	Réacteur thermique	Réacteur plasma
Rôle de la paroi	• zone d'apport d'énergie (température élevée) • Elle définit le volume réactionnel • Elle participe aux mécanismes réactionnels	Zone de perte d'énergie (température faible, elle est refroidie) par rayonnement du plasma Elle n'a aucun rôle dans le cas du réacteur haute température
Volume de l'unité	Il dépend du temps de séjour et du tonnage produit. En général il est *grand*	Le volume est très faible (temps de séjour de l'ordre de la milliseconde)
Masse de matière stockée	Importante	Faible
Temps de mise en route	Important	Faible
Perte thermique	Importante à cause des principes du chauffage par un fluide caloporteur (2 parois sont donc en fait employées)	Faible (20 à 25 %)
Récupération d'énergie	En sortie par échange de chaleur avec fabrication de vapeur	Réaction de trempe et mise en œuvre de réactions complémentaires pour récupérer l'énergie (craquage d'hydrocarbure production de minerai)

importante par l'élaboration de matériau plus pur (industrie des métaux et réfractaires) ou par la possibilité de réaliser des traitements de surface adaptée aux applications nouvelles (cémentation, gravure, projection de céramique, encapsulage des engrais).

Pour cet exposé, il est apparu souhaitable d'envisager les procédés grands consommateurs d'énergie et à haut tonnage de fabrication. A titre d'exemple, nous présenterons 3 cas qui représentent 3 secteurs des industries chimiques :

I. Le secteur intermédiaire organique : l'acétylène.

II. Le secteur intermédiaire industrie engrais : l'oxyde d'azote.

III. Le secteur intermédiaire métallurgie : les ferroalliages.

Le but de cette présentation est de démontrer la faisabilité des procédés sous l'aspect technique et économique afin de proposer une structure de valorisation de produits, de substitution aux procédés actuels ou d'amélioration de procédés existants.

Caractéristiques des réacteurs à plasma

La technique plasma consiste à employer un fluide gazeux comme vecteur de l'énergie électrique reçue lors de son passage entre deux électrodes. Ainsi, le gaz est chauffé par effet Joule en courant continu ou alternatif; la technique la plus employée étant l'arc soufflé. Dans les applications que nous exposerons, il s'agit de réacteurs à plasma chaud, c'est-à-dire que le fluide possède une enthalpie volumique très élevée, une température moyenne voisine de 10 000 K et une réactivité chimique très grande. Cette propriété nous conduit à la conception de réacteurs chimiques très différents des réacteurs thermiques.
En effet, les vitesses de réactions et de transfert de chaleur ne sont plus limitées par les caractéristiques de la paroi du réacteur. Le transfert d'énergie a lieu directement dans la masse réactionnelle de façon unique ou par mélange entre réactifs chaud et froid.

Afin d'illustrer la mise en œuvre de cette technique, nous choisirons, pour chaque étude de cas, de préciser les conditions techniques de la mise en œuvre et le coût économique du procédé.

I. Production de l'acétylène à partir des hydrocarbures lourds et du charbon dans un réacteur pilote à plasma

par J. Amouroux

(Laboratoire de génie chimique, École Nationale Supérieure de Chimie de Paris, 11, rue Pierre-et-Marie-Curie, 75005 Paris)

La synthèse d'hydrocarbures de substitution apparaît actuellement comme une nécessité. Cet article a pour but de proposer une valorisation des fractions lourdes d'hydrocarbures dont le cracking catalytique ou thermique restent actuellement impossibles. Les techniques plasma analysées proposent différents procédés expérimentés en Allemagne et aux USA, au stade pilote, dans le but de produire de l'acétylène. L'analyse technique et économique de ces procédés démontrent la faisabilité de cette technologie et la possibilité d'en réaliser une exploitation industrielle d'un coût compatible avec les impératifs du marché. Pour conclure, soulignons qu'il s'agit d'une technologie non thermique, c'est-à-dire que l'introduction de l'énergie électrique dans le réacteur, sans l'emploi de paroi, apparaît bien adaptée à l'amélioration du rendement énergétique et chimique des procédés.

1. Introduction

L'acétylène est un intermédiaire organique important dont l'intérêt principal réside dans la fabrication du chlorure de vinyle ou de l'acétate de vinyle. Toutefois, sa fabrication au four à arc a été abandonnée sauf en Allemagne et actuellement l'éthylène provenant des vapocraqueurs domine le marché. Cependant, un bouleversement important des procédés et de l'emploi des sources carbonées provient de l'évolution très rapide du prix du pétrole (3 $ le baril en 1973, 35 $ le baril en 1980). Ainsi, les coupes d'huiles lourdes, les résidus lourds, les chars, le charbon et les schistes bitumineux peuvent-ils devenir une source de matière première nouvelle, à condition que leurs coûts en permettent l'exploitation de façon durable.

De ce fait, la dualité acétylène-éthylène peut être à nouveau posée (9). La rapide expansion de l'éthylène par rapport à l'acétylène a été liée essentiellement à la découverte et à l'exploitation de gisements pétroliers gigantesques. Dans le même temps, la fabrication de l'acétylène, par le procédé au carbure, exigeait une main-d'œuvre importante et était pénalisée par l'augmentation très nette du prix du charbon par rapport au pétrole. L'énergie et la matière première bon marché provoquaient d'ailleurs l'arrêt des grands fours à carbure de Rhône-Poulenc, vers 1965, et simultanément, le

Tableau 1.

