

G. NATTA e M. STRADA

Sulla gasificazione con ossigeno dei carboni a bassa temperatura

.....

Estratto dal "Giornale di Chimica Industriale ed Applicata,"
Anno XIV - FEBBRAIO 1932-X - pag. 76

MILANO
VIA S. PAOLO, 10

Sulla gasificazione con ossigeno dei carboni a bassa temperatura^(*)

La gasificazione industriale dei carboni mediante l'impiego di ossigeno invece che di aria è un problema che si è già affacciato da molti anni ossia da quando i processi di liquefazione dell'aria hanno reso più accessibile il costo dell'ossigeno. Malgrado i vantaggi previsti dalla possibile totale gasificazione del carbone in una sola fase, in gasogeni a marcia continua, con produzione di gas relativamente ricchi, i primi sporadici tentativi di applicazioni industriali hanno trovato sino a qualche anno fa difficoltà pratiche notevoli che non hanno consentito che questo processo allora potesse affermarsi.

Oltre che i motivi economici che si opponevano, causati dalle notevoli spese, soprattutto d'impianto, che richiede la produzione industriale dell'ossigeno, si presentava l'incognita della resistenza dei materiali alle alte temperature raggiungibili in una combustione in atmosfera ricca di ossigeno ed il problema della eliminazione delle ceneri. Infatti i primi tentativi americani, quello di Toronto nel Canada e quello maggiore della Gas Light Company in Worcester (Mass.) (1) che doveva produrre 32.000 mc/giorno

(*) Comunicazione presentata nella seduta del 25 novembre 1931-X alla Sezione Lombarda della Associazione Italiana di Chimica.

(1) J. Gwosdz, «Kohlenwassergas», pag. 156, Halle (Saale) 1930.

di gas, pare abbiano incontrato notevoli difficoltà che non hanno permesso una marcia regolare degli impianti. Forse ha anche contribuito a questi insuccessi la mancanza, almeno da quanto si rileva dalla letteratura, di uno studio sufficiente sia dal lato termochimico e termodinamico degli equilibri in questo processo di gasificazione, sia la mancanza di esperienze dirette, sia pure di laboratorio.

Solo nell'ultimo quinquennio il problema viene ripreso con maggiore attenzione e, come risulta sia dalla letteratura tecnica che da quella dei brevetti, pare avviato verso soluzioni tecnicamente soddisfacenti. I recenti impianti industriali a Borsigwalde presso Berlino per la gasificazione di carboni bituminosi, quello in Italia della Soc. Metanolo al Coghinas (Sardegna), per la gasificazione di carbone coke o di carbone di legna, e quello di Terni, hanno pochi anni di vita, ma la massima parte dei risultati ottenuti appaiono talmente soddisfacenti da far prevedere che la gasificazione con ossigeno possa avere in località favorevoli più larghe ed importanti applicazioni.

La massima parte degli studiosi e dei tecnici si è rivolta nei primi tempi alla gasificazione di carboni bituminosi per la produzione di gas da usarsi come combustibile, solo pochi hanno rilevato la grande importanza che questo metodo di gasificazione può assumere per la produzione di idrogeno per scopi chimici gasificando carboni poveri od esenti da materie volatili.

Sebbene la gasificazione totale di carboni bituminosi richieda per mc. di gas prodotto un fabbisogno di ossigeno minore di quanto richieda il coke o l'antracite, nella gasificazione dei primi si hanno gas contenenti idrocarburi ed azoto in maggior quantità e quindi meno facilmente applicabili per quegli scopi chimici che richiedono idrogeno o miscele di ossido di carbonio ed idrogeno esenti da gas inerti.

Per queste ragioni noi abbiamo studiato prevalentemente la gasificazione di carboni poveri di materie volatili e ci siamo rivolti verso il campo delle temperature più basse, volendo ottenere gas ricchi di idrogeno per la produzione sintetica di alcoli.

Precedenti ricerche nel campo della gasificazione con ossigeno.

Le prime esperienze di gasificazione del carbone con ossigeno risalgono già al 1899 (2) avendo HEMPEL preconizzato per tale scopo l'uso dell'ossigeno ottenuto per liquefazione dell'aria. Tali esperienze non hanno interesse pratico perchè esaminano la gasificazione con ossigeno senza vapore e non corrispondono nemmeno a condizioni di equilibrio chimico.

Non ci soffermiamo a descrivere il primo brevetto sull'argomento di HAENNIG e BEHA del 1917 (3) perchè, pur trattando della gasificazione in una unica fase con vapore, descrive risultati non praticamente realizzabili. Infatti secondo tale brevetto si dovrebbe ottenere direttamente, operando a 1000° ed eliminando solo l'anidride carbonica, un gas contenente il 95 % di idrogeno, percentuale non raggiungibile date le elevate percentuali di ossido di carbonio che si formano nella reazione a tale temperatura.

Si sono interessati anche della gasificazione con ossigeno allo scopo di ottenere una gasificazione completa del carbone con produzione di gas ricchi in Inghilterra ed in America N. J. HODSMAN e J. W. COBB (4), E. A. W. JEFFERIES (5) e L. J. WILLIEN (6). JEFFERIES per gasificazione completa di un carbone contenente il 34 % di materie volatili afferma di ottenere un gas unico con un potere calorifico di 3400 calorie con rendimento elevatissimo di gasificazione del 95 %.

Nel 1921 è stato anche chiesto un brevetto dallo svedese F. C. LILJENROTH (7) che preconizzava l'uso dell'ossigeno sottoprodotto nella produzione elettrolitica dell'idrogeno allo scopo di produrre del gas d'acqua da convertirsi in idrogeno per reazione catalitica con vapore acqueo.

(2) HEMPEL, *Chem. Ind.* 22, 1 (1889).

(3) J. E. HAENNIG e P. E. BEHA, *Brev. Franc.* 484973 (31-5-1917) - 4-9-1917.

(4) I. W. COBB, *Gas. J.* 640 (1920).

(5) E. A. JEFFERIES, (Gas Making with cheap oxygen) New England Association of Gas Engineers (1921).

(6) L. J. WILLIEN, *Am. Gas. Ass. Monthly* 565 (1923).

(7) F. G. LILJENROTH, *Brev. Ingl.* 189730 e *D. R. P.* 439937.

Solo dopo il 1926 il problema della gasificazione con ossigeno viene ripreso quasi contemporaneamente sia in Europa che in America da tecnici e da studiosi con scopi e metodi diversi. Nella conferenza sui combustibili di Pittsburg del 1926 si prevede l'impiego dell'ossigeno sottoprodotto di altre lavorazioni chimiche e non ancora utilizzato per produrre gas combustibili ed idrogeno. Pure nel 1926 gli americani VANDEVEER e PAAR (8) hanno pubblicato le loro ricerche di carattere semi-industriale sulla gasificazione del coke e del semicoke sia con ossigeno solo, sia con miscele di questo con vapore. Le piccole dimensioni del loro gasogeno e la forma, che riteniamo inadatta, a sezione crescente verso il basso, la marcia troppo lenta e gli alti disperdimenti fanno sì che le determinazioni sono poco concordanti e i risultati corrispondono per lo più a bassissimi rendimenti termici di gasificazione (per prove fatte in condizioni simili risultano, dai dati comunicati da W. e P., rendimenti di gasificazione, calcolati come rapporto tra il potere calorifico del gas ottenuto e quello del carbone impiegato, varianti tra il 60 ed il 90 %). I risultati comunicati vengono perciò a possedere scarso interesse pratico.

Quasi contemporaneamente il dott. CERASOLI (9) di Roma pubblica nel *Gas und Wasserfach* un lavoro degno di nota, ma puramente teorico, sulla gasificazione dei carboni con ossigeno. Il CERASOLI non comunica dati sperimentali.

La composizione dei gas è dedotta supponendo che nella zona di reazione le concentrazioni dei componenti del gas generato corrispondano all'equilibrio chimico tra i componenti del gas stesso tra di loro e col carbone alla temperatura considerata. E' però ben noto come non sia possibile, soprattutto a temperature basse, raggiungere in un gasogeno industriale le condizioni teoriche di equilibrio e nemmeno avvicinarvisi notevolmente, perciò dei dati previsti dal CERASOLI sono solo attendibili quelli corrispondenti ad alte temperature di reazione, mentre quelli determi-

(8) VANDEVEER e PAAR, *Ind. Eng. Chem.*, 17, 1123 (1925).

(9) T. CERASOLI, *Gas Wasserfach.*, 70, (508).

nati a temperature inferiori a 910° si scostano notevolmente dalla realtà. Risultano infatti troppo basse, come vedremo in seguito, le concentrazioni in vapore.

Pubblicazioni di carattere generale e riassuntivo sono state fatte da J. GWOSDZ (10) e dall'ungherese Z. VON GALOCSY (11), che prevede l'impiego della gasificazione con ossigeno come particolarmente conveniente, portando ad una migliore e più completa utilizzazione del combustibile, per i paesi come l'Ungheria, che sono poveri di combustibili fossili nazionali. Sul recente volume di J. Gwosdz «Kohlenwassergas» in un intero capitolo viene trattata la gasificazione con ossigeno (12). Il Gwosdz esprime il parere che da molti e soprattutto in America il problema della gasificazione con ossigeno sia stato affrontato con troppo ottimismo, e si interessa soprattutto dell'impianto di gasificazione con ossigeno di carboni bituminosi costruito da DRAWE per la Gaswerk Tegel di Berlino. Il processo usato da DRAWE (13) tende già verso il campo delle temperature non molto alte evitando la fusione delle ceneri ed impiegando un eccesso di vapore maggiore di quanto CERASOLI prevede, pur impiegando un carbone bituminoso che ha molta maggiore reattività del coke.

