

ESC - 13

JUNI 1981

## CHEMIE EN KOLEN

Een overzicht van mogelijkheden in Nederland

J. QUAKERNAAT

m.m.v. K.A. DUIJVES

Opgesteld door dr. J. Quakernaat  
Centrum voor Energievraagstukken / TNO,  
met medewerking van ir. K.A. Duijves  
Energie Studie Centrum / ECN.

ABSTRACT

This report discusses the possibilities to use coal as a chemical feedstock in the Netherlands up to the year 2000. A survey is presented of the ways in which coal can be converted to serve as a feedstock for the production of chemicals. The production of synthesis gas from coal will probably be the preferable route for the Netherlands. A description is given of the appropriate gasification processes to produce synthesis gas.

A cost comparison is made for the production of ammonia and methanol from natural gas, oil, naphta and coal. It can be concluded that when the coal price is about half the price of gas and oil, coal is the preferable choice for the production of ammonia and methanol.

Finally the amount of coal required for the expected production of ammonia and methanol in the year 2000 is estimated. The maximum potential could amount to over 3 Mtce. This figure corresponds to the results of other studies where amounts between 2 and 5 Mtce have been reported.

KEYWORDS

COAL

UTILIZATION

RAW MATERIALS

GASIFICATION

CHEMICAL INDUSTRY

FORECASTING

NETHERLANDS

<u>INHOUDSOPGAVE</u>	<u>BLZ.</u>
ABSTRACT	3
1. INLEIDING	5
2. STEENKOOL ALS CHEMISCHE GRONDSTOF	8
3. STEENKOOVERGASSERS	13
4. HET KOSTENASPECT VAN HET GEBRUIK VAN STEENKOOL ALS CHEMISCHE GRONDSTOF	22
5. SLOTBESCHOUWING	29
LITERATUUR	34
BIJLAGE 1: GEBRUIK VAN STEENKOOL ALGEMEEN	39
BIJLAGE 2: KOOLSTOF ALS CHEMICALIE	53
BIJLAGE 3: WERKWIJZEN STOFWOLKVERGASSERS	59

## 1. INLEIDING

Tot de chemische industrie worden in Nederland de bedrijven gerekend waarin de volgende produkten vervaardigd worden: kunststoffen, synthetische vezels, kunstmeststoffen, geneesmiddelen, verf en drukinkt, zeep en was- en reinigingsmiddelen, pigmenten, kleurstoffen, emaillegrondstoffen, ontsmettings- en bestrijdingsmiddelen, cosmetica, synthetische reuk- en smaakstoffen, drijfgassen, carbid en onderhoudsmiddelen. Naast deze bedrijven is er een groot aantal chemische fabrieken die niet in een categorie zijn onder te brengen; deze vervaardigen geen eindprodukten, doch grond- en hulpstoffen voor andere industriële ondernemingen. Naar de omzet is de chemische industrie in Nederland na de voedings- en genotmiddelenindustrie en de metaal- en elektrotechnische industrie de derde grote bedrijfstak.

De belangrijkste grondstoffen waaruit de chemische industrie momenteel organisch-chemische produkten maakt zijn aardolie en aardgas.

West-Europa als geheel verbruikt, vergeleken met de VS, weinig aardgas, het verbruik van stookolie daarentegen is hoog.

In de loop van de vijftiger, begin zestiger jaren, toen in de VS geen goedkope aardolieprodukten (lees: zonder excessieve belasting) mochten worden ingevoerd, leidde dit in Europa tot een groot overschot aan lichte destillatieprodukten (nafta). De hierdoor teweeggebrachte lage naftaprijs maakte dat de chemische industrie overschakelde op nafta als grondstof. Aromaten, tot in de zestiger jaren bij de produktie van cokes gewonnen, werden nu veel goedkoper door het proces van het katalytische reformen van nafta. Etheen, toen en thans in de VS geproduceerd uit ethaan (uit aardgas, of uit cokesoven-gas), werd aan deze kant van de oceaan nu door thermisch kraken van nafta geproduceerd. De kraakbenzine bevatte veel aromaten, die door extractie eenvoudig waren te winnen. Door met gigantische installaties (naftakrakers) te werken, werd de kostprijs van etheen laag. Ook andere olefinen, propeen en butenen kwamen bij het naftakraken vrij. In de zestiger en zeventiger jaren is de chemische industrie overgeschakeld op olefinen als grondstof. Daarvoor zijn volledig nieuwe processen ontwikkeld.

Een op olie en aardgas georiënteerde schaarstetoekomst doet onder meer omzien naar alternatieven voor deze voor de chemie zo belangrijke grondstoffen. Mogelijkheden die zich aandienen zijn: steenkolen, en mogelijk cellulose en suikers. Wel dient men zich te realiseren dat de produktie van organische chemicaliën - slechts enkele procenten van het totale verbruik aan aardolie en aardgas - nauw verbonden is met de aammaak van brandstoffen. Het beschikken over faciliteiten voor de produktie van brandstoffen (raffinaderijen) is vrijwel een eerste voorwaarde om de belangrijkste chemicaliën economisch te kunnen produceren. De industriecomplexen van de chemie zijn dan ook sterk vervlochten met raffinaderijen. Het is niet te verwachten dat bij de toepassing van kolen deze situatie sterk verandert. Ook veel steenkoolverwerkende processen, waarvan we verwachten dat ze in de toekomst zullen worden verwezenlijkt zijn erop gebaseerd zowel brandstoffen als chemische produkten te leveren.

Uit aardolie, aardgas en verwante derivaten worden in de chemische industrie een groot aantal basisgrondstoffen voor verdere verwerking tot diverse eindprodukten aangemaakt. In onderstaand staatje worden de belangrijkste opgesomd:

<u>behandelingsroute</u>	<u>basisgrondstoffen</u>
destillatie	benzine nafta kerosine gasolie zware destillaten
kraken	etheen propeen buteen butadieen aromaten
raffineren	olefinen paraffinen
reformen	benzeen tolueen xyleen
oxyderen	zuurstofhoudende verbindingen
partieel oxyderen	synthesegas

Opzet van het onderhavige rapport is na te gaan in hoeverre er mogelijkheden aan te wijzen zijn voor de inzetbaarheid van de grondstof steenkool in de chemische industrie. Nagaan dus in hoeverre steenkool een rol kan gaan spelen bij de vervaardiging van basisgrondstoffen, zoals hierboven aangegeven.