Énergies (en milliards de t.e.c.)					
		Existantes	Raisonnablement récupérables	Besoins	
				1973	2000
Besoins de l'humanité				8,2	30
Énergies fossiles	Charbon	10 000	600	2,7	4
	Pétrole	> 150	> 150	4,2	6
	Gaz	> 75	> 75	1,1	2
	Schistes	50 000	1 000		1
	Géothermique	10^{11} ?	300 (an)	0,001	0,3
	Nucléaire (uranium + thorium)	> 65 000 (an)	> 20 000 (an)	0,08	15,8
Énergies renouvelables	Solaire	150 000 (an)	1 500 (an)		0,5
	Éolienne	3×10^8 (an)	10 (an)		
	Thermique des mers	?	80 (an)		
	Marémotrice	4 (an)	0,1 (an)	0,0006	0,001
	Hydraulique	10 (an)	0,3 (an)	0,2	0,4

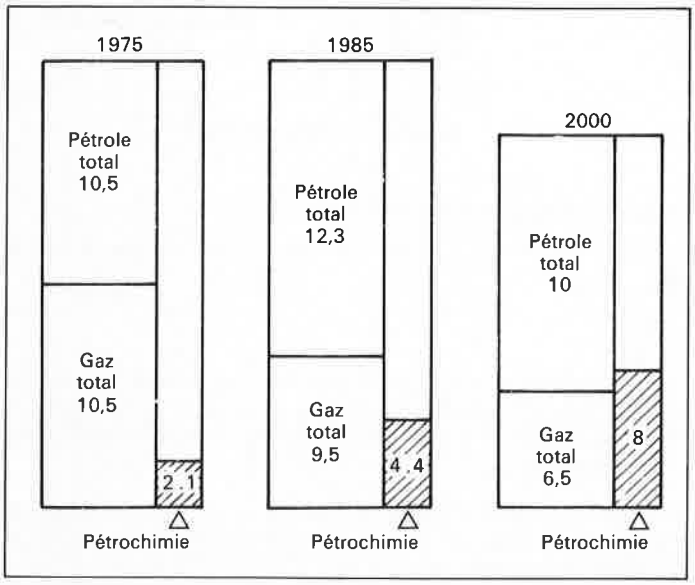

Figure 1. Besoins en hydrocarbures pour la pétrochimie et demande en fuel (USA), par rapport à la production US de gaz naturel et de pétrole brut (en MM barils/jour d'équivalence en brut).

développement des vapocraqueurs et des procédés d'oxychloration de l'éthylène pour la fabrication du chlorure de vinyle. Une reprise en considération de la chimie de l'acétylène exige donc une analyse rigoureuse du problème, sur le plan de ses procédés de fabrication et de ses applications et, pour conclure, il est nécessaire de comparer ces différents procédés du point de vue économique.

2. Rappel des principaux procédés de fabrication

a) Choix des matières premières

La synthèse de l'acétylène est réalisée à partir de réactions très endothermiques pouvant employer diverses matières premières : méthane, charbon, huile, char, naphta lourd ou chaux + coke.

L'enthalpie des réactions varie en fonction du produit de départ :

$$2\,CH_4 \rightarrow C_2H_2 + 3H_2 \qquad + 90 \text{ kcal/mole } C_2H_2$$
$$\text{Charbon : } (CH)_n \rightarrow C_2H_2 \qquad + 50 \text{ kcal/mole } C_2H_2$$
$$CaO + 3\,C \rightarrow CaC_2 + CO \qquad + 110 \text{ kcal/mole } CaC_2$$
$$3\,CH_4 + 3/2\,O_2 \rightarrow C_2H_2 + 5\,H_2O + CO \qquad - 121 \text{ kcal/mole}$$

réaction dont l'exothermicité provient de la combustion d'une partie des réactifs.

b) Étude thermodynamique (13, 14)

L'étude thermodynamique (figure 2) du problème de l'équilibre C-H à haute température précise que l'acétylène est une espèce stable

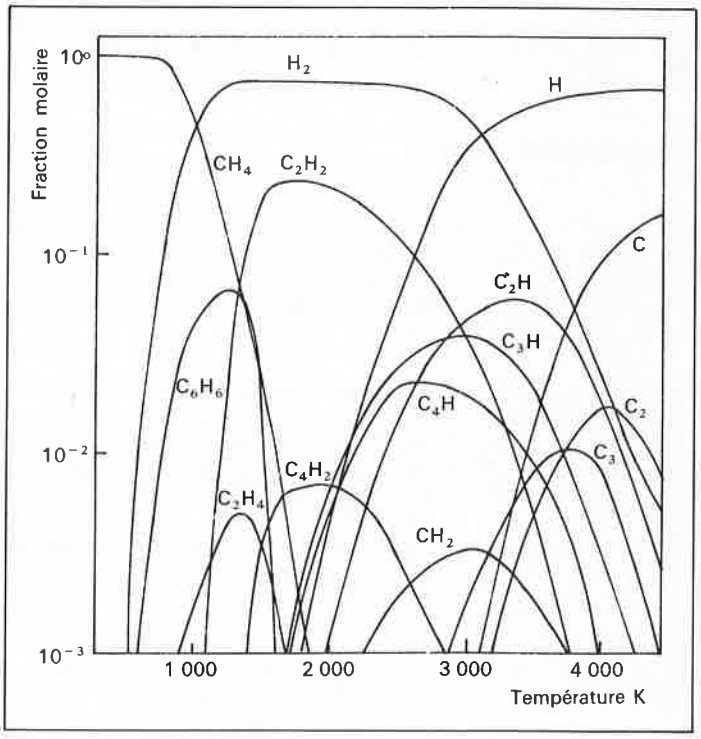

Figure 2. Diagramme du système C + 4 H en équilibre (P = 0,1 atm) (d'après Duff et Bauer).