Lo scopo dell'impianto di DRAWE è la produzione di gas da usarsi come gas illuminante. Effettua nel suo gasogeno una parziale distillazione del carbone, un ricupero del catrame ed ottiene (partendo da un carbone contenente 47,8 % di materia volatile avente un potere calorifico di 4812 calorie) un gas avente un potere calorifico superiore di 2983 cal. contenente il 32,9 % di CO, il 42,8 % di idrogeno ed il 6,6 % di azoto. La produzione si limita ad un consumo di carbone di 200 kg. per mq. di sezione del gasogeno e corrisponde ad un consumo di circa 0,2 mc. di os-

(10) J. GWOSDZ, *Feuerungstechnik*, 16, 241 (1928).

(11) Z. v. GALOCSY, *Vergasung mit Sauerstoff*. (II conferenza mondiale dell'energia, 1930).

(12) J. GWOSDZ, *op. cit.*, 154-167.

(13) R. DRAWE, *Gas Wasserfach*, 69, 1013 (1926), 70, 904 (1927); *Erdöl u. Teer*, 3, 615; *Braunkohle*, 26, 573 (1927); *Brev. Franc* 622305, 30-9-1926.

sigeno e di 0,5 mc. di vapore per mc. di gas prodotto.

Riguardano invece la produzione di gas per scopi chimici i brevetti CASALE (1927) (14), NATTA (1928) (15), S.I.R.I. (1928) (16). Tutti questi brevetti, pur basandosi su procedimenti tra loro interamente diversi, impiegano ossigeno e tendono alla produzione di gas da usarsi in sintesi chimiche a pressione elevata, costituiti prevalentemente da ossido di carbonio o da miscele di idrogeno ed ossido di carbonio da convertirsi eventualmente in solo idrogeno per reazione catalitica con vapore.

Dato il loro impiego in processi catalitici comprendenti cicli chiusi di circolazione dei gas a pressione elevata risulta di massima importanza la purezza dei gas ottenuti e l'assenza di gas inerti o nocivi agli scopi delle sintesi, quali sono il metano ed altri idrocarburi gassosi e l'azoto se i gas devono venir impiegati per la produzione di alcoli sintetici.

Il brevetto CASALE del 1927 tratta della produzione di ossido di carbonio per reazione di miscele di anidride carbonica ed ossigeno su carbone a temperature elevate. L'esotermicità della formazione del CO per combustione del carbone con ossigeno viene compensata dalla endotermicità della reazione di riduzione del CO₂ con carbone ad ossido di carbonio. Quest'ultimo verrebbe poi trasformato in idrogeno coi soliti processi di conversione.

Il brevetto S.I.R.I. del 1928 tratta della gasificazione di carboni bituminosi in un gasogeno nel quale si distinguono una zona superiore di distillazione ed una inferiore di gasificazione, nella quale vengono a reagire con ossigeno, sia i gas di distillazione che vi vengono convogliati, sia il coke proveniente dalla zona superiore. Lo scopo di questo dispositivo è l'ottenimento di miscele di ossido di carbonio ed idrogeno da usarsi nella sintesi dell'alcool metilico. La temperatura della zona di reazione del gasogeno è elevatissima e le ceneri dovrebbero venir fuse e trascinate dal gas come polvere. I gas ottenuti, che do-

(14) M. CASALE SACCHI, *Brev. Franc.* 635948 (14-6-1927); *E. P.* 297135 (13-9-1928).

(15) G. NATTA, *Brev. Ital.* 357459 (11-1-1928); *E. P.* 350918.

(16) S.I.R.I., *Brev. Ital.* 267097 (29-2-1928), 274832 (5-11-1928).

vrebbero risultare esenti di idrocarburi, devono contenere data l'alta temperatura del gasogeno molto ossido di carbonio ed è da prevedersi che debbano subire una parziale conversione od un arricchimento in idrogeno per il loro impiego per la sintesi dell'alcool metilico. Ci risulterebbe che tale brevetto sia stato applicato dalla S.I.R.I. a Terni, ma non sono stati comunicati dati sul suo funzionamento.

Secondo il brevetto di uno di noi (G. NATTA) (15), si opererebbe invece a temperature bassissime gasificando carboni poveri di materie volatili con eccesso di vapore in modo da ottenere direttamente miscele gaseose contenenti anidride carbonica, idrogeno ed ossido di carbonio, questi ultimi in rapporti superiori a 2. Tali miscele liberate dall'anidride carbonica possono direttamente, senza ricorrere ad una ulteriore conversione catalitica con vapore, venire impiegate per la sintesi catalitica dell'alcool metilico e di altri alcoli.

Nel 1928 appare pure un brevetto della METALLGESELLSCHAFT A. G. (17) che si orienta verso le basse temperature nella gasificazione di carboni bituminosi con miscele di ossigeno e vapore con forte eccesso di quest'ultimo, in modo da ottenere, dopo eliminazione dell'anidride carbonica, un gas ricco di idrogeno e relativamente povero in ossido di carbonio, contenente degli idrocarburi provenienti dalla contemporanea distillazione delle materie volatili del carbone. Tale gas ad elevato potere calorifico dovrebbe essere usato come gas illuminante.

La gasificazione a bassa temperatura per la produzione di gas ricchi in idrogeno.

La possibilità di utilizzare l'ossigeno sottoprodotto di alcune lavorazioni industriali (produzione elettrolitica dell'idrogeno, produzione di azoto per distillazione dell'aria) rende i processi di gasificazione con ossigeno particolarmente interessanti in Italia, ove esistono ancora in alcune località disponibilità di ossigeno inutilizzato e dove l'elevato prezzo del carbone favorisce quei processi che ne consentono la migliore

(17) METALLGESELLSCHAFT, E. P. 304760 (24-12-1928).

e più completa utilizzazione. Mentre per la produzione di idrogeno per scopi chimici nelle nazioni ricche di carbone si usano in pratica esclusivamente i processi di conversione del gas d'acqua, in Italia invece sono ancora preferiti i processi elettrolitici, malgrado le notevoli spese di impianto, perchè nella produzione ordinaria del gas d'acqua occorre per ogni mc. di gas d'acqua prodotto (convertibile in circa 0,9 mc. di idrogeno) un consumo di kg. 0,65-0,75 di carbone dovendosi contemporaneamente produrre 2-3 mc. di gas d'aria a basso potere calorifico che possono venir utilizzati solo per scopi termici.

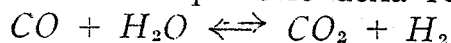
Gassificando invece il carbone con ossigeno si può ottenere, come vedremo in seguito, un molto più elevato rendimento del gasogeno ed è resa possibile la conversione in idrogeno anche dell'ossido di carbonio che nei processi ordinari del gas d'acqua a fasi distinte viene perduto nella fase ad aria.

Ma soprattutto interessanti si presentano i processi di gasificazione con ossigeno; quando occorre ottenere miscele di ossido di carbonio ed idrogeno, esenti di gas inerti, da utilizzarsi per la sintesi catalitica dell'alcool metilico e di altri alcoli. Nella fabbricazione del gas d'acqua ordinario inevitabilmente una piccola quantità del gas della fase ad aria si mescola con quella della fase ad acqua ed il gas ottenuto contiene sempre una certa quantità di azoto. Inoltre dovendosi innalzare notevolmente la temperatura nella fase ad aria per poter immagazzinare il calore richiesto nella fase endotermica a vapore, il gas ottenuto, corrispondente all'equilibrio ad alta temperatura, contiene ossido di carbonio ed idrogeno in rapporti poco diversi, cosicchè occorre sempre una ulteriore catalisi con vapore per ottenere miscele gasee corrispondenti ad un rapporto $H_2/CO > 2$, quale occorre per la sintesi dell'alcool metilico.

Per ottenere direttamente dal gasogeno miscele di gas che posseggano un rapporto H_2/CO corrispondente a quello richiesto nella sintesi dell'alcool metilico, era stato proposto da uno di noi (18), come si è già accennato, un processo di gasificazione di carbo-

(18) G. NATTA, *loc. cit.*

ni poveri di materie volatili con ossigeno ed eccesso di vapore, basato sul mantenimento della zona di reazione a temperature relativamente molto basse, alle quali le condizioni di equilibrio della reazione:



siano fortemente spostate verso la formazione di idrogeno.

Si potrebbe obiettare che non è possibile mantenere in marcia regolare un gasogeno industriale per la produzione ordinaria del gas d'acqua alle basse temperature richieste dall'elevato rapporto H_2/CO . Infatti solo a temperature inferiori ai $750^\circ-800^\circ$ si può ottenere un rapporto $H_2:CO > 2$ e non è facile in un gasogeno a marcia intermittente mantenere la zona inferiore di reazione sempre al di sotto di questa temperatura.

Nella gasificazione invece continua con ossigeno è possibile, variando il rapporto ossigeno/vapore, regolare esattamente la temperatura ed anche la composizione del gas. Questa, per un carbone di una data reattività e per una data produzione del gasogeno, può esprimersi in funzione della sola temperatura della zona di reazione. (Risultando quest'ultima determinata dal rapporto tra l'ossigeno ed il vapore di alimentazione).

I diagrammi qui uniti si riferiscono al funzionamento di un gasogeno, avente una sezione circolare di 60 cm. di diametro interno, una altezza di m. 2, alimentato con vapore a 3-4 atmosfere, che, espandendosi attraverso un iniettore regolabile, aspira una corrente pure regolabile di ossigeno e l'introduce al disotto di una griglia fissa. La temperatura è controllata con pirometri protetti con guaine di acciaio inossidabile, che giungono sino al centro della sezione del gasogeno ad altezze di 20 in 20 cm. a partire dalla griglia. La temperatura indicata nei diagrammi corrisponde alla media dei due pirometri più bassi segnanti le temperature massime.

Si è usato ossigeno elettrolitico, sottoprodotto della fabbricazione dell'idrogeno col processo Fauser. L'ossigeno conteneva percentuali variabili di idrogeno dal 1 al 3 %, che, data la piccola quantità di ossigeno occorrente (0,16-0,18 mc. per mc. di gas pro-

dotto) nella gasificazione, non alterano sensibilmente i risultati ottenuti. Il gasogeno a caricamento intermittente dall'alto ed avente una valvola idraulica in basso, è unito ad un scambiatore di calore a fascio tubolare per raffreddare i gas, ad uno scrubber e ad un separatore centrifugo di catrame. La quantità di anidride carbonica asportata dal lavaggio dello scrubber non è tale da alterare sensibilmente i dati analitici, uscendo l'acqua di lavaggio calda alla base dello scrubber ed essendo il rapporto tra questa ed il gas lavato minore di 1 : 75. Le analisi del gas sono state effettuate dopo il separatore di catrame da una presa sulla tubazione di mandata al gasometro.