Vorige versies van het rapport zijn voorgelegd aan een aantal deskundigen die zo vriendelijk waren het te (laten) becommentariëren. Vele suggesties werden gedaan om een bruikbaar overzicht te verkrijgen. Veel dank is dan ook verschuldigd aan de heren Dr.ir. J.W.M. Steeman (DSM), Prof.ir. J.W. de Geus (RUU), Ir. G.J.J. van Eeden (Dow), Ir. E.A. de Wit (AKZO) en Ir. M.J. van der Burgt (Shell). Ook zij dank verschuldigd aan al diegenen die op andere wijze hebben bijgedragen tot het tot stand komen van dit rapport.

Dit rapport is in opdracht van het Energie Studie Centrum (ESC, Petten) vervaardigd, als onderdeel van een studie naar de koleninzetmogelijkheden in de Nederlandse industrie.

## 2. STEENKOOL ALS CHEMISCHE GRONDSTOF

Voor een overzicht van het gebruik van steenkool algemeen en koolstof als chemicalie zijn in de Bijlagen 1 en 2 de belangrijkste hier terzake doende gegevens bijeengebracht. In dit hoofdstuk zal meer in het bijzonder op de relatie steenkool en chemische grondstof worden ingegaan. De veredeling van steenkool valt in twee groepen uiteen:

- A. steenkool + (warmte + zuurstof + waterdamp);
- B. steenkool + (warmte + waterstof)

In het geval A wordt, afhankelijk van het gekozen technisch procédé (temperatuur, druk, samenstelling, verblijftijd) altijd een gemengd gas van het type synthesegas verkregen,  $H_2 + CO$ . De gewenste  $H_2/CO$ -verhouding hangt af van de gekozen vervolgsynthese.

In het geval B is altijd waterstof nodig. Op een petrochemisch complex is altijd wel waterstof voorhanden, bijvoorbeeld via het reform-proces (aardgas, nafta, e.d.), het HPPO-proces (stookolie, e.d.), etc. Zou men de beschikking hebben (of krijgen) over elektrolytische waterstof (voorlopig wel kostbaar!) dan kan deze natuurlijk ook gebruikt worden [1].

Via directe hydrogeneringsprocessen kan men zowel methaan als synthetische kolenolie (syncrude) verkrijgen die enige overeenkomst vertoont met ruwe olie [2]. Van de processen, die in hoofdzaak zijn gericht op de produktie van motorbenzines, zijn tot nu toe alleen het Fischer-Tropsch-proces en het Bergius-proces op industriële schaal gerealiseerd [3]. Hoewel deze werkwijzen met name in Duitsland gedurende de Tweede Wereldoorlog van groot belang zijn geweest, is er de laatste 25 jaar, afgezien van enigermate vergelijkbare schaarste-omstandigheden zoals in Zuid-Afrika, weinig belangstelling voor.

Reden daarvoor zijn de vereiste hoge investeringen. De directe hydrogenering van steenkool tot syncrude geschiedt met een relatief laag rendement. Wel hangt het erg af wat er precies geleverd wordt. Wanneer het thermisch rendement wordt gedefinieerd als (motorbenzine + bijprodukten)/(verbruikte kolen) is dit, voor het geval het proces methaan wordt gereformeerd, bij Sasol, Zuid-Afrika, 25 à 30%. Wordt het methaan verkocht dan stijgt het tot 45-50%.

Op verschillende plaatsen in de wereld, ook in Nederland, wordt studie verricht - op lab schaal - naar nieuwe wegen voor de hydrogenering van steenkolen.

Genoemd kan worden het solvatatie-proces waarin steenkool in een oplosmiddel wordt gedispergeerd. De functie van de vloeistof is, naast het in suspensie houden van de steenkool, de extractie van koolwaterstoffen. Het overdragen van waterstof aan steenkool middels het (donor)oplosmiddel kan een derde functie van het oplosmiddel zijn. Een groot probleem is de as-verwijdering. [3,4]

Voorts zijn ontwikkelingen gaande o.a. in de VS waarbij steenkool licht wordt gehydrogeneerd. Daarbij ontstaat een zware stookolie die geschikt is voor ondervuring in bijvoorbeeld elektriciteitscentrales.

De doelstelling is hierbij de steenkool om te zetten tot een milieuvriendelijker te verwerken brandstof dan de steenkool zelf. Gezien de stand van zaken van de ontwikkelingen op dit gebied mag niet worden verwacht dat deze processen (zo zij ooit gerealiseerd zullen worden) vóór de jaren 1990 van belang zullen worden. Voor een overzicht van de lopende demonstratieprojecten op het gebied van de directe hydrogenering van steenkolen wordt verwezen naar de referenties [ 5] en [ 6].

Op het eerste gezicht lijkt het waarschijnlijk dat verwerking van steenkolen tot vloeibare brandstoffen vooral bij de kolenmijnen zal plaatsvinden om het vervoer van vaste stoffen te vermijden. Wat Nederland betreft zou dit dan neerkomen op import van dergelijke vloeibare brandstoffen. Dit bovendien slechts in zoverre als sprake is van het gebruik ten behoeve van verkeer en vervoer. Aan de andere kant is het denkbaar dat de verwerking van steenkool tot vloeibare brandstoffen, gezien de vereiste gecompliceerde apparatuur, niet gebonden hoeft te zijn aan de mijn. Wellicht zal de asverwijdering daarbij doorslaggevend zijn, maar ook in er veel water nodig voor de vervoestoffing (waterstofproductie) een zaak waarvan bekend is dat deze veel problemen kan opleveren bij de mijn.

In Nederland denkt de chemische industrie, wat het gebruik van steenkolen als chemische grondstof betreft, veel eerder aan de bereiding van synthesegas ( $H_2 + CO$ ) ter vervanging van olie/aardgas-basis grondstoffen dan directe hydrogenering.

Synthesegas kan katalytisch worden omgezet in vloeibare koolwaterstoffen. Twee processen die van belang zijn voor de bereiding van zowel brandstoffen als chemische produktie uit synthesegas zijn het Fischer-Tropsch-proces en het Mobil-proces. Daarnaast bestaat er een aantal processen op basis van synthesegas die specifiek één chemisch produkt maken, bijvoorbeeld de Monsanto-synthese voor azijnzuur of de aanmaak van ureumformaldehyde uit methanol en  $NH_3 + CO_2$ .

Bij het Fischer-Tropsch-proces worden niet selectief langs katalytische weg uit het mengsel van  $H_2 + CO$  vloeibare koolwaterstoffen gemaakt. Daarbij ontstaat naast methaan een scala van produkten, van gassen tot vaste koolwaterstoffen. De koolwaterstoffen zijn vooral lineair, goed als dieselbrandstof maar voor ottomotoren is een extra isomerisatiestap nodig. Door keuze van de procesconditie en selectie van het katalytisch actieve metaal kan, binnen bepaalde grenzen, het produkt aangepast worden aan de behoefte. Het bekendste katalytische metaal is ijzer. Daarnaast zijn ook op basis van kobalt en ruthenium actieve katalysatoren te bereiden. Het ruwe produkt kan, zoals boven werd aangestipt, met behulp van bekende technologieën uit de olieverwerkende industrie verder opgewerkt worden tot hoogwaardige brandstof en chemische produkten.

