIONNEMENT

On sait que la pression totale n'est pas normalement un paramètre de réglage des colonnes de distillation. Il est bon toutefois de se rappeler qu'une **baisse de pression totale** quand elle est possible, permet de **diminuer** en général la **consommation d'énergie** d'une distillation en rendant possible une réduction du pouvoir de séparation à mettre en œuvre.

Ce gain est dû à un accroissement des **écarts de volatilité** qui rend les séparations plus faciles à réaliser.

En ce qui concerne les colonnes de distillation atmosphérique, c'est un paramètre non mesurable qui, en fait, détermine la pression opératoire de la distillation. Il s'agit en effet de la **pression partielle des hydrocarbures** qui dépend de la

pression totale et des proportions en phase vapeur des molécules d'hydrocarbures et de vapeur d'eau.

Le cas le plus simple permettant de caractériser l'influence de ce paramètre est celui qui correspond, toutes choses égales par ailleurs, à un **accroissement du débit de vapeur d'eau dans la colonne** qui peut être obtenu par exemple par augmentation de l'injection de vapeur en fond de colonne.

On peut alors observer :

- Une augmentation de la pression partielle de vapeur d'eau et donc une **diminution de la pression partielle** des hydrocarbures.
- Un **accroissement du pourcentage vaporisé** du brut qui conduit comme on l'a déjà vu à des trafics liquide-vapeur plus importants dans toute la colonne. Il est à signaler que les trafics vapeurs d'eau et hydrocarbures augmentent simultanément la charge hydraulique des plateaux et est fortement accrue.
- Une amélioration des qualités de séparation de tous les produits et cela pour deux raisons :
 - Le pouvoir de séparation augmente dans chaque zone
 - Les séparations sont un peu plus faciles par baisse de pression

Cela permet donc éventuellement de gagner en rendement sur certains produits :

- Une baisse des températures correspondant au changement de pression partielle des hydrocarbures
- Un accroissement de la charge thermique du condenseur de tête car les quantités d'hydrocarbures et de vapeur d'eau à condenser augmentent.

Parallèlement, ce problème est aggravé par le fait que la température de tête de colonne tend à baisser.

En pratique, il est généralement intéressant, en dehors d'une action sur le débit vapeur injecté dans les stippers, de **fonctionner à pression totale minimale**. Pour ce faire, il est nécessaire d'utiliser au mieux la capacité de condensation disponible, la baisse de pression étant le plus souvent limitée par la capacité des condenseurs à condenser totalement les vapeurs de tête.