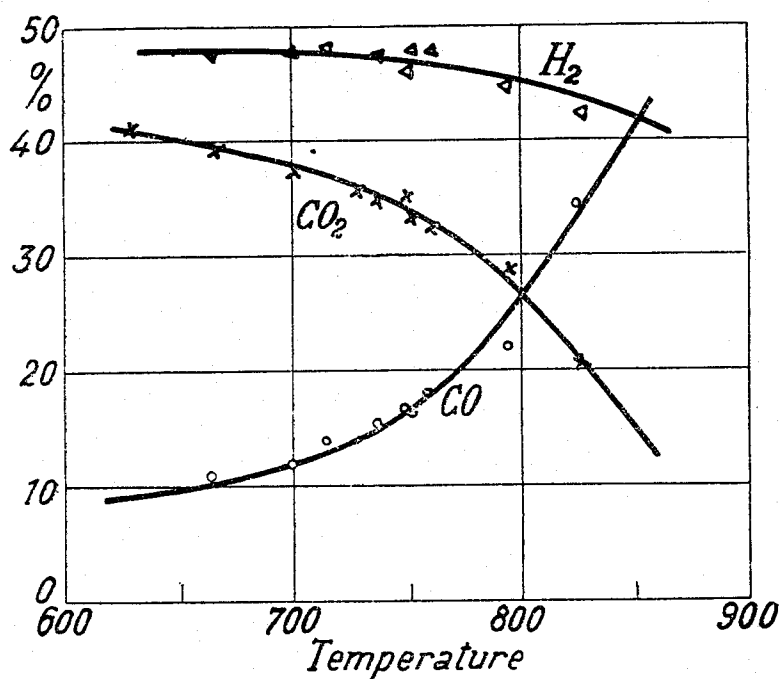


Fig. 1 - Composizione del gas in funzione della temperatura di gasificazione.

Il consumo di vapore è stato determinato dal volume di acqua introdotta in caldaia, detratta la piccola quantità non utilizzata per le condense. La valutazione è quindi approssimata. Il volume di gas prodotto è stato misurato dall'altezza della campana di un gasometro di 250 mc. I volumi di gas riportati

nei diagrammi sono stati sempre riferiti alle condizioni normali (0° e 760 mm.).

Il gasogeno è a funzionamento a lieve sovrappressione (circa 30 cm. di acqua), prodotta dall'alimentazione con l'iniettore, bastante per vincere tutte le perdite di carico e la prevalenza del gasometro. E' così evitato, mancando qualsiasi aspiratore, l'ingresso di aria in gasogeno, anche durante il caricamento.

Si sono effettuate prove con carbone coke e con carbone di legna. Riferiamo qui solo su queste ultime, nelle quali abbiamo potuto raccogliere maggiori dati, perchè per la maggiore reattività del carbone di legna è possibile una marcia regolare del gasogeno sino a temperature di 625° - 650° alle quali si può ottenere un rapporto tra H_2 e CO di circa 4.

Le prove sono state effettuate sino a temperature non superiori a 850° . Si sono limitate a questo intervallo (625° - 850°) perchè interessava per i nostri scopi produrre miscele a forte tenore in idrogeno. In questo intervallo non è possibile calcolare la composizione effettiva del gas ed i rendimenti di gasificazione in un gasogeno industriale in base alle sole condizioni di equilibrio chimico tra i gas componenti. A temperature più alte invece i dati sperimentali vengono a possedere minore interesse, perchè si avvicinano di più a quelli teorici corrispondenti alle condizioni di equilibrio per la maggiore velocità di reazione, risultando così teoricamente possibile prevedere il bilancio chimico e termico del gasogeno.

Nel diagramma fig. 1 è indicata la composizione del gas in funzione della temperatura. Il rapporto H_2/CO (fig. 2) varia notevolmente con la temperatura e passa da circa 2 a 780° - 790° a 4 a 680° - 690° . La quantità di gas che il gasogeno è capace di produrre varia notevolmente con la temperatura, come risulta dalla figura 3. A tali produzioni sono riferiti i punti degli altri diagrammi.

Risultando la composizione del gas notevolmente diversa di quanto risulterebbe dalle condizioni teoriche dell'equilibrio chimico è necessario tener conto della velocità di marcia del gasogeno, perchè, a parità di temperatura, ad una maggiore produzione del gasogeno corrispondono gas più poveri in idrogeno e

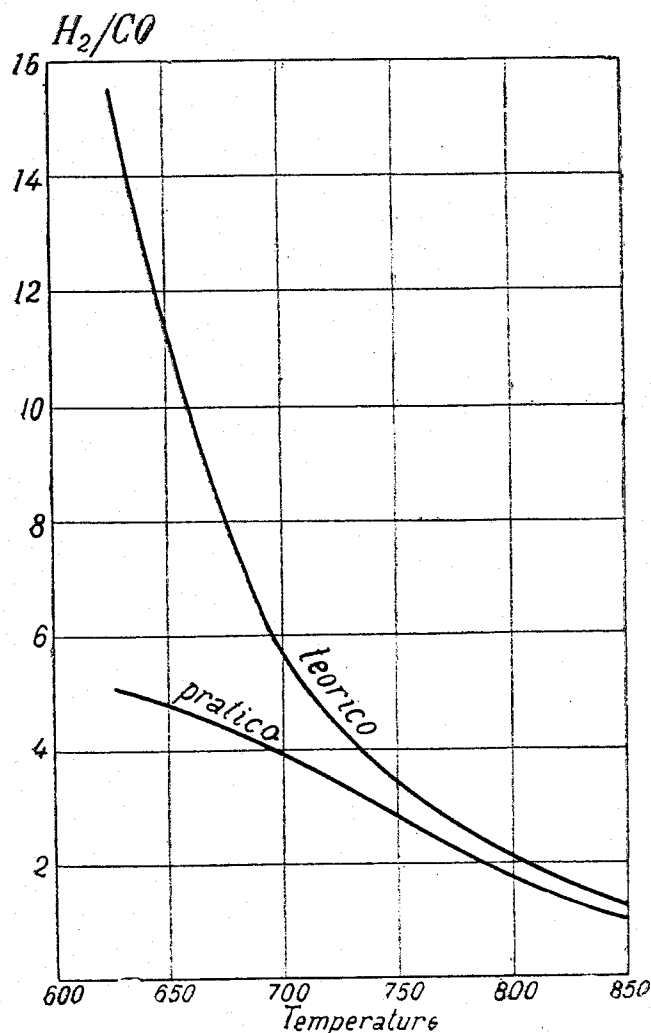


Fig. 2 - Rapporto H_2/CO sperimentale paragonato col rapporto che risulterebbe in base alle costanti di equilibrio della reazione del gas d'acqua ed alle concentrazioni sperimentali del vapore e dell'anidride carbonica.

più ricchi in ossido di carbonio, essendo la riduzione del vapore acqueo per opera dell'ossido di carbonio una reazione che è, in assenza di adatti catalizzatori, piuttosto lenta nelle condizioni sperimentali considerate.

Si nota la necessità di un eccesso di vapore, che non reagisce che in una parte limitata e che è tanto più forte quanto minore è la temperatura (vedi fig. 4). Il rendimento termico del gasogeno, considerato come il rapporto tra le calorie che può svolgere il gas

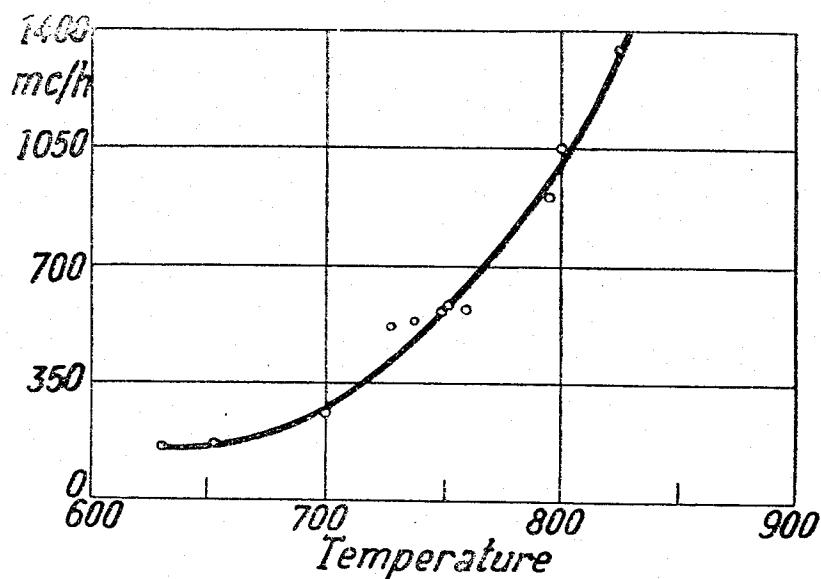


Fig. 3 - Produzione di gas di un gasogeno industriale per ora e per mq. di griglia.

prodotto nella combustione e quelle possedute dal carbonio gasificato, risulta perciò relativamente basso alle basse temperature (77 % od 88 % a 700° a se-

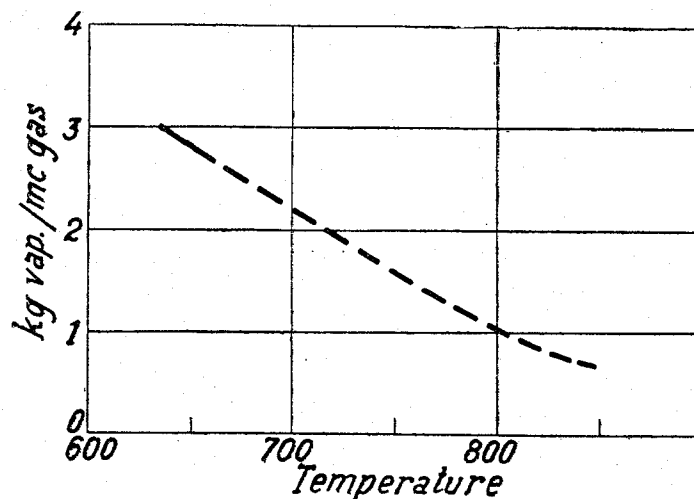


Fig. 4 - Consumo di vapore per mc. di gas prodotto riportato alle condizioni normali.

conda che si consideri il potere calorifico inferiore o superiore del gas) ma sale rapidamente a temperature più alte raggiungendo rispettivamente l'87 % ed il 97,5 % a circa 800° (fig. 5).