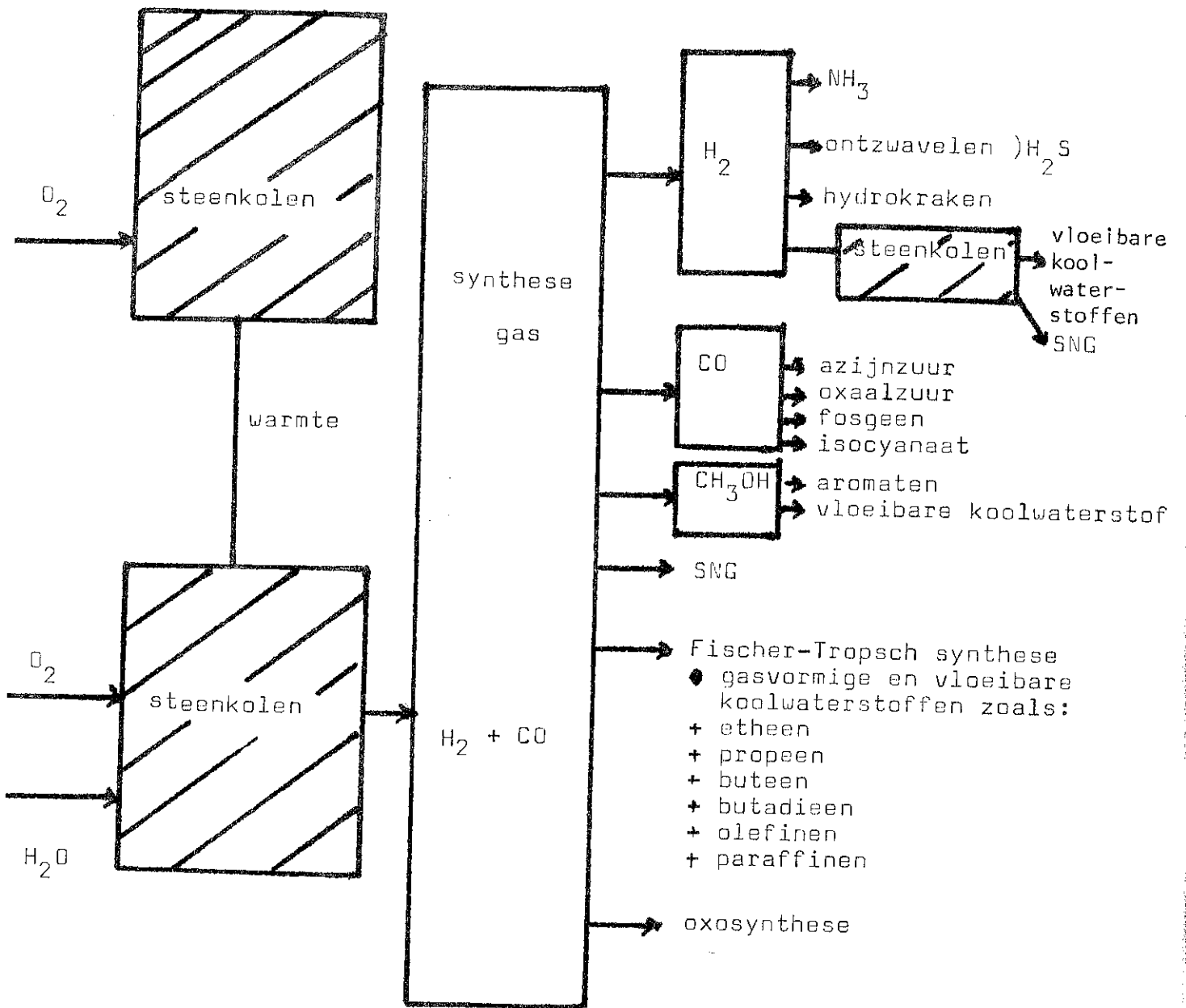
De bereiding van methanol uit synthesegas is een bekende technologie die reeds op grote schaal commercieel wordt toegepast. In het Mobilproces wordt eerst methanol gemaakt dat vervolgens met behulp van een zeoliet-katalysator, selectief tot aromaten omgezet wordt. Op het ogenblik wordt onderzocht of het proces geoptimaliseerd kan worden voor de produktie van benzine. Het is evenwel ook denkbaar dat het proces wordt gebruikt voor de industriële produkten van organisch-chemische produkten, zoals aromaten en mogelijk olefinen.

Er is enig uitzicht om zowel via methanol (Mobil) als via Fischer-Tropsch olefinen te produceren, maar technisch bewezen is dat nog niet. Al eerder werd gewezen op het gebruik van steenkool voor ontgassingsdoeleinden (pyrolyse). Bij dergelijke processen verkrijgt men gas, een vloeibare fractie en cokes. Uit de vloeistof kunnen vele chemische produkten als fenol, toluen, benzeen en naftaleen worden afgescheiden. Het gas bestaat uit een mengsel van lichte koolwaterstoffen, CO en H<sub>2</sub>. De hoeveelheden zijn echter gering. Dit maakt het proces in zijn huidige vorm niet geschikt voor toepassing op grote schaal. Momenteel wordt getracht het proces te verbeteren, maar het belang van het pyrolyse-proces voor de toekomst is nog moeilijk voorspelbaar [ 3 ].

Uit het bovenstaande moge blijken dat de bulkbehandeling van (specifieke) steenkool(soorten) voor de chemie vooralsnog een reële betekenis kan krijgen voor:

- de produktie van H<sub>2</sub> uit synthesegas voor
  - . de ammoniak-synthese (kunstmest);
  - . het ontzwavelen van aardoliefracties;
  - . kraakdoeleinden in de petro-chemische industrie algemeen;
  - . (eventueel liquefactie-doeleinden ten behoeve van brandstoffen voor verkeer)
- de levering van synthesegas voor de SNG-synthese alsmede de oxosynthese in de petro-chemische industrie
- de levering van synthesegas voor diverse syntheses (Fischer-Tropsch, Mobil, e.a.)

Het één en ander is schematisch te zien in Figuur 1.