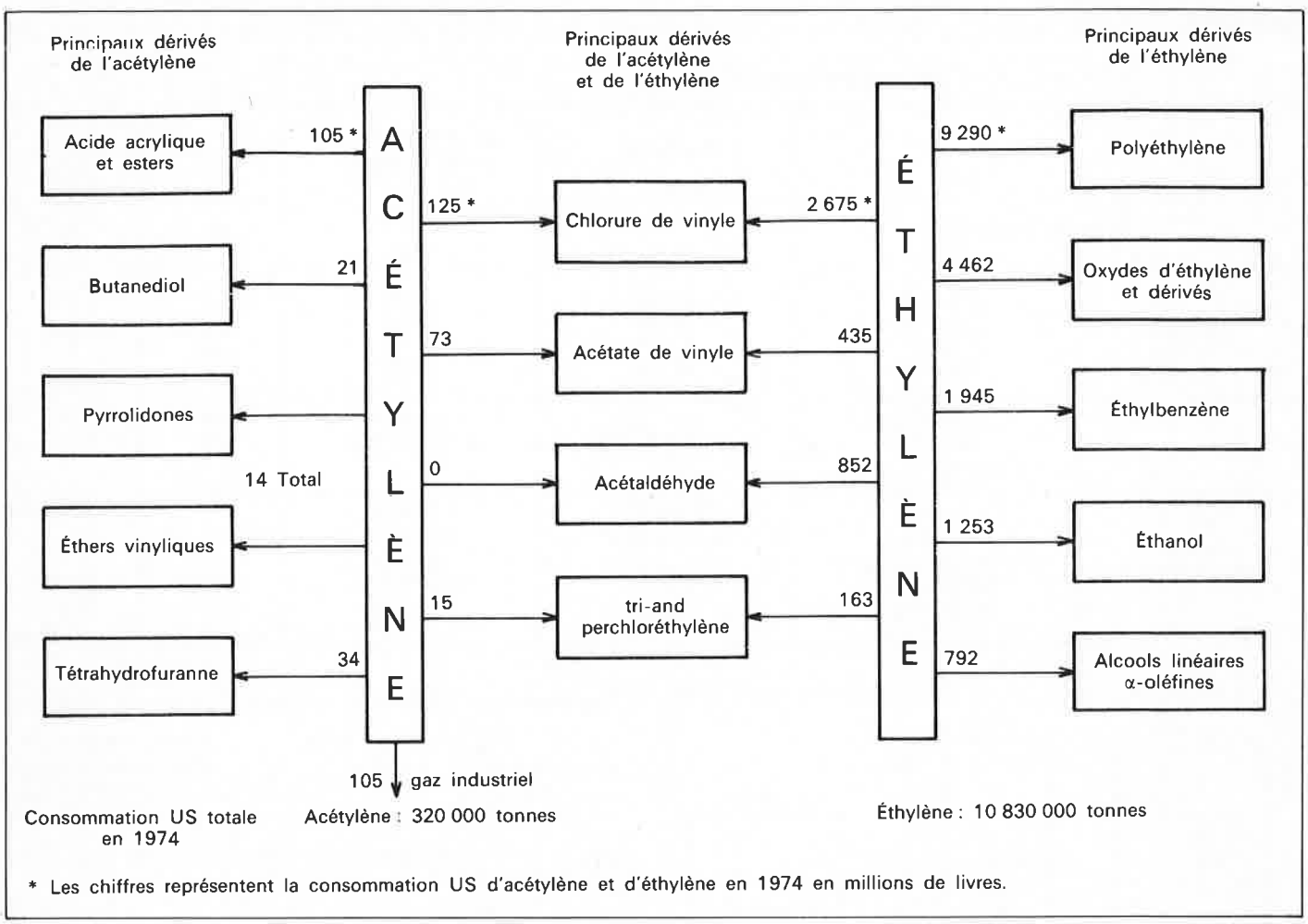

Figure 3. Principaux dérivés de l'acétylène et de l'éthylène.

dans le domaine de température compris entre 1 300 et 2 500 K. Par conséquent, la mise en œuvre de cette transformation chimique exigera soit des procédés thermiques à haute température, soit des procédés à l'arc.

3. Procédés à l'arc

Les grands procédés industriels de synthèse à l'arc ont été réalisés entre 1960 et 1970. Il s'agit des procédés Huels, Du Pont, AVCO, Hoechst, Westinghouse et Foster Wheeler (9, 12, 24, 38, 42).
Nous nous proposons, dans cet exposé, d'en faire une présentation technique puis économique.

A. Étude technique des principaux procédés (figures 4 et 5)

• Le procédé Huels II (24, 25) emploie un arc à courant continu entre électrode non consommable, le fluide plasmagène est l'hydrogène et l'injection de l'hydrocarbure s'effectue par une chambre type « vortex » avec une injection tangentielle. Afin d'améliorer le mélangeage plasma + hydrocarbure, la trempe est effectuée par injection d'hydrocarbures qui se pyrolisent en acétylène, elle est complétée par une injection d'eau.

• Le procédé Hoechst emploie un arc alternatif triphasé à électrode de graphite en atmosphère d'hydrogène. Le mélangeage et la trempe sont basés sur des principes identiques au cas précédent.