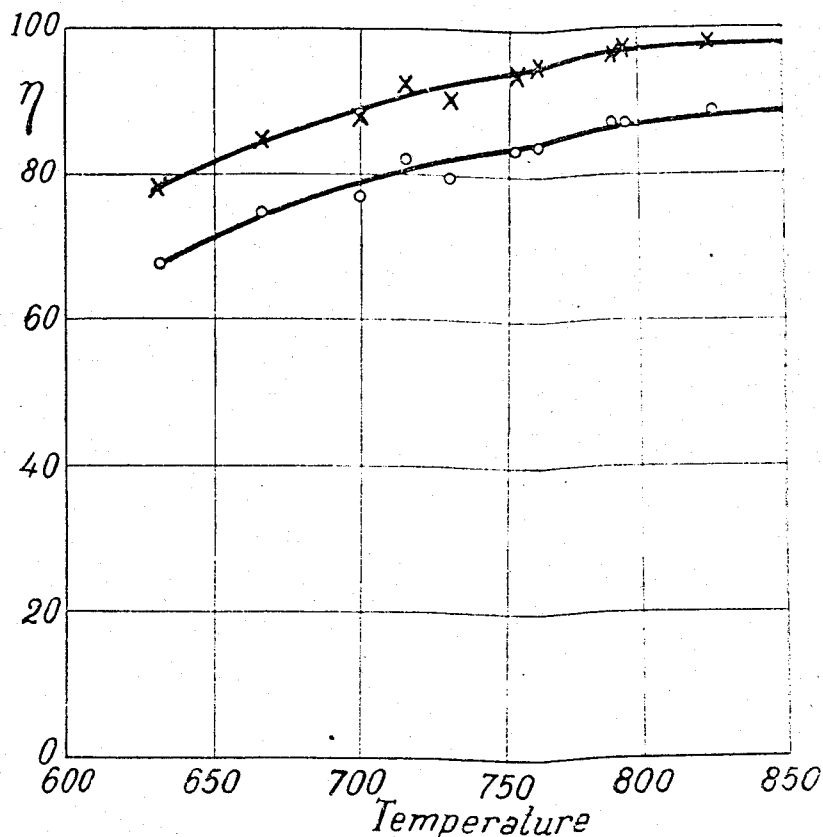


Fig. 5 - Rendimenti di gasificazione calcolati in base al potere calorifico inferiore (curva inf.) e superiore (curva sup.) del gas prodotto.

Sino a temperatura di 900° la marcia del gasogeno a griglia fissa non presenta inconvenienti di sorta e la resistenza dei refrattari è ottima. Occorrendo gasificare del carbone per produrre gas combustibili questa si può ritenere la temperatura migliore essendo il potere calorifico inf. del gas prodotto di oltre 2500 calorie e quindi notevolmente maggiore di quello dei gas prodotti a temperature più basse (vedi fig. 6) e risultando il fabbisogno di vapore circa coperto dal ricupero di calore ottenuto nel raffreddamento del gas uscente.

Occorrendo invece produrre gas ricchi in idrogeno per scopi sintetici, quale la sintesi dell'alcool metilico, è utile lavorare a temperature di circa 750°. E' vero che sarebbe possibile convertire l'ossido di carbonio ottenuto in un processo di gasificazione ad al-

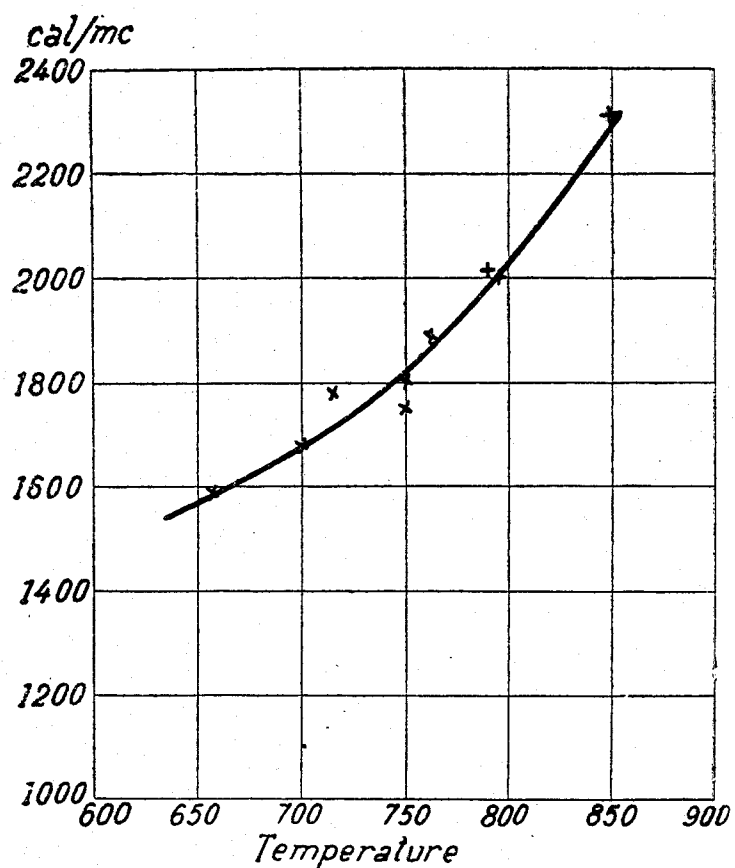


Fig. 6 - Potere calorifico inferiore del gas prodotto.

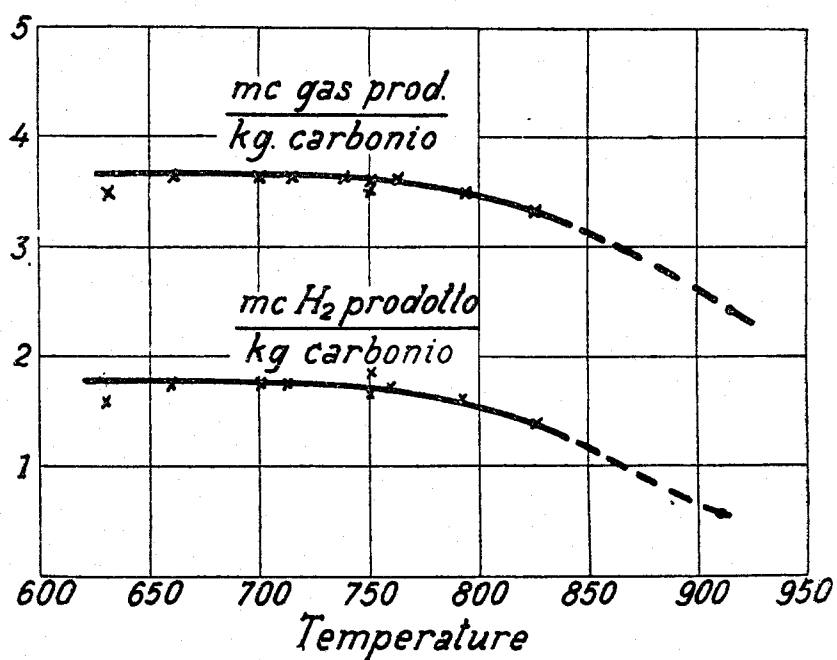


Fig. 7 - Produzione di gas e di idrogeno in mc. per Kg. di carbonio gasificato.

ta temperatura in idrogeno mediante reazione catalitica, ma questo richiede un impianto ulteriore di catalisi ed il consumo di vapore occorrente è forse maggiore di quello occorrente nella gasificazione a bassa temperatura. Nella figura 7 sono indicati i mc. di gas ed i mc. di idrogeno prodotti per ogni kg. di carbonio gasificato alle diverse temperature. Entrambi decrescono notevolmente, come è naturale, con l'aumentare della temperatura.

Per tener conto dell'eccesso di vapore inalterato che rimane nel gas prodotto e che è tanto maggiore quanto minore è la temperatura, abbiamo espresso nel diagramma fig. 8 la composizione del gas uscente dal gasogeno prima della condensazione del vapore.

Nella figura 2 è espresso in funzione della temperatura il rapporto $H_2:CO$, quale risulta dai dati sperimentali corrispondenti alle curve del diagramma precedente, ed è paragonato alla curva che esprime tale rapporto in funzione delle sole concentrazioni sperimentali del CO_2 e del H_2O per le condizioni di equilibrio chimico:

$$\frac{[H_2]}{[CO]} = K \frac{[H_2O]}{[CO_2]} \quad (1)$$

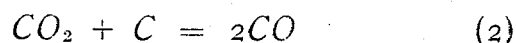
Si sono ammessi per i valori della costante K i valori calcolati in seguito alle esperienze di HAHN (19), valori che concordano con quelli calcolati in base alla equazione (riportata dal PASCAL) di ABEGG (20):

$$\log K = \frac{2232}{T} + 0,0886 T + 0,00022 T^2 + 2,508$$

Mentre l'equilibrio della reazione del gas d'acqua tra i componenti della fase gasosa risulta apparentemente quasi raggiunto per alte temperature della zona principale di reazione (in realtà non lo è perchè i gas reagiscono ancora tra loro nella zona superiore ove la temperatura è più bassa e le condizioni di equilibrio risulterebbero variate) la reazione invece:

(19) O. HAHN, *Z. physik. Chem.* 42, 705 (1902); 44, 513 (1903), 48, 735 (1904).