Figuur 1 : Schema kolen en chemie

### 3. STEENKOOLVERGASSERS

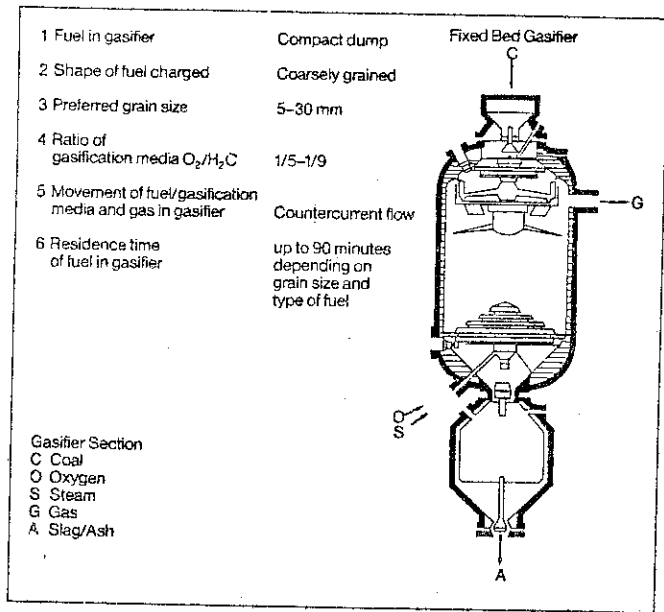
In het vorige hoofdstuk is gewezen op de betekenis van de bereiding van synthesegas als grondstof voor de chemie. Op het ogenblik wordt er dan ook op verschillende plaatsen koortsachtig gewerkt aan de totstandkoming van commerciële installaties die het hele jaar door grote hoeveelheden synthesegas van constante kwaliteit kunnen leveren. Om een indruk te krijgen van de stand van zaken op dit gebied van de steenkolenvergassing is het nuttig zich te realiseren wat thans commercieel verkrijgbaar is en wat zich in de ontwikkelingsfase bevindt.

Er zijn drie soorten kolenvergassingsreactoren, de vastbed vergasser (Festbett, fixed bed), de gefluidiseerd bedvergassers (Wirbelbett, fluidised bed gasifier) en de hier van belang zijnde stofwolkvergassers (Flussstrom, entrained bed gasifier). Reeds eerder werden deze vergassingsprocédés op hun procesparameters onderzocht [7]; een meer recent overzicht is ondergebracht in Fig. 2 en Tabel 1 [8, 9].

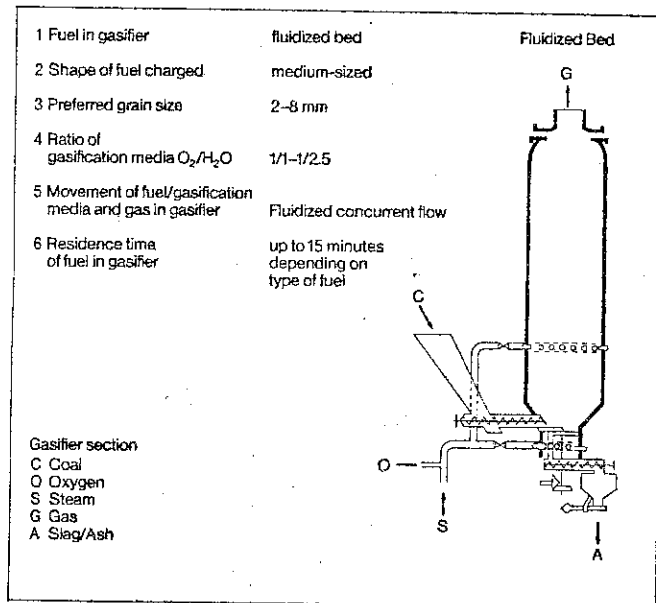
Het Lurgi-proces, een commerciële vastbed vergasser, bezit naast de beperking in het type kool dat wordt gebruikt twee belangrijke nadelen bij de produktie van synthesegas.

Ten eerste de grote hoeveelheid koolwaterstoffen en vloeibare bijprodukten. Het ruwe gas bevat tussen de 10% en 18% methaan, dat voor de produktie van synthesegas met stoom omgezet dient te worden. De hiervoor benodigde apparatuur en energie betekenen een belangrijk nadeel voor deze vergasser. Lurgi heeft voorgesteld om tegelijkertijd methanol en SNG te produceren, waarbij de stoomreforming stap achterwege kan blijven. Een ander nadeel is het hoge stoomverbruik van dit type vergasser. Dit is noodzakelijk om de temperatuur in de verbrandingszone voldoende laag te houden om klinkervorming van de as te voorkomen.

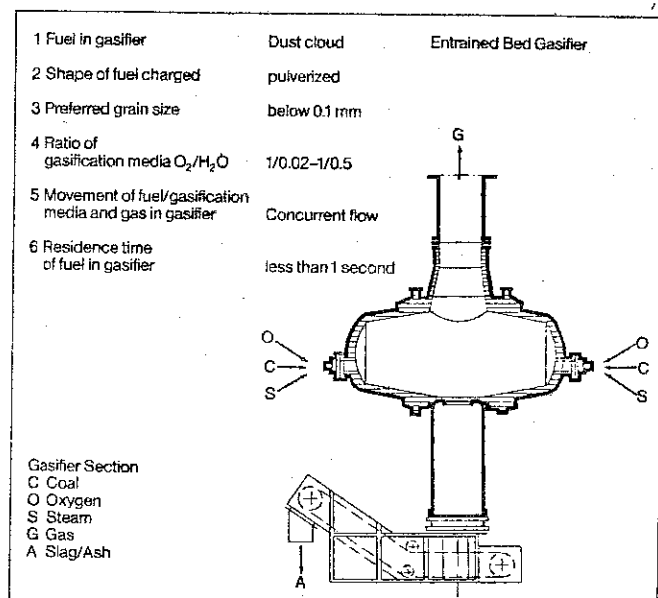
Het Winkler-proces, een gefluidiseerd bedvergasser, heeft ten gevolge van de lage druk en de lage koolstofomzettingsgraad een laag rendement en is daardoor niet geschikt voor de produktie van synthesegas.