• Le procédé Du Pont de Nemours (26) emploie un arc à courant continu entre une anode de cuivre et une cathode consommable en graphite. Il travaille dans l'hydrogène à 0,5 atm et le mélangeage hydrocarbure-plasma est réalisé par un champ magnétique provoquant une rotation du plasma à raison de 7 000 tours/s la température du réacteur atteint 2 300 K, la trempe est réalisée par injection d'eau.

• Le procédé AVCO (27, 42) consiste à utiliser un arc à courant continu et a pour objectif la transformation de la houille en acétylène. Ce procédé présente comme originalité une double zone d'injection du fluide plasmagène (hydrogène), l'alimentation servant d'introduction de la poudre de charbon dans l'arc. Le mélangeage est réalisé par la rotation de l'arc dans un champ magnétique. La trempe est assurée soit par injection de gaz ou de charbon en poudre. Toutefois, les dépôts de particules de carbone exigent un cycle périodique de nettoyage à la vapeur. Une diminution de ces dépôts peut également être obtenue par injection d'azote dans le plasma, une partie du carbone libre est alors transformée en acide cyanhydrique.
Le procédé complet est représenté par le tableau 2. Les particules de charbon non traitées étant récupérées dans un cyclone avant recyclage. Il faut souligner que ce procédé fonctionne à pression réduite.

Un bilan complet de ces procédés permet une comparaison de leurs performances respectives. Il indique, en particulier, l'amélioration du rendement énergétique des réacteurs par l'emploi du champ magnétique pour le mélangeage plasma-hydrocarbure, il souligne l'importance de l'hydrogène lors de la formation de l'acétylène. Outre son haut pouvoir calorifique et sa grande conductibilité thermique, l'hydrogène évite les dépôts de carbone lors de la trempe. Le procédé Westinghouse (28) utilise un arc alternatif triphasé permettant, grâce à la rotation magnétique de l'arc, un bon mélangeage entre les hydrocarbures et le plasma. Ce

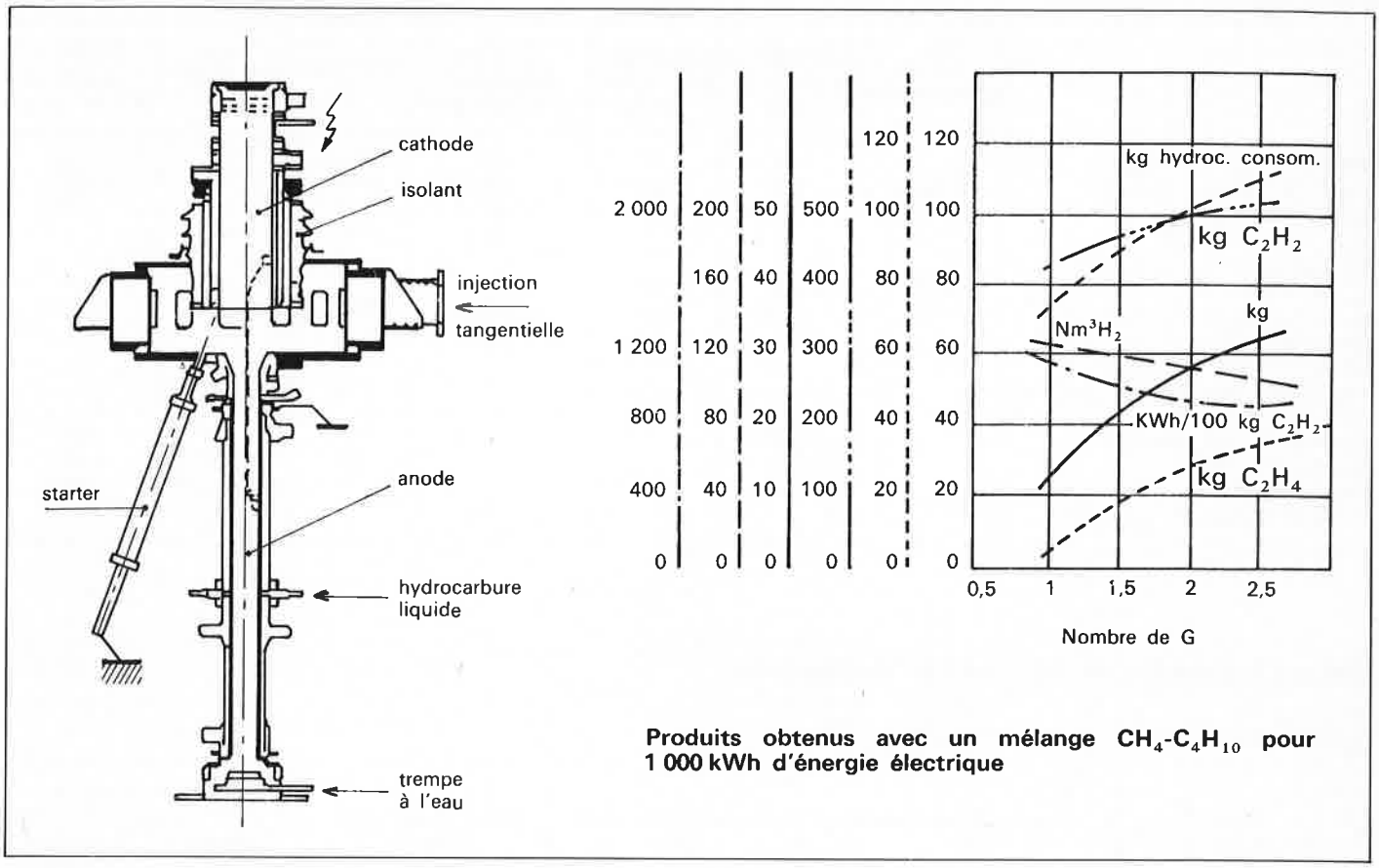

Figure 4. Procédé Huels I.