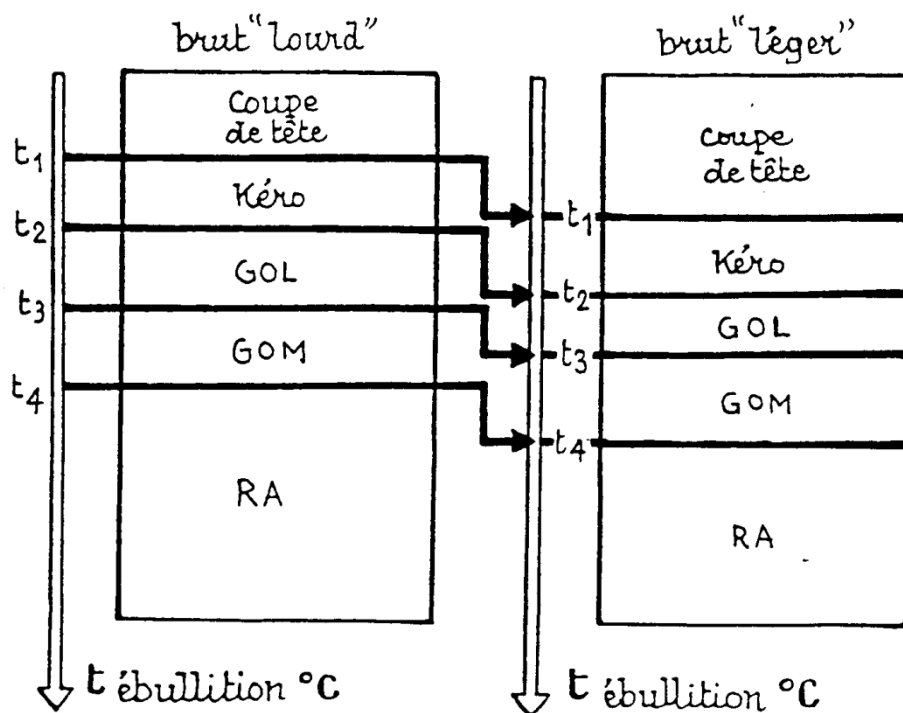
VII- CARACTERISTIQUES DES BRUTS TRAITES

Une même colonne de distillation atmosphérique est calculée en général sur deux bruts différents mais fonctionne, en pratique, en traitant des bruts très variés. C'est d'ailleurs dans les phases de changement de nature de brut que se pose une

bonne part des problèmes de réglage des colonnes de distillation à soutirages multiples puisque le nouveau réglage à obtenir correspond à un changement de consigne de la plupart des régulateurs régissant le fonctionnement de la colonne.

Les principaux paramètres mis en œuvre par un changement de brut sont les suivants :

- La **charge thermique** du four à débit de brut et à température sortie four constant, est d'autant plus élevée que le brut est plus léger à cause de l'accroissement du pourcentage vaporisé. A **charge thermique constante** le débit traité est plus faible avec un brut léger qu'avec un brut lourd.
- A **mêmes points de coupe, ce qui, sur des bruts différents ne veut pas dire à même qualité**, les rendements des produits sont très différents selon qu'il s'agit d'un brut léger ou d'un brut lourd comme l'indique le schéma ci-dessous.



Cela implique une modification des consignes des régulateurs qui déterminent les points de coupes.

- Les pressions partielles sont différentes après ajustement des taux de stripping.

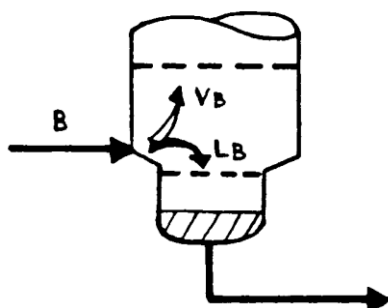
On injecte ainsi beaucoup plus de vapeur d'eau en fond de colonne sur un brut lourd que sur un brut léger.

- Les quantités de chaleur à extraire par les reflux circulants sont à adapter en fonction de ce qui est apporté par le brut. On peut noter sur les bruts légers une plus grande quantité de chaleur à évacuer au condenseur.
- La charge hydraulique de la colonne est importante en tête sur les bruts légers. Au contraire c'est le fond de la colonne : stripper de fond, pompe de résidu qui est plus chargé sur les bruts lourds.

Il est à signaler que la **régulation** du point de coupe entre **essence et kérosène** par le TRC de tête est capable d'adapter dans un premier temps le débit d'essence à la composition du brut en gardant un point final sensiblement du même ordre de grandeur pour cette coupe et cela sans changement du point de consigne. Un réglage plus fin ensuite permet d'atteindre le point final visé.

En ce qui concerne **l'ajustement des débits** des soutirages latéraux, il est possible de se référer à la connaissance qu'on peut avoir du nouveau brut traité pour un premier réglage. En l'absence de renseignements de cette nature, les températures des plateaux de soutirage permettent de situer les volatilités moyennes des coupes et peuvent donc être prises en compte.

L'ajustement nécessaire, à cause des différences de nature chimique entre les bruts peut ensuite être réalisé grâce aux analyses des produits.



Le changement de qualité du brut conduit également à une modification importante du point de coupe déterminé par le taux de vaporisation en zone d'expansion. Passant d'un brut lourd à un brut léger, on constate en effet que dans les mêmes conditions en zone d'expansion le surplus de vaporisation dû à l'allègement du brut dépasse nettement le changement de composition.

Ce changement conduit donc, en supposant que le débit vapeur issu du brut représente sensiblement l'ensemble des soutirages, à un point de coupe t_4 nettement plus élevé pour un brut léger. C'est ce que montre le schéma ci-dessous.