Fixed bed gasifier



Fluidized bed gasifier



Entrained bed gasifier

Figuur 2  
 Overzicht van de  
 drie soorten  
 kolenvergassingsreactoren

Kennwerte

Vergasungsverfahren		Festbett	Wirbelbett	Flugstrom
Betriebsdruck	Bar	bis 30	1,05	1,05
Gastemperatur Austritt Vergaser	°C	400-600	800-900	1400-1600
Anforderungen an den Brennstoff				
- Körnung	mm	5-30	2-8	unter 0,1
- Backverhalten		darf nicht backen	darf nicht backen	keine Beschränkungen
- Verhalten bei hohen Temperaturen		darf nicht zerfallen	darf nicht zerfallen	keine Beschränkungen
- Ascheschmelzverhalten		Erweichungspunkt > 1000 °C	Erweichungspunkt > 1000 °C	keine Beschränkungen
Anfallende Nebenprodukte		Benzin, Öl, Teer, Phenol/NH <sub>3</sub> -haltiges Abwasser	keine	keine
Verbrauch:				
Sauerstoff	m <sup>3</sup> /10000 kJ Kohle	0,095-0,13	0,16-0,19	0,19-0,24
Dampf	kg/10000 kJ Kohle	0,48 -0,71	0,19-0,24	bis 0,048
Erzeugung:				
Gas	m <sup>3</sup> /10000 kJ Kohle	0,69 -0,74	0,66-0,72	0,66-0,72
Abhitzedampf	kg/10000 kJ Kohle	0,36 -0,41	0,36-0,43	0,72-0,79

Gasanalyse

Vergasungsverfahren		Festbett		Wirbelbett		Flugstrom	
Kohlenart		Braun-	Stein-	Braun-	Stein-	Braun-	Stein-
CO <sub>2</sub>	Vol. %	34,0	28,0	19,0	24,0	11,9	10,5
CO	Vol. %	14,4	22,0	37,5	30,6	55,9	55,0
H <sub>2</sub>	Vol. %	36,2	38,7	40,0	41,0	29,6	32,1
N <sub>2</sub> + Ar	Vol. %	1,2	1,0	1,0	2,0	2,0	1,9
CH <sub>4</sub>	Vol. %	13,1	9,0	2,0	2,0	0,1	0,1
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	Vol. %	0,9	0,4	-	-	-	-
H <sub>2</sub> S/CO <sub>2</sub>	Vol. %	0,2	0,9	0,5	0,4	0,5	0,4
Summe	Vol. %	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0
Hu	kJ/m <sup>3</sup>	10875	10420	9810	9455	10130	10460
Hu	kcal/Nm <sup>3</sup>	2600	2490	2345	2260	2412	2500

Umwandlungsverlauf bei der Kohlevergasung

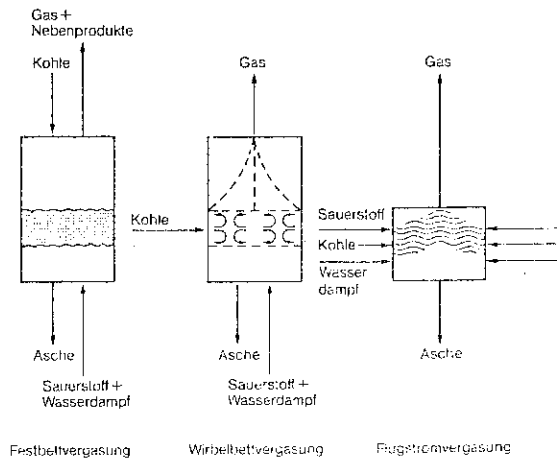


Tabelle 1 Kennwerte von der Kohlevergasung

In de stofwolkvergassers, ook wel Flugstromvergasung, entrained suspension, meesleepreactor, meestroomsuspensie of poederkoolvergasser genoemd, worden de vooraf fijngemalen kolen (<0,1 mm) te zamen met stoom en zuurstof de reactor ingeblazen, hetgeen het effect van een dichte stofwolk geeft. De eigenlijke vergassing vindt binnen de seconde plaats bij temperaturen die tussen de 1300 en 2000°C liggen, afhankelijk van de reactiegevoeligheid van de aangeboden steenkool. Treedt het gas aan de bovenkant van de reactor uit, de vloeibare as (slak) stroomt naar het laagste punt en wordt in water opgevangen, een gedeelte echter gaat mee als vliegias en stolt alvorens via cyclonen e.d. afgescheiden te worden. In principe is dit type reactoren ongevoelig voor de gebruikte kolensoort, vooropgesteld dat het assmelpunt niet te hoog ligt. Op het ogenblik zijn daardoor nog niet alle kolensoorten goed vergasbaar, maar het ideaal van een z.g. alleseter wordt toch al aardig benaderd. De zeer hoge werktemperatuur voorkomt vrijwel de vorming van enige koolwaterstof, doch ten koste van een hoog zuurstofverbruik. Stofwolkvergassers zijn gezien hun geringe reactorinhoud in principe erg geschikt voor snelle belasting-variatiës, maar stellen hoge eisen aan de doseer- en veiligheidssystemen.

Het Koppers-Totzek proces is het eerste proces dat stofwolkvergassing, onder atmosferische druk, heeft toegepast. Het proces dateert van 1937; Friedrich Totzek die belangrijke bijdragen aan de ontwikkeling van dit type kolenvergassing heeft geleverd had de volgende doelen voor ogen:

- de reactor zou een alleseter moeten zijn (steenkolen, bruinkolen, turf, afvalstoffen van de aardolieraffinage, etc.);
- er zou sprake moeten zijn van volledige uitbrand;
- het synthesegas zou vooral uit H<sub>2</sub> en CO moeten bestaan;
- het vergassingsprocédé zou een hoog rendement moeten hebben;
- milieuschadelijke stoffen zouden tot een minimum teruggebracht moeten zijn;
- het synthesegas zou vrij moeten zijn van corrosieve bestanddelen en bij afkoeling geen stoffen opleveren die aanleiding kunnen geven voor verstopping van apparaten en leidingen.

De eerste commerciële Koppers-Totzek fabriek waar ook z.g. bakkende kolen in kunnen worden verwerkt stamt uit het begin van de vijftiger jaren. Sindsdien zijn er tientallen installaties gebouwd. De prestaties zijn in de loop van de tijd verbeterd:

vijftiger jaren	: 3.000- 5.000 m <sup>3</sup>	ruw C gas per vergasser per uur;
zestiger jaren	: 6.000-12.000 m <sup>3</sup>	ruw C gas per vergasser per uur;
zeventiger jaren	: 15.000-50.000 m <sup>3</sup>	ruw C gas per vergasser per uur;

Eén van de grootste fabrieken werd in 1978 door een kunstmestproducent in Ramagundam, in India, in bedrijf genomen;

capaciteit	: 2.300.000 m <sup>3</sup>	ruw synthese gas per dag. Voor
------------	----------------------------	--------------------------------

een indruk van de werkwijze van het proces zij verwezen naar Fig. 8 et al., in Bijlage 3.

Van de tweede generatie processen zijn de stofwolkvergassers het meest geschikt voor de produktie van synthese gas.

Dit zijn:

- a) het Shell-Koppers procédé dat in het verlengde ligt van het Koppers-Totzek proces;
- b) het Saarberg-Otto-procédé;
- c) Het Texaco-procédé.

Voor een momentopname van de stand van zaken van de bestaande proefprojecten zij verwezen naar Tabel 2 [10].