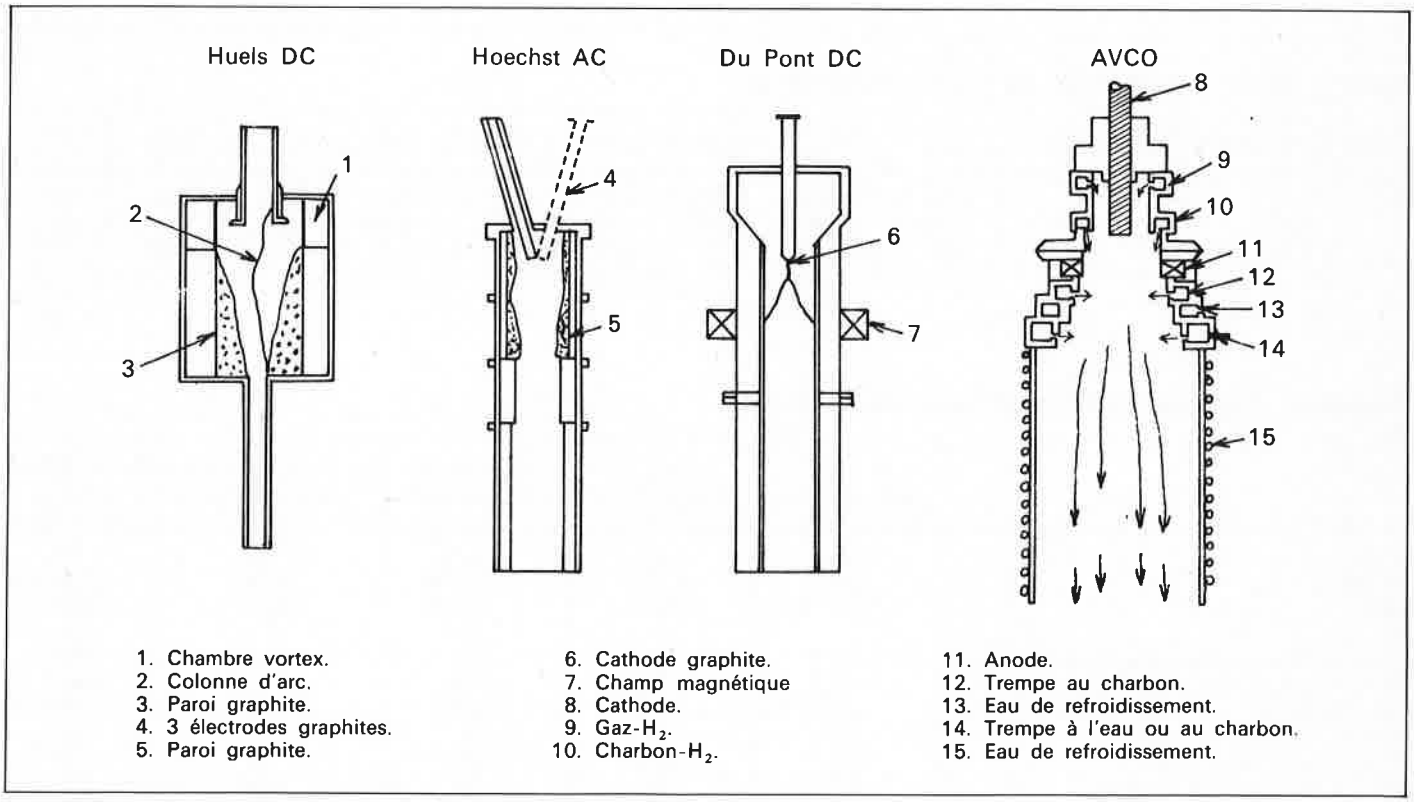

Figure 5. Schémas de réacteurs à plasma (source AVCO).

Tableau 2.

	Anode consommable	Sans champ magnétique AHR	Avec champ magnétique RAR	Rotation magnétique et tangentielle	Prototype R^4	Unité de 1 MW projet	Unité industrielle 10 MW projet
Débit d'hydrogène (SCFM)				24	15-40	500	3 000
Débit de charbon (g/min)	200	200	430	650	225-900	6 250	75 000
Fixation du carbone (%)	5-12	16	18	35	35	35	
C_2H_2 mol. conc. (%)	3-4	8	8	10	15	15	
Consommation énergétique (kWh/lb C_2H_2)	30-15	6,8	6,5	4	4	4	4
Puissance continue (MW)	0,04	0,03	0,08	0,08-0,1	0,05-0,18	1	10
Diamètre de l'anode (in.)				1,12	2,5	7	
Diamètre de la cathode (in.)						0,75	
Rendement (enthalpie du gaz/puissance élec. fournie)		75					
Pression du gaz (mmHg)		100-150					380
Courant (ampères)		610			560	2 000-500	1 250
Voltage (volts)		131				(500) 2 000	8 000
Taille de l'unité (lb C_2H_2/an)							20×10^6

Tableau 3. Données sur les essais de Westinghouse.

Section 1. Caractéristiques de fonctionnement du générateur.