(20) P. PASCAL, *Synthèses et Catalyses Industrielles* (Parigi 1930) pag. 40.



non avviene che in grado molto minore del teorico. L'equilibrio risultante dai due equilibri (1) e (2), che dovrebbero risultare tra loro concatenati, porterebbe perciò a composizioni del gas prodotto molto diverse da quelle osservate praticamente.

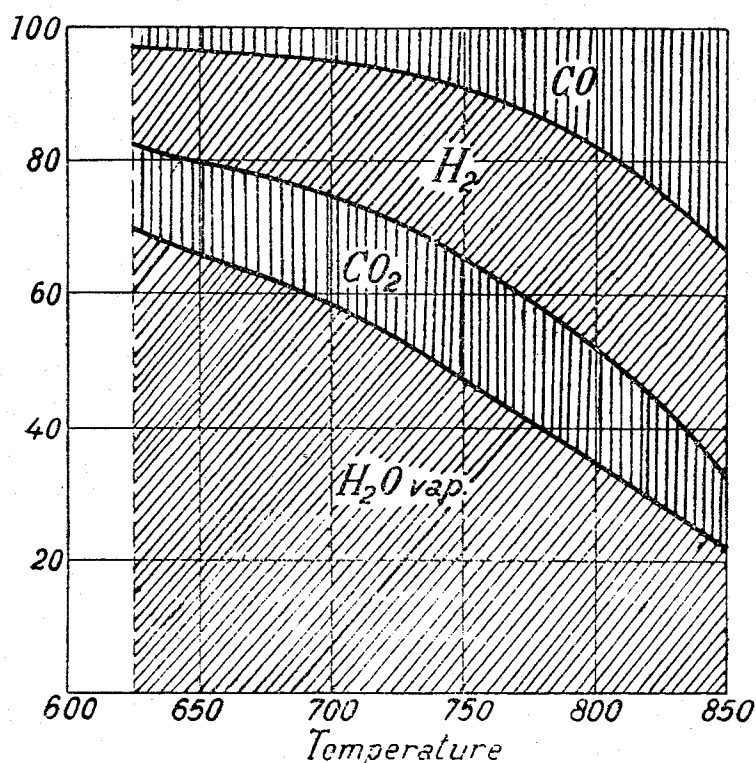


Fig. 8 - Composizione del gas uscente dal gasogeno (esclusi gli inerti) tenuto conto dell'eccesso di vapore (le percentuali di ogni componente debbono leggersi verticalmente tra le linee che ne limitano il campo).

Differenze ancora maggiori, consistenti soprattutto nelle maggiori percentuali di ossido di carbonio, si osservano se invece di carboni ad alta reattività, quale il carbone di legna, si usa il coke metallurgico.

Riportiamo alcuni bilanci termici del gasogeno:

Una analisi del gas prodotto a 740° ha fornito $\text{CO}_2 = 35,0$; $\text{O}_2 = 0,3$; $\text{CO} = 15,5$; $\text{H}_2 = 47,5$; $\text{CH}_4 = 1,0$; $\text{N}_2 = 0,7$ %. Un'analisi di gas prodotto a 750° ha fornito invece $\text{CO}_2 = 33,4$; $\text{O}_2 = 0,4$; $\text{CO} = 16,0$; $\text{H}_2 = 48,1$; $\text{CH}_4 = 1,1$; $\text{N}_2 = 1,0$ %.

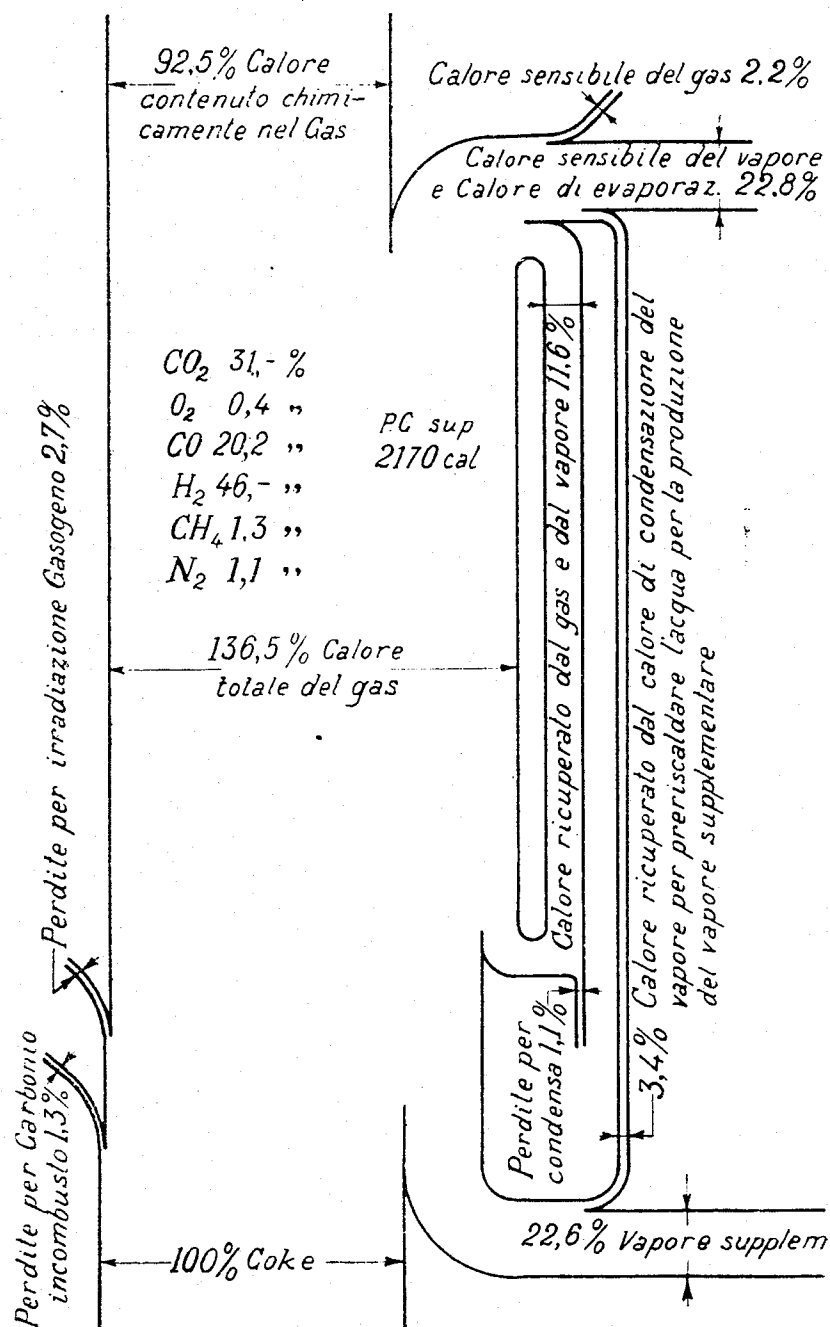


Fig. 9 - Diagramma di SANKE del bilancio termico del gasogeno a 775°.

Risulta da questi dati che il gas prodotto ha un potere calorifico inferiore nel primo caso di 1775, nel secondo di 1805 calorie che corrispondono rispettivamente a 2010 e 2050 come potere calorifico superiore.

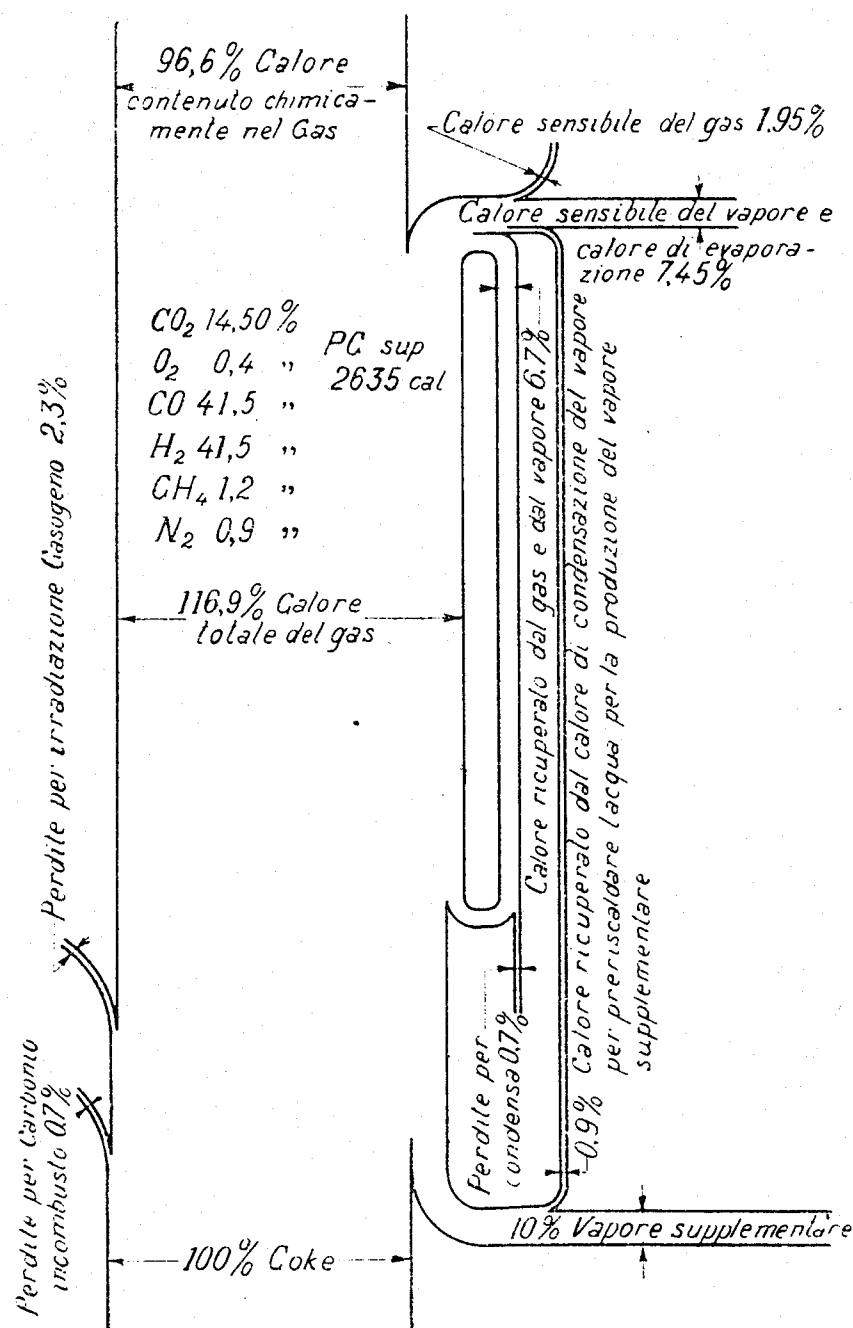


Fig. 10 - Diagramma di SANKE del bilancio termico del gasogeno a 850°.