Als gemeenschappelijke doelen voor de stofwolkvergasser van het komend decennium stelt men zich voor:

- te komen tot een echte alleseter, geschikt dus voor alle vaste brandstoffen;
- te werken onder druk, om daarmee tot prestatieverhoging te komen;
- te zorgen voor een afdoende oplossing wat de milieubelasting betreft;

Projektbezeichnung/ Standort	Projekt-träger	Auslegungs- daten	Zielvor- stellung	Zeit- vorstellung	Investitions- kosten	Inv. Kosten + Betriebskosten	Kosten- verteilung
Shell- Koppers/ Hamburg-Har- burg	Deutsche Shell AG	Kohledurchsatz 6,25 t/h Druck 25-35 bar	Gasturbinen- Kraftwerk, Synthesegas, Redukt. Gas, (SNG)	Versuche bis 1982/83	60 Mill. DM	100 Mill. DM	Bisher 100 % Shell und Krupp-Koppers
Texaco/ Oberhausen	Ruhrkohle u. Ruhrchemie	Kohledurchsatz 6 t/h Druck 40 bar	Erzeugung von Synthesegas u. Redukt.-Gas	Versuche bis 1981	10 Mill. DM (Kostensparnis durch vorh. Nebenanlagen)	30 Mill. DM (2 J. Versuchs- dauer)	BMFT 60,00 % Ruhrk. 26,33 % Ruhr- chemie 13,67 %
Saarberg-Otto/ Fürstenhausen	Saarbergwerke /Dr. C. Otto	Kohledurchsatz 11 t/h Druck max. 25 bar	Erzeugung von Synthese- und Redukt.-Gas	Versuche bis Ende 1980	53 Mill. DM	80 Mill. DM (2 Betriebsjahre)	BMFT 75,0 % Saarberg 12,5 % Dr. Otto 12,5 %

Erzeugte Gasmenge	Stand März 1980	Technische Charakteristiken	Bemerkungen	Projektstatus einer geplanten großtechnischen Anlage
12500 m <sup>3</sup> /h $\frac{32000-40800 \text{ kWh}}{\text{h}}$ $H_0 = 2,6-3,3 \frac{\text{kWh}}{\text{m}^3}$ $= 9,2-11,7 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}$	Versuchsbetrieb seit An- fang 1979	Vergasung i. d. Flugstaubwolke, O <sub>2</sub> u. Minimum an Dampf. Keine Flug- koksrückführung notwendig. Alle Kohlen einsetzbar (als Feinstaub (90 % < 0,1 mm), flüssige Schlacke.	Praktisch nur CO u. H <sub>2</sub> im Rohgas, keine leichten und schw. KWs. Bis- her genannte CO <sub>2</sub> -Werte < 1 %	Kohlevergasungsanlage mit einem Kohledurchsatz von 0,3 Mill. t/a (1000 t/d) zur Erzeugung von ca. 0,6 Mrd. m <sup>3</sup> /a Synthesegas in der Planung. Standort: Moerdijk/Holland Gas für ein Gas/Dampfturbinen- Kraftwerk. Investitionen: 270 Mill. DM.
12000 m <sup>3</sup> /h $\frac{33840 \text{ kWh}}{\text{h}}$ $H_0 = 2,82 \frac{\text{kWh}}{\text{m}^3}$ $= 10,15 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}$	Versuchsbetrieb seit 2/78	Vergasung i. d. Flugstaubwolke mit O <sub>2</sub> . Einbringung d. Kohlenstaubs als pumpfähiger Wasserschleim (40-65 % H <sub>2</sub> O-Gehalt). Nur Stein- kohlen einsetzbar, flüssige Schlacke.	Praktisch nur CO und H <sub>2</sub> im Roh- gas, keine leichten und schweren KWs. Kohleeinspeisung arbeitet zufriedenstellend und rechtfertigt einen etwas höheren Verbrauch an Kohle und Sauerstoff für die Wasserverdampfung. Auch geeignet für die Vergasung des Rückstandes aus der Kohlehydrierung.	In der BR Deutschl. 2 Proj. etwa gleicher Größenordnung in Pla- nung (ca. 0,7 Mrd. m <sup>3</sup> /a Synthese- gas-Steinkohleeinsatz ca. 0,4 Mill. t/a). Standorte: Ruhrchemie Ober- hausen u. Kraftw. Rheinpreußen, Moers. Investitionen: 225 - 250 Mill. DM je Anlage. Desweiteren 3 Großprojekte in USA in Planung.
22800 m <sup>3</sup> /h $\frac{69000 \text{ kWh}}{\text{h}}$ $H_0 = 3,03 \frac{\text{kWh}}{\text{m}^3}$ $= 10,91 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}$	Nach längeren Heißversu- chen mit Kokereigas ab Ende 1979 Beginn der Ver- suche mit Kohlenstaub.	Vergasung i. d. Flugstaubwolke mit O <sub>2</sub> u. Dampf (grobkörniger Staub < 3 mm). Reaktion über Schlacken- bad. Flugkoksrückführung vorgese- hen. Alle Kohlen einsetzbar, flüssi- ge Schlacke.	Praktisch nur CO u. H <sub>2</sub> im Rohgas. Keine leichten und schweren Kohlenwasserstoffe.	2 Vorprojekte: a) 0,8 Mrd. m <sup>3</sup> /a aus 0,4 Mill. t/a Steinkohle für Einsatz im Kombi- Kraftwerk Fenne. b) 0,2 Mrd. m <sup>3</sup> /a Synthesegas aus 0,1 Mill. t/a Steinkohle für Di- rektreduktion (Korf/Kehl). Investitionen: a) 170 Mill. DM, b) 100 Mill. DM.

Tabel 2 (Overzicht proefprojecten geavanceerde  
stofuolkvergasers

Bij het Shell-Koppers en het Saarberg-Otto proces wordt droge poederkool via een passend sluisstelsel de vergassingsruimte ingeblazen. Bij het Texaco-proces is sprake van het injecteren van een kolen/water suspensie (50-65% vaste stof). Alleen de reactoren van Shell-Koppers en Saarberg-Otto beschikken over een inwendig koelsysteem om de extreem hoge warmtebelasting van de wandbekleding tegen te gaan. In alle drie de processen wordt de vloeibare as/slak middels een mechanische voorziening afgetapt. Het Saarberg-Otto procédé kenmerkt zich door het gebruik van de vloeibare slak als warmtebuffer. Voor nadere informatie over de genoemde processen wordt verwezen naar de Fig. 9, 10 en 11 in Bijlage 3.