Type de générateur	Temps d'échantillonnage (s)	Puissance de l'arc (kW)	Débit de méthane (lbs/s)	Générateur à plasma	
				Rendement (%)	Enthalpie (Btu/lb)
1-11	102	1 097	0,193	84,8	4 560
1-31	67	2 675	0,467	73,3	3 996
1-30	120	2 420	0,453	77,2	3 900

Section 2. Analyse spectrométrique des produits obtenus (en %).

Type de générateur	Temps en s	CH_4	H_2	C_2H_2	C_2H_4	C_2H_6	C_3H_4	C_3H_3	C_4H_2	C_6H_6
1-11	102	27,42	57,17	12,73	0,88	0,72	0,16	0,11	0,51	0,07
1-31	67	17,60	58,00	13,00	0,50	0,05	0,20	0,01	0,50	0,08
1-30	120	28,9	56,3	13,00	0,70	0,05	0,30	0,02	0,60	0,10

Tableau 4. Performances des différents réacteurs.

	Huels I (hydrocarbure)	Huels II (hydrocarbure)	Hoechst AC (hydrocarbure)	Du Pont de Nemours (hydrocarbure)	Projet AVCO charbon
Volts	7 100	7 100	1 400	3 500	8 000
Ampères	1 200	4 200	$3 \times 4\,200$	3 100	1 250
MW	8,5	8,5	10,0	10,8	10,0
Pression	1	1	1	0,5	0,5
Flux de l'hydrocarbure à travers l'arc (kg/h)	1 410	0	0	1 900	3 600
Flux d'hydrocarbure dans le jet (kg/h)	1 000	3 200	2 000	0	900
Flux de H_2 recyclé (SFCN/mn)	2 150	1 400	1 470	3 200	3 000
Flux de H_2 recyclé (m^3/mn)	60	39	41	90	84
C_2H_2 produit (kg/h)	850	850	1 000	1 240	1 360
Énergie consommée (kWh/kg)	10	10	10	6,4	8,8
Rendement chimique	35 %	26 %	50 %	65 %	30 %
C_2H_2 concentration (mole %)	15,9	15	14,5	18	15,5
C_2H_4 concentration (mole %)	7,1	6,4	6,5	3,00	

dispositif a été expérimenté avec des alimentations de méthane, propane ou butane. La trempe est réalisée par injection de butane (tableau 3).

B. Comparaison entre les différents procédés (12, 38)

La comparaison technique des rendements chimiques et énergétiques des différents types de procédés au plasma (tableau 4) permet de tirer plusieurs conclusions sur les différentes étapes de la mise en œuvre.
L'étape de mélangeage gaz plasmagène-hydrocarbure est une étape importante quant aux résultats finaux obtenus.
Ainsi, la différence entre le pilote Huels I et II réside dans l'injection et le mélangeage des gaz. L'injection à travers l'arc pose le problème de la durée de vie des électrodes, en revanche l'injection dans une chambre type Vortex se traduit par une baisse de rendement chimique malgré une énergie totale consommée qui reste inchangée.
Le meilleur résultat de rendement chimique et énergétique est obtenu avec le procédé Du Pont de Nemours dont l'originalité consiste à effectuer un mélangeage par rotation de l'arc dans un champ magnétique; le contact plasma-hydrocarbure est amélioré et les rendements également.
Ce type de mélangeage a d'ailleurs été repris dans les procédés AVCO, Westinghouse et Hoechst.
Le travail du réacteur plasma à pression réduite (0,5 atm) a été retenu pour les procédés AVCO et Du Pont. Ce choix semble améliorer le processus de dégradation des molécules lourdes sans perturber le transfert thermique.

Dans tous ces procédés, le réacteur de trempe a fait l'objet de nombreuses recherches pour définir les meilleures conditions opératoires. En effet, la vitesse de trempe et la nature du mélange employé interviennent de deux façons; une variation même faible de la vitesse de trempe, entre 10^5 et 10^6 K/s, se traduit par une baisse d'acétylène de l'ordre de 50 %. En plus, l'énergie disponible dans le flux gazeux sortant aux environs de 2 000 K est considérable. Dans ces conditions, une trempe par un hydrocarbure léger permet de récupérer une partie de l'énergie disponible par formation d'éthylène, d'acétylène et d'hydrocarbures divers. En revanche, la trempe à l'eau provoque une combustion partielle de l'acétylène, la trempe à la paroi favorise les dépôts de noir de carbone, et la trempe par un lit fluidisé de charbon est favorable du point de vue de la vitesse mais l'énergie est perdue sans récupération de sous-produit.

Ainsi, la mise en oeuvre d'un procédé plasma exige : le choix de la source à plasma, la réalisation d'un dispositif de mélangeage efficace, le calcul du réacteur de pyrolyse et de trempe.

4. Étude économique (12, 27, 31, 38, 42)

Il convient, en préambule, d'indiquer que ces chiffres n'ont qu'une valeur comparative (tableau 5 et figure 6). En effet, le coût des matières premières, de la main-d'œuvre, de l'électricité, de la vapeur dépendent d'un grand nombre de facteurs, de sorte que les