Il carbonio bruciato è nel primo caso gr. 276, nel secondo gr. 270 per mc. Risultano così rapporti tra potere calorifico del gas e del carbone gasificato rispettivamente del 79,7 e 83,2 % rispetto al potere cal.

inf. e del 90,4 e 94 % rispetto al potere cal. sup. del gas.

L'eccesso di calore svolto è sufficiente ad elevare la temperatura del gas di circa 500° tenuto conto dell'eccesso di vapore presente. La temperatura del gas uscente dal gasogeno è di circa 450°, mentre la miscela ossigeno-vapore entrante è di circa 100°. Ciò significa che nel gasogeno le reazioni endotermiche proseguono anche nelle zone superiori a quella considerata nella determinazione della temperatura di gasificazione, e cioè anche ove la temperatura è compresa tra i 700°-500°.

Un analogo bilancio termico a 825° porta ai seguenti risultati: Analisi: $CO_2 = 21,5$; $O_2 = 0,3$; $CO = 34,0$; $H_2 = 42,0$; $CH_4 = 1,0$; $N_2 = 1,2$ %. Il potere calorifico inf. del gas prodotto è di 2208 e quello superiore di 2415 cal. Il rapporto tra potere calorifico del gas rispetto a quello del carbone gasificato è del 90 %, considerando il potere calorifico inferiore e del 97,5 %, considerando il potere calorifico superiore. Questo valore apparentemente alto è dovuto al fatto che nel calcolo di tale rendimento non si tiene conto del calore introdotto come calore di evaporazione del vapore.

Nei diagrammi di SANKE in fig. 9 e 10 vengono riportati altri due esempi di bilanci del gasogeno, uno a temperatura di 775° e l'altro a 850°.

Esame dei prezzi di costo dell'idrogeno e della miscela $1 CO + 2-2,5 H_2$ provenienti dalla gasificazione del carbone con ossigeno a bassa temperatura.

I dati raccolti durante un periodo sufficientemente lungo di funzionamento industriale del processo di gasificazione con ossigeno a bassa temperatura nell'impianto del Coghinas ed altri dati dedotti dall'esame di importanti impianti esteri di produzione di idrogeno per conversione del gas d'acqua da coke ci permettono, riferendo naturalmente questi ultimi dati alle condizioni nostre, di calcolare i prezzi di costo, sia della miscela $1 CO + 2-2,5 H_2$, richiesta per la sintesi dell'alcool metilico o di alcoli superiori, sia dell'idrogeno ottenibile per conversione dal gas d'acqua, prodotto secondo i diversi processi.

Si è paragonata la gasificazione con ossigeno con quella di carboni coke con processi ordinari e successiva conversione per contatto (tipo V.I.A.G., Hydro-nitro, ecc.) perchè per noi, soprattutto per gli scopi chimici su accennati, i processi di gasificazione tipo I. G. di carboni bituminosi risultano di minore interesse, sebbene in località favorevoli permettano dei costi molto bassi.

I costi si riferiscono tutti ad una produzione di 2500 mc/h. (60.000 mc/giorno) tenendo naturalmente conto, oltre che delle spese di esercizio e manutenzione, anche di quelle di ammortamento e interessi del capitale, che sono state calcolate in base al 20 % delle spese di impianto, dedotte in massima parte da impianti già esistenti.

Si è scelta una produzione di 2500 mc/ora perchè i processi di produzione di idrogeno e quelli di utilizzazione dell'idrogeno o del gas d'acqua per sintesi inorganiche od organiche vengono ad assumere notevole interesse economico ed industriale solo per produzioni di quell'ordine di grandezza.

Nelle spese di impianto, calcolate con larghezza, sono state comprese anche quelle dei fabbricati, degli impianti accessori di ricupero di calore, di lavaggio dei gas, di desolforazione, di conversione, ove questa è richiesta, dei gasometri, degli apparecchi di caricamento meccanico dei gasogeni, dei motori, dei compressori, degli impianti di eliminazione dell'anidride carbonica e degli apparecchi di controllo e misura. Si è supposta poi un'utilizzazione degli impianti per 300 giorni/anno.

I costi sono stati espressi in funzione del prezzo del carbone C_1 (espresso in lire per kg.). Pure il prezzo del Kwh. è stato espresso in funzione di esso secondo l'espressione:

$$L/Kwh. = 0,02 + 0,525 C_1$$

che corrisponde al costo dell'energia termica in impianti di circa 2000 Kw. di potenza installata mediante gruppi turbo-alternatori, ad erogazione quasi costante nelle 24 ore. I costi sono stati anche espressi, supponendo di non produrre energia elettrica dal-

la termica, in funzione del costo del chilowattora e del prezzo del carbone.

Si sono paragonati per la produzione della miscela $1CO + 2-2,5H_2$ i costi del processo del gas d'acqua ordinario, tenuto conto della conversione di parte del gas d'acqua, e quelli del processo a gasificazione con ossigeno a bassa temperatura, usando sia l'ossigeno prodotto per distillazione di aria liquida, ammettendo nullo il valore dell'azoto, sia impiegando ossigeno elettrolitico, con l'utilizzazione dell'idrogeno prodotto.

MISCELA $1CO + 2-2,5H_2$ PER GASIFICAZIONE CON OSSIGENO DI DISTILLAZIONE.

Per il caso di gasificazione con ossigeno di distillazione di aria liquida, tenuto conto del costo di quest'ultimo, i costi di 1 mc. di miscela $1CO + 2-2,5H_2$, compressa a 10-12 atm., corrispondono alle formule:

$$L = 0,0618 + 0,50 C + 0,325 C_1$$

$$L = 0,0548 + 0,50 C + 0,14 C_1 + 0,352 K$$

e dove K , C e C_1 rappresentano rispettivamente il costo del chilowattora, del carbone da gasogeno e del carbone da macchina, a seconda che si esprime in funzione dell'una o di entrambe le variabili (chilowattore e carbone).

In questi costi l'ammortamento e gli interessi dell'impianto di gassificazione e purificazione e compressione del gas gravano per L . 0,0196 per mc., la manutenzione ed esercizio di detti impianti per L . 0,007, esclusi carbone ed energia valutati separatamente.

Il consumo dell'ossigeno è di 0,18 mc. per mc. di gas greggio, ossia di 0,25 mc. per mc. di miscela esente di CO_2 ; il costo del mc. di ossigeno si può esprimere: $L = 0,1134 + 0,81 K$ ed è già compreso nelle equazioni precedenti. Vi partecipano gli interessi ed ammortamento dell'impianto per L . 0,070, l'esercizio e la manutenzione (escluso il consumo di energia) per L . 0,0434, tenuto conto del costo per il consumo ed il ricupero di potassa per la purificazione ed essiccamento dell'aria (essendosi preso in considerazione un impianto tipo Messer). Nel consumo di energia si è compreso quello per la produzione dell'ossi-

geno e per la compressione del gas e dell'acqua per la eliminazione dell'anidride carbonica.

MISCELA $1CO + 2-2,5H_2$ PER GASIFICAZIONE CON OSSIGENO ELETTROLITICO.

In questo caso la gassificazione con ossigeno si immagina condotta a temperatura più alta (circa 820°) potendosi correggere la deficienza di idrogeno del gas, prodotto dal gasogeno, con l'idrogeno elettrolitico. Si può così con un consumo di meno di 0,16 mc. di ossigeno per mc. di gas prodotto, ottenere un gas greggio di gasogeno contenente circa 22 % di CO_2 , 31,5 % di CO , 44 % di H_2 . Da 1 mc. di tale gas dopo l'eliminazione del CO_2 ed aggiunta dell'idrogeno elettrolitico si possono ottenere 1,1 mc. di miscela esente di CO_2 , cosicchè il consumo di ossigeno si riduce a 0,145 mc. per mc. di detta miscela. Nel costo dell'ossigeno ed idrogeno elettrolitici si è tenuto conto anche delle spese di impianto ed esercizio per la conversione della corrente alternata in continua e naturalmente dell'elevato costo della installazione di elettrolisi. Per rendere paragonabili i costi così calcolati con quelli precedenti si è considerata anche la spesa di compressione dell'idrogeno elettrolitico sino a 10-12 atm. Anche qui si è tenuto conto dell'impianto di purificazione e lavaggio del gas d'acqua prodotto con ossigeno.

I prezzi di costo del mc. di miscela $1CO + 2-2,5H_2$, compressa a 10-12 atm., prodotta usando ossigeno elettrolitico risultano secondo la seguente equazione:

$$L = 0,0705 + 0,32 C + 0,04 C_1 + 1,73 K$$

dove K , C e C_1 rappresentano rispettivamente i costi del chilowattora, del carbone da gasogeno e del carbone da macchina per la produzione di vapore. Nella determinazione del costo del gas il costo per la produzione di 1 mc. di O_2 e di 2 mc. di H_2 elettrolitici è stato tenuto: $L = 0,340 + 11 K$.