Er bestaat een recent overzicht van de eerste vrijgegeven resultaten van de aan de orde zijnde stofwolkvergassers, wat hun gassamenstelling e.d. betreft zie Fig. 12, in Bijlage 3 [10]. Toegevoegd zijn enige extra gegevens van het Shell-Koppers proces [11] alsmede het Texaco-proces [16]; uit deze cijfers blijkt dat de uitbrand voor alle procédés zeer hoog te noemen is (ca. 99%). Het Shell-Koppers proces komt er het beste af wat zowel het vergassingsrendement als het thermische rendement betreft. Het Texaco-proces heeft evenals het Saarberg-Otto proces een hoog CO<sub>2</sub>-gehalte in het ruwe synthesegas. Bij het Texaco-proces is dit zonder meer terug te voeren op de wijze van voeden (kolen/water suspensie); wat het Saarberg-Otto proces betreft is de reden (nog) onbekend. De voordelen van de tweede generatie vergassers bij de produktie van syngas wordt geïllustreerd door de vergelijking van de kosten voor een ammoniak en een methanol plant. Zie Fig. 13 in Bijlage 3 [18], onder "Table 1" en "Table 2".

De drie genoemde processen produceren synthesegas met een H<sub>2</sub>/CO verhouding van ca. 0,5.

De H<sub>2</sub>/CO-verhouding vereist voor een aantal chemicaliën is als volgt (als aanvulling op tabel 3):

Chemicalie	H <sub>2</sub> /CO verhouding vereist in het synthesesgas (mol.)
Ammoniak	alles waterstof
Methanol	2
Ethyleen	2
Oxo alcoholen	2
Ethanol	2
Ethyleen glycol	1,5
Azijnsuur	Alles CO
Azijnsuuranhydride	Alles CO
Fosgeen	Alles CO

Voor sommige produkten is een verhoging van het waterstofaandeel noodzakelijk door een gedeelte van de CO om te zetten in H<sub>2</sub> met behulp van de zogenaamde shift reactie.

Voor reacties, waarbij alleen CO vereist is, kan dit uit het synthesesgas worden afgescheiden bijvoorbeeld cryogeen of met het "cosorb" proces van Tenneco.

Ruwe grondstof	Omzettingsproces	Gemiddeld samenstelling ruw gas- (vol %)				H <sub>2</sub> /CO verhouding	Vereiste H <sub>2</sub> /CO verhouding
		H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	inert		
Aardgas	Reformeren	75	13	9	2	5,8	
Nafta	Reformeren	71	15	12	2	4,7	
Olie	Partieel oxyderen	46	47	4	3	0,98	
Steenkolen	Partieel oxyderen	31	58	5	6	0,53	
Te bereiden chemicalie							~
H <sub>2</sub>							~
NH <sub>3</sub>							2
CH <sub>3</sub> OH							2
Koolwaterstoffen							1
Oxochemicaliën							0
Azijnsuur							

Tabel 3. H<sub>2</sub>/CO verhouding

4. HET KOSTENASPECT VAN HET GEBRUIK VAN STEENKOOL ALS CHEMISCHE GRONDSTOF

Om inzicht te krijgen of steenkool een kans maakt om in de chemische industrie c.q. synthesegaschemie terug te keren hangt in feite af van het samenspel van drie factoren[19]

- a) het verbruik aan energie van het proces;
- b) de hoogte van de investeringen;
- c) de energieprijis.

In onderstaande tabel 4 wordt het energieverbruik opgevoerd voor de drie belangrijkste basisprodukten die met behulp van de synthesegasroute kunnen worden geproduceerd.

	Vereiste energie per ton te produceren:		
	waterstof (GJ)	ammoniak (GJ)	methanol (GJ)
uit aardgas	201	36	32
uit nafta	214	39	34
uit stookolie	224	41	36
uit steenkool	264	47	41

Tabel 4: Specifiek energieverbruik per ton produkt

Hieruit blijkt dat steenkool altijd de meeste energie vereist om de gewenste chemicaliën te bereiden. De reden hiervoor is gelegen in het feit dat de H<sub>2</sub>/CO-verhouding van het synthese gas zo laag is; deze moet immers flink worden opgevoerd zoals blijkt uit Tabel 3.

Wat de investeringen betreft is het bekend dat de inzet van steenkolen grote bedragen vergt. In onderstaande Tabel 5 worden de investeringen gegeven in 1980 VS dollars voor een capaciteit die circa 400.000 ton produkt per jaar bedraagt.

grondstof	Investering in $10^6$ voor:		
	waterstof ( $10^5 \text{ m}^3/\text{h}$ )	ammoniak (1200 t/d)	methanol (1100 t/d)
aardgas	24	78	73
nafta	28	82	77
stookolie	59	115	109
steenkool	108	156	146

Tabel 5: Investerings voor de produktie van ammoniak en methanol uit verschillende energiedragers

Vooralsnog is qua investering het gebruik van steenkolen onaantrekkelijk. De verwerking van een vaste stof met een ongunstige C/H-verhouding eist zijn tol.

Om 1 ton  $\text{NH}_3$  uit steenkolen te produceren is 47 GJ nodig; grondstofkosten zijn derhalve  $47 \times P_{\text{kolen}}$  als P uitgedrukt wordt in een prijs-eenheid per GJ. De bijbehorende jaarlijkse kosten voor rente, afschrijving, loonkosten, onderhoud en overhead - op 40% van de vaste investeringen per jaar te stellen - zijn (voor een jaarproduktie van circa 400.000 ton) voor 1 ton ammoniak uit steenkolen:  $0,4 \times \$156 \cdot 10^6 / 400.000 = \$156$ . De totale kostprijs voor  $\text{NH}_3$  op basis voor steenkolen is derhalve  $P_{\text{NH}_3 \text{ uit kolen}} = 47 P_{\text{kolen}} + \$156$ .