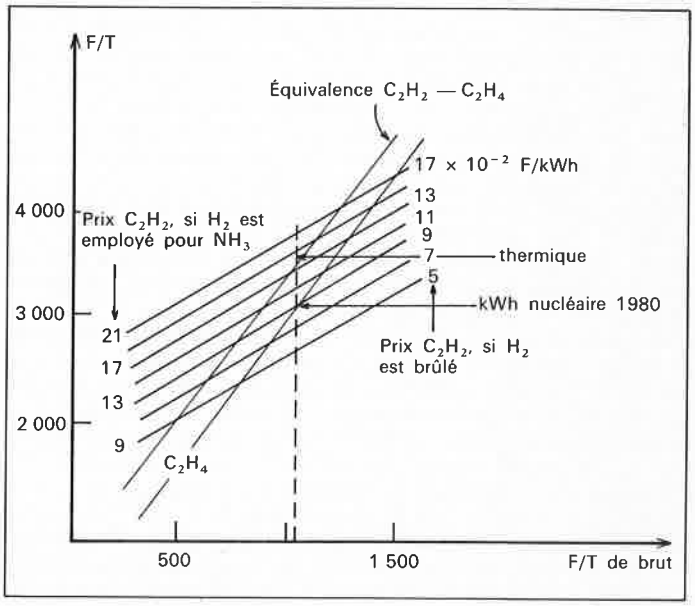

Figure 6. Prix de l'acétylène et de l'éthylène en fonction du prix du pétrole brut (IFP).

Tableau 5. Données économiques.

	Processus AVCO au charbon pour une production de 136 000 tonnes/an C_2H_2 avec jet de gaz recyclé qu'on trempe. On obtient des sous-produits : noir de carbone, HCN	Processus qui utilise l'oxydation partielle de CH_4 pour une production de 136 000 tonnes/an	Processus qui utilise l'oxydation partielle de naphta. Production de 136 000 tonnes/an	Décomposition thermique des hydrocarbures dans un four type Wulff	Processus AVCO au charbon; le jet des gaz recyclés est trempé par le naphta. Le C_2H_4 produit est recyclé
Investissement	53.10^6 $	40.10^6 $	32.10^6 $	48.10^6 $	64.10^6 $
Matériau traité	Charbon	Méthane	Naphta	Naphta	Charbon
Dépenses préalables globales	3,42	2,64	2,31	3,38	3,51
Matières premières et matières annexes	1,11	9,00	4,42	6,26	2,4
Utilités	4,42	0,09	0,41	1,18	3,54
Vente, recherche, intérêt du capital de roulement	1,21	1,20	0,81	1,20	1,71
Coût de l'acétylène de récupération					2,13
Bilan	10,16	12,93	7,95	12,02	13,29
Valeur des sous-produits	3,82	3,69		3,70	9,00
Coût net de production	6,34	9,24	7,95	8,32	4,29
Intérêt sur les investissements du capital	1,21	0,91	0,73	1,09	1,48
Coût net de production	7,55 c/lb	10,15 c/lb	8,68 c/lb	9,41 c/lb	5,76 c/lb

valeurs indiquées permettent essentiellement de souligner l'intérêt du procédé AVCO au charbon. Il indique donc une voie d'étude et de réalisation possible si l'on envisage, en particulier, la récupération des lourds sortant de vapocraquage ou les résidus de distillation de la houille ou du pétrole. Le choix de la matière première, son coût et le coût de l'énergie sont évidemment les critères détèrminants quant aux possibilités de développement de ces procédés. Toutefois, ils présentent comme avantages essentiels, par rapport aux procédés thermiques, de craquer les produits les plus lourds sans passer par la voie oxydation partielle. En outre, leur mise en route très rapide leur permet de fonctionner comme unité de stockage d'énergie sous forme chimique.

Conclusion

Les procédés de synthèse de l'acétylène à partir des hydrocarbures ont été parmi les premiers procédés plasma industrialisés (Huels, Du Pont). Malheureusement, à partir des années 1960, le bas prix du pétrole brut a permis le développement considérable de la production d'éthylène et le remplacement progressif de l'acétylène dans de nombreux processus chimiques. Ceci a entraîné la fermeture des grands fours à carbure et du four à plasma de la Du Pont en 1968. Cependant, du fait de la modification de la conjoncture économique et de la recherche de nouvelles énergies, une distinction très nette entre matières premières à usage énergétique et à usage chimique est-elle en train d'apparaître permettant de reposer le problème de la dualité acétylène-éthylène. Par exemple, la production de chlorure de vinyle est plus chère à partir de l'éthylène (jusqu'à présent meilleur marché de l'acétylène), aussi, dans la conjoncture énergétique actuelle, la mise en place de nouveaux procédés permettant de produire l'acétylène moins cher ouvre-t-elle de nouveaux marchés. Ceci donne une nouvelle actualité aux procédés plasma, notamment à ceux permettant la production de l'acétylène à partir du charbon tel que le procédé AVCO ou le procédé expérimenté au MIT pour la production de carbure de calcium, d'autant qu'il est possible de récupérer l'hydrogène nécessaire directement dans le charbon. Enfin, depuis les premiers travaux sur la production de l'acétylène par plasma les connaissances théoriques et technologiques ont largement progressé, notamment au niveau de la trempe et du fonctionnement des arcs, jusqu'à des puissances de 10 à 15 MW. Le choix d'un procédé dépendra aussi d'une étude soignée du coût des différents postes : matière première, énergie électrique, investissement, prix du produit obtenu, toutes quantités qui peuvent varier avec le temps et le pays concerné.