L'ammortamento e gli interessi del capitale dell'impianto di gassificazione, purificazione, ecc. gravano per L. 0,0156/mc. di gas, la manutenzione e l'esercizio, escluso carbone ed energia, per L. 0,0056.

MISCELA $1CO + 2-2,5H_2$ PER CONVERSIONE PARZIALE
DEL GAS D'ACQUA ORDINARIO.

Per la produzione di questa miscela si è supposto che il gas d'acqua ordinario venga parzialmente convertito (per circa $1/3$) in idrogeno.

Le equazioni che ci danno il costo in funzione del prezzo del carbone e del chilowattora o in funzione del solo carbone per mc. di miscela $1CO + 2,5H_2$, purificata e compressa a 10-12 atm., sono le seguenti:

$$L = 0,0612 + 0,834 C + 0,168 K$$

$$L = 0,0646 + 0,834 C + 0,088 C_1$$

Facendosi la conversione di solo $1/3$ del gas d'acqua, tutto il vapore necessario per i gasogeni e per la conversione viene prodotto a spese del gas d'aria. In questi prezzi l'ammortamento e gli interessi gravano per L. 0,0445/mc. l'esercizio e la manutenzione, escluso carbone e energia, per L. 0,0168/mc.

COSTO DELL'IDROGENO PER CONVERSIONE DEL GAS PRODOTTO USANDO OSSIGENO E DEL GAS D'ACQUA ORDINARIO.

Si sono calcolati i costi dell'idrogeno sommando a quelli, corrispondenti al mc. di gas prodotto con gasogeni ed ossigeno, la spesa per la conversione totale. Si è tenuto conto che in questo caso il bilancio termico della reazione di conversione è favorito da una percentuale iniziale di CO più elevata. Si è considerata perciò la produzione di gas in gasogeni funzionanti a 850° .

Considerando il caso della conversione del gas ottenuto con ossigeno di distillazione abbiamo le seguenti equazioni di costo:

$$L = 0,0788 + 0,50 C + 0,45 C_1$$

$$L = 0,0723 + 0,50 C + 0,28 C_1 + 0,326 K$$

Si è considerato un consumo di ossigeno di 0,22 mc. per mc. di idrogeno prodotto data la temperatura di marcia di circa 850° . La spesa di conversione grava per L. 0,0134 per ammortamenti e interessi e per L. 0,0073 per l'esercizio. In quest'ultimo è escluso il consumo di carbone per la produzione di vapore che viene valutato in 2,5 mc. di vapore per mc. di gas

da convertirsi. Da esso si deve detrarre il vapore di ricupero.

Convertendo invece il gas prodotto con ossigeno elettrolitico, il costo medio dell'idrogeno risultante (sommando l'idrogeno elettrolitico a quello di conversione) risulta dalla equazione seguente in funzione del carbone e del Kwh.:

$$L = 0,0870 + 0,32 C + 0,19 C_1 + 1,73 K$$

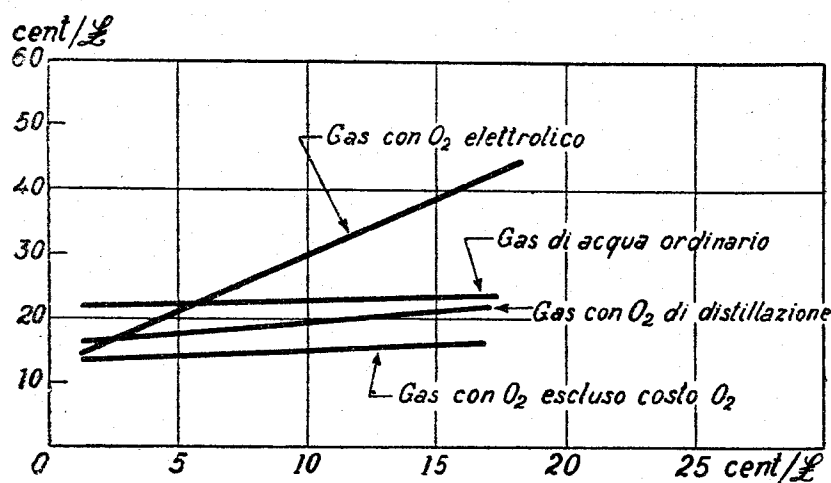


Fig. 11 - Costo del mc. di miscela $1CO + 2-2.5 H_2$ compressa a 10 atm. in funzione del costo del Kwh. (tenuto costante il costo del carbone: 180 L./T. del coke e 130 L./T. del carbone da macchina).

In questo caso l'impianto di conversione risulta lievemente più piccolo che nel caso precedente.

Nel caso dell'idrogeno ottenuto per conversione totale del gas d'acqua ordinario abbiamo invece:

$$L = 0,0774 + 0,834 C + 0,1665 C_1$$

$$L = 0,0740 + 0,834 C + 0,0785 C_1 + 0,168 K$$

Questi ultimi costi si sono potuti controllare esaminando i consuntivi di impianto e le spese di esercizio di recenti impianti di idrogeno esistenti all'estero. Soltanto si è considerato che la quantità di gas d'acqua utilizzabile per la produzione di idrogeno prodotto per kg. di coke sia di 1,35 mc. Tale valore è minore di quanto non si ottenga in molti impianti per la produzione di idrogeno per la sintesi dell'ammo-

niaca (1,5-2 mc.) perchè in questi casi non importa se l'idrogeno contiene percentuali anche notevoli di azoto proveniente da parte del gas d'aria che si mescola al gas d'acqua. Per gli altri usi dell'idrogeno, che non sia la produzione dell'ammoniaca, tale azoto risulta inerte o nocivo, quindi si è considerata una produzione di solo 1,35 mc. di gas d'acqua per kg. di coke per ridurre le percentuali di azoto. Si è tenuto conto della maggiore quantità di gas della fase

cent/mc.

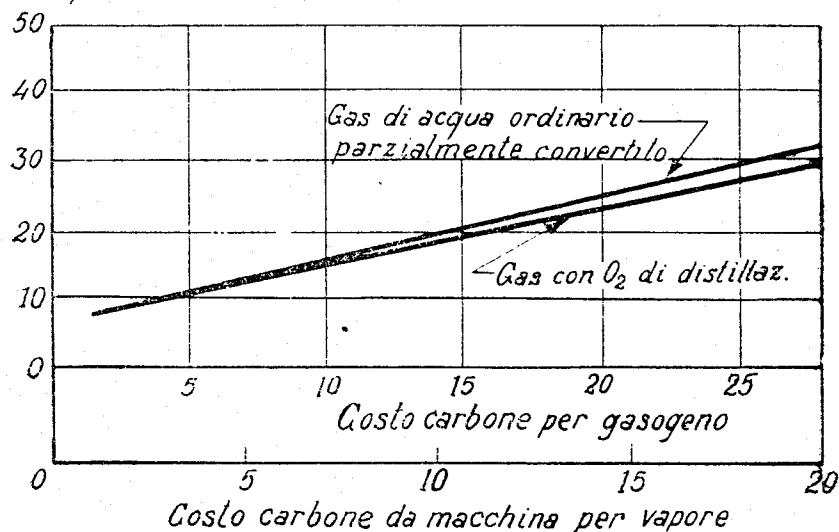


Fig. 12 - Costo del mc. di miscela $1CO + 2-2,5 H_2$ compressa a 10 atm. in funzione del costo del carbone coke (tenuto il costo del carbone da macchina eguale a 0,7 di quello coke).

ad aria, che è di poco inferiore alla quantità occorrente per la produzione del vapore necessario per la conversione. Si è considerato che nella conversione del CO ed eliminazione del CO_2 si perde il 10 % del volume di gas generato dal gasogeno.

Tutte queste espressioni di costo sono state espresse graficamente. Nel diagramma fig. 11 abbiamo espresso i costi di 1 mc. di miscela $1CO + 2,5H_2$ in funzione del prezzo del Kwh. secondo i diversi processi. Per il gas prodotto con ossigeno è indicato nel diagramma il costo di 1 mc. di gas sia comprendendovi il costo dell'ossigeno sia escludendo quest'ultimo. Per poter esprimere graficamente questi costi abbiamo te-

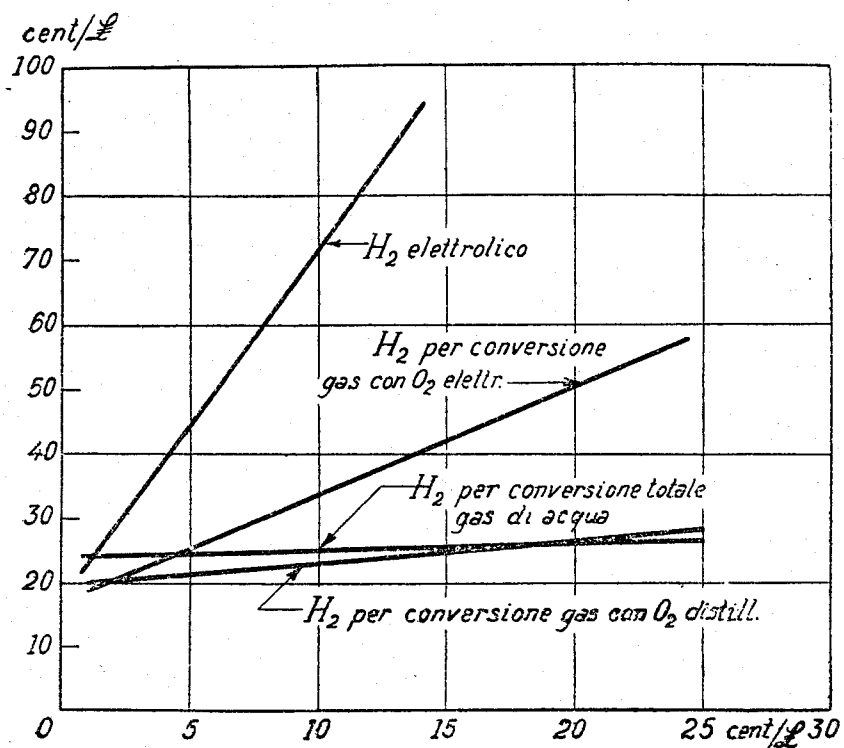


Fig. 13 - Costo del mc. di idrogeno compresso a 10 atm. in funzione del costo del Kwh. (tenuto costante il costo del carbone coke).