Bibliographie

(1) Introduction à la Journée recherche fondamentale énergie, *Le courrier du CNRS*, juin 1975.
(2) The application of plasmas to chemical processing par F. Baddour et R. S. Timmins, Pergamon Press, Oxford-London 1967.
(3) Les hautes températures et leurs utilisations en physique et en chimie, C. Chaudron et F. Trombe, Tome 1, p. 113 à 179.
(4) The Application of plasmas to Chemical Processing, B. Bronfin MIT, Cambridge 1967.
(5) Plasma Chemistry in electrical discharges, Mc Taggart, F. K. Elsevier London 1967.
(6) R. Dumon, *Inf. Chimie*, 1975 (janvier), **140,** 69.
(7) Peter H. Spitz, *Inf. Chimie*, 1977 (Mars), **164,** 101.
(8) *Chimie actualité*, 1974, 30 (janvier), **1523,** 19.
(9) Miller S. A., Acetylene and ethylene processes conferences report, *Chem. and Proc. Eng.*, 1968, **49** (5A), 101.
(10) B. Leprince, *Génie Chimique*, 1963, **89,** n° 5, 139.
(11) K. Feldmann, *Chemie Ing. Tech.*, 1969, **41,** n° 4, 199.
(12) Survey of electric technologies. Acetylene production by electric means, April 1976, Rapport privé.
(13) R. E. Duff, S. H. Bauer, *J. Chem. Phys.*, 1962, **36,** 1754.
(14) J. Amouroux, Thèse Doctorat ès-sciences, Paris 24 mars 1971.
(15) Kirk-Othmer, Encyclopedia of Chemical Technology, 2e ed. 1963.
(16) P. J. Leroux, P. M. Mathieu, *Chem. Eng. Progress*, 1961, **57,** n° 11, 54.
(17) BASF, Acetylene from oil process, *Eur. Chem. News.* (Aug.), 1973, **3,** 26.
(18) Progrès récents dans la production d'éthylène, *Inf. Chimie* 1973, **123** (août), 7.
(19) D. Kund et Co, *Kagaku Kokagu*, 1974, **38** (1), 68.
(20) G. Strauss, The future of calcium carbide and acetylene, *Chem. Ing. Techn.*, 1974, **46,** 4, 132.
(21) Carbide and acetylene, *Chem. Eng.*, 1950, **57,** 61, 129.
(22) H. Dalton, W. Henry, *Ann. Physik*, 1797-1799, **2,** 194.
(23) M. Berthelot, *Ann. Chem. Phys.*, 1899 **6,** 32; *C.R. Acad. Sci.*, 1868, **67,** 233.
(24) Gladish, *Chemie Ingenieur Technik*, 1969, **41,** 204.
(25) Gladish, *Hydrocarbon processing*, 1962, **41,** n° 6.
(26) Du Pont, Arc acetylene process par R. A. Schulze, *Chemistry and Industry*, 1968 (novembre), **9,** 1539.
(27) J. A. Babcock, Design engineering of an arc acetylene plant, *Chem. Eng. Process*, 1975, **71,** 3, 90.
(28) M. G. Fey, F. J. Harvey, The role of plasma heating devices in the electric energy economy. Conference American Chem. Soc. 1974, 9-12 septembre
(29) High energy arcs used to make hydrocarbons, *Chemical and Engeneering News*, 1973 (23 avril), p. 36.
(30) R. J. Parsons, *Journal of Institute of fuel*, 1970 (décembre), p. 524.
(31) F. B. Vurzel, L. S. Polak, *Ind. Eng. Chem.*, 1970, **6, vol. 62,** 11.
(32) D. A. Maniero, P. P. Kienast, C. Hirayama, *Westinghouse Eng.*, 1964, **26,** n° 3, 65.
(33) L. S. Polak, *Chem. Ind.* (URSS), 1968 (4), p. 276; 1969 (5), p. 321.
(34) G. I. Kozlov, G. N. Khnudiakov, Yu. W. Kobozev, *Gas Industry* (URSS), 1867, 1.
(35) J. Ibberson, M. W. Thring, *Ind. Chem. International*, 1969, **61,** 11, 49.
(36) C. S. Stockes, *Adv. In Chemistry*, 1969, **60,** 390.
(37) P. Fauchais, E. Bourdin, La chimie des plasmas et ses débouchés à court terme. Congrès national des plasmas, Soc. Française de Physique, CNRS Paris, 6-10 décembre 1976.
(38) J. Amouroux, *Rev. de physique appliquée*, 1977, **12,** 1149.
(39) J. Amouroux, J. Talbot, *Ann. Chim.*, 1968, **3,** 232; 1969, **4,** 35; 1971, **6,** 435.
(40) J. E. Anderson, I. K. Case, *Ind. Eng. Chem. Process Design. Develop.*, 1961, **1, 3,** 161.
(41) R. F. Baddour, J. Blanchet, *Ind. Eng. Chem. Design. Develop.*, 1962, **1, 3,** 169; 1964, **3, 3,** 259.
(42) ARC-Coal Process Development, Final report May 1966, April 1972 AVCO Corp. Syst. Div. Lowell Massachusetts, USA 01851.
(43) Sh. Gorni, *Petrol. Refiner*, 1964, **43,** 11.
(44) M. S. Khan, B. L. Cryns, *Ind. Chem. International*, 1970, **62, 10,** 55.
(45) J. A. Babcock, Design engineering of an arc acetylene plant, Chem. Engineering, Progress, March 1975, p. 90.
(46) M. Kawana, Manufacture of acetylene from hydrocarbons by plasmas jet., *Chem. Economy and Engineering Review*, 1972, **4,** 1. Arc acetylene process, *Hydrocarbon Processing*, 1975 (June), p. 133.
(47) M. Blavier et G. Lefebure, Avenir de l'acétylène, *Revue de l'Institut Français du Pétrole*, (janv.-fév. 1976), Vol. XXXI, n° 1, p. 149.
(48) P. Fauchais, E. Bourdin, J. Amouroux, *L'actualité chimique*, 1978, 9 (novembre), p. 36.