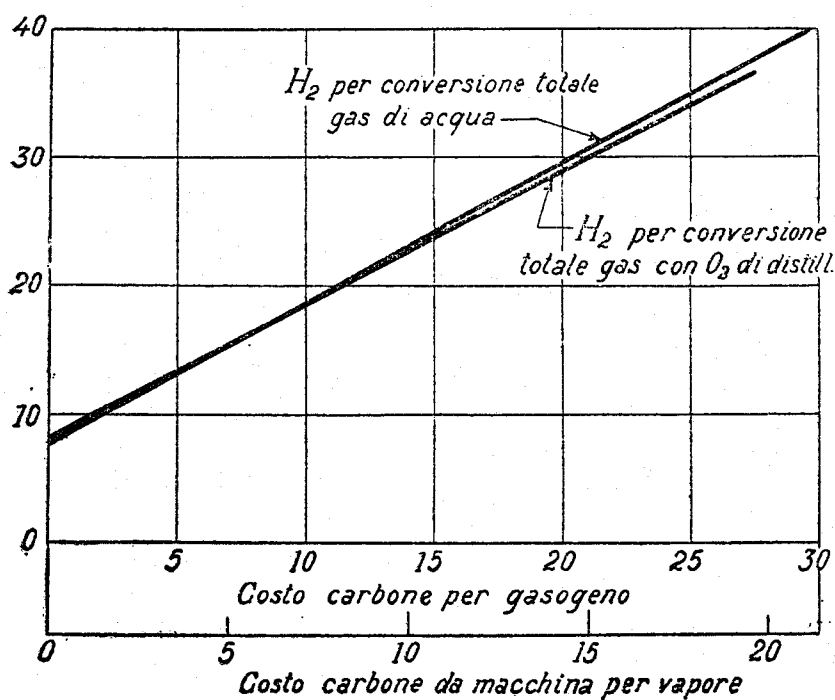


Fig. 14 - Costo del mc. di idrogeno compresso a 10 atm. in funzione del costo del carbone.

nuto costante il prezzo del carbone e precisamente L. 180 la tonnellata per il carbone da gasogeno e L. 130 la tonnellata per il carbone da macchina per produrre il vapore. Nel diagramma fig. 12 abbiamo espresso gli stessi costi in funzione del costo del carbone, esprimendo in funzione di questo il Kwh. come è stato indicato precedentemente.

Nei diagrammi figg. 13 e 14 sono espressi, in funzione del costo del Kwh. nell'uno e in funzione del costo del carbone nell'altro, i costi di 1 mc. di idrogeno ottenuto per conversione dei gas ottenuti coi diversi processi. Nel diagramma fig. 13 è indicato pure il costo di 1 mc. di idrogeno elettrolitico espresso dall'equazione:

$$L = 0,170 + 5,5 K$$

RIASSUNTO DEI COSTI DELL'IDROGENO E DELLA MISCELA $1CO + 2-2,5H_2$.

Per la produzione di miscele di ossido di carbonio ed idrogeno corrispondenti a rapporti $H_2 : CO = 2-2,5 : 1$, quali sono richieste per certe sintesi organiche, i processi di gasificazione con ossigeno, evitando le spese di conversione, risultano più economici di quelli basati sulla conversione del gas d'acqua, pur tenendo conto del costo dell'ossigeno (quale risulta per impianti di distillazione aventi produzioni dell'ordine di grandezza di 300-500 mc/ora di ossigeno). Tale convenienza risulta dal fatto che è minore il consumo di coke nei gasogeni, mentre il maggiore consumo di vapore può essere ottenuto con carboni da macchina meno costosi dei buoni coke.

I processi di gasificazione con ossigeno elettrolitico, pur tenendo conto della introduzione dell'idrogeno elettrolitico nel gas prodotto, risultano convenienti solo per costi del Kwh. molto bassi, inferiori ai 3 cent., essendo notevolmente gravati dal costo di impianto per la produzione di corrente continua e per l'elettrolisi. Potrebbero risultare leggermente minori per produzione diretta di corrente continua in centrale.

Per la produzione di idrogeno contenente alte percentuali di azoto (quale è richiesto dalla sintesi dell'ammoniaca) i processi di conversione del gas d'acqua ordinario risultano più economici, potendosi ot-

tenere oltre 1,5-2 mc. di miscela azoto-idrogeno per ogni kg. di coke. Per la produzione invece di gas contenenti meno del 2-3 % di azoto, quali sono richiesti per le sintesi organiche dal gas d'acqua, i processi di conversione del gas ottenuto per gasificazione con ossigeno risultano più convenienti di quelli di conversione del gas d'acqua ordinario soprattutto se la produzione di ossigeno è fatta con unità non inferiori a 300-500 mc/h.

Tale convenienza risulta tanto maggiore quanto maggiore è il prezzo del coke e la differenza tra il prezzo del coke e del carbone da macchina (nei diagrammi rappresentati dalle figure si è tenuto un rapporto di 1,4 tra questi ultimi) e quanto minore è il costo del Kwh.

Riteniamo perciò che i processi di gasificazione con ossigeno possano assumere importanza industriale non solo quando si utilizza, come negli impianti attuali italiani, ossigeno sottoprodotto, ma anche se si debba produrre ossigeno di distillazione, purchè le installazioni corrispondano a produzioni di idrogeno superiori ai 1000 mc/h.

Riassunto.

Per gasificazione a bassa temperatura (700°-800°) con ossigeno ed eccesso di vapore di carboni poveri di materie volatili è possibile ottenere direttamente gas ricchi in idrogeno e poverissimi di inerti, che, dopo eliminazione dell'anidride carbonica, possono usarsi in sintesi organiche, quali quelle degli alcoli dal gas d'acqua.

Sono state determinate le condizioni necessarie per ottenere direttamente nel processo di gasificazione miscele aventi composizioni corrispondenti a rapporti tra H_2 e CO varianti tra 1,5 e 4. Per ottenere il rapporto 2-2,5 che corrisponde all'optimum nella sintesi del metanolo è richiesto un consumo di 0,28 kg. di carbonio, 0,18 mc. di ossigeno, per mc. di gas ottenuto e una temperatura della zona principale inferiore di gasificazione di circa 750°.

Sono riportati i dati tecnici di marcia di un gasogeno industriale ad ossigeno. Anche con carboni ad alta reattività non si raggiungono praticamente le con-

dizioni di equilibrio chimico tra i gas reagenti, dalle quali si dista tanto più quanto minore è la temperatura di marcia.

Sono stati esaminati i costi, in funzione del prezzo del carbone e del Kwh., della miscela ossido di carbonio ed idrogeno (esente di CO_2) corrispondente ad un rapporto $CO : H_2 = 1 : 2-2,5$, prodotta per gasificazione con ossigeno, tenuto conto del costo di quest'ultimo nei due casi di produzione per distillazione e per via elettrolitica. Tali costi sono stati paragonati con quelli che corrispondono alla conversione parziale del gas d'acqua ordinario.

Sono stati pure paragonati i costi dell'idrogeno ottenibile per conversione del gas d'acqua ordinario con quello ottenibile per conversione del gas prodotto con gasogeni ad ossigeno.

Si rileva che è conveniente la gasificazione con ossigeno, anche tenuto conto del costo di quest'ultimo, per unità aventi produzioni dell'ordine di grandezza di almeno 1000 mc/h. Tale convenienza risulta dal minor consumo di carbone coke per mc. di idrogeno ed è tanto maggiore quanto maggiore è il costo del coke e la differenza tra il costo del coke e quello del carbone da macchina e quanto minore è il costo del Kwh.

Istituto di Chimica generale del R. Politecnico di Milano.

G. NATTA e M. STRADA

di gas, pare abbiano incontrato notevoli difficoltà che non hanno permesso una marcia regolare degli impianti. Forse ha anche contribuito a questi insuccessi la mancanza, almeno da quanto si rileva dalla letteratura, di uno studio sufficiente sia dal lato termochimico e termodinamico degli equilibri in questo processo di gasificazione, sia la mancanza di esperienze dirette, sia pure di laboratorio.

Solo nell'ultimo quinquennio il problema viene ripreso con maggiore attenzione e, come risulta sia dalla letteratura tecnica che da quella dei brevetti, pare avviato verso soluzioni tecnicamente soddisfacenti. I recenti impianti industriali a Borsigwalde presso Berlino per la gasificazione di carboni bituminosi, quello in Italia della Soc. Metanolo al Coghinias (Sardegna), per la gasificazione di carbone coke o di carbone di legna, e quello di Terni, hanno pochi anni di vita, ma la massima parte dei risultati ottenuti appaiono talmente soddisfacenti da far prevedere che la gasificazione con ossigeno possa avere in località favorevoli più larghe ed importanti applicazioni.

La massima parte degli studiosi e dei tecnici si è rivolta nei primi tempi alla gasificazione di carboni bituminosi per la produzione di gas da usarsi come combustibile, solo pochi hanno rilevato la grande importanza che questo metodo di gasificazione può assumere per la produzione di idrogeno per scopi chimici gasificando carboni poveri od esenti da materie volatili.

Sebbene la gasificazione totale di carboni bituminosi richieda per mc. di gas prodotto un fabbisogno di ossigeno minore di quanto richieda il coke o l'antracite, nella gasificazione dei primi si hanno gas contenenti idrocarburi ed azoto in maggior quantità e quindi meno facilmente applicabili per quegli scopi chimici che richiedono idrogeno o miscele di ossido di carbonio ed idrogeno esenti da gas inerti.

Per queste ragioni noi abbiamo studiato prevalentemente la gasificazione di carboni poveri di materie volatili e ci siamo rivolti verso il campo delle temperature più basse, volendo ottenere gas ricchi di idrogeno per la produzione sintetica di alcool.