De prijsrelaties voor aardgas, nafta en olie zijn respectievelijk:

$$\begin{aligned} P_{\text{NH}_3 \text{ uit aardgas}} &= 36 P_{\text{aardgas}} + \$78 \\ P_{\text{NH}_3 \text{ uit nafta}} &= 39 P_{\text{nafta}} + \$82 \\ P_{\text{NH}_3 \text{ uit olie}} &= 41 P_{\text{olie}} + \$115 \end{aligned}$$

Bij gelijke kostprijs voor 1 ton ammoniak uit steenkolen, aardgas, nafta en olie zijn er 3 relaties voor de steenkolenprijs:

$$\begin{aligned} P_{\text{kolen}} &= 0,77 (P_{\text{gas}} - \$2,2) = 0,77 (P_{\text{gas}} - f 4,4) \quad \text{I} \\ P_{\text{kolen}} &= 0,83 (P_{\text{nafta}} - \$1,9) = 0,83 (P_{\text{nafta}} - f 3,8) \quad \text{II} \\ P_{\text{kolen}} &= 0,87 (P_{\text{olie}} - \$1,0) = 0,87 (P_{\text{olie}} - f 2,0) \quad \text{III} \end{aligned}$$

\* 1\$ = f2

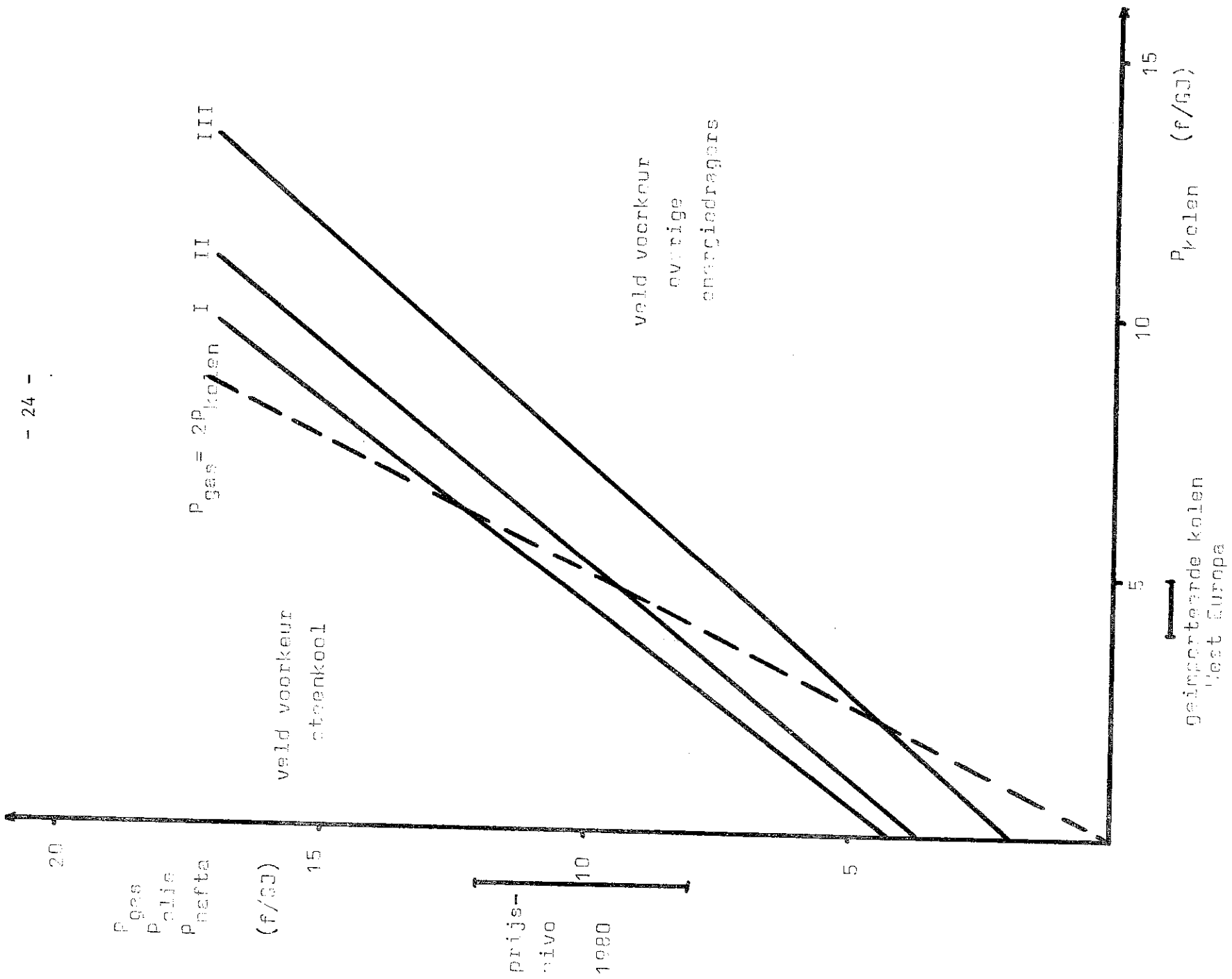


Fig. 3: Prijs-equivalentie-lijnen steenkolen vs gas, olie en  
 nafta voor de produktie van ammoniak

- I  $P_{\text{kolen}} = 0,77 (P_{\text{gas}} = f 4,4)$
- II  $P_{\text{kolen}} = 0,83 (P_{\text{olie}} = f 3,8)$
- III  $P_{\text{kolen}} = 0,87 (P_{\text{olie}} = f 2,0)$

In Fig. 3 zijn de relaties I t/m III grafisch uitgezet. De opgevoerde rechten zijn lijnen die de prijsequivalentie voor de produktie van ammoniak op basis van telkens twee verschillende grondstoffen - waarvan één altijd kolen - aangeeft. Links van een prijsequivalentie-lijn ligt het gebied waar de prijs van kolen de produktie van ammoniak (op basis van kolen) toestaat; rechts ervan geldt het omgekeerde. De stippellijn geeft aan hoe de verdeling verloopt als de kolenprijs de helft is van de gasprijs (f10/GJ in 1980). Uit een dergelijke presentatie blijkt grofweg dat, alleen wanneer de kolenprijs circa 50% van die van gas en olie is, het interessant is ammoniak uit steenkolen te gaan fabriceren. De huidige prijs van geïmporteerde kolen uit West-europa, f4-5/GJ (= f120-150/tSKE), lijkt de introductie van steenkolen hier mogelijk te maken. De grote vraag blijft natuurlijk of de steenkolenprijs zich op dat niveau zal kunnen blijven handhaven, zodat men voldoende vertrouwen zal kunnen opbrengen om daadwerkelijk tot investeren over te gaan.

Voor methanol kunnen soortgelijke berekeningen als voor ammoniak worden uitgevoerd:

$$\begin{aligned} P_{\text{CH}_3\text{OH uit kolen}} &= 41 P_{\text{kolen}} + \$146 \\ P_{\text{CH}_3\text{OH uit aardgas}} &= 32 P_{\text{gas}} + \$ 73 \\ P_{\text{CH}_3\text{OH uit nafta}} &= 34 P_{\text{nafta}} + \$ 77 \\ P_{\text{CH}_3\text{OH uit olie}} &= 36 P_{\text{olie}} + \$109 \end{aligned}$$

Bij een constante kostprijs voor methanol bestaat het volgende verband tussen de prijzen voor kolen, gas, olie en nafta:

$$\begin{aligned} \text{IV } P_{\text{kolen}} &= 0,78 (P_{\text{gas}} - \$2,3) = f 0,78 (P_{\text{gas}} - f4,6)^* \\ \text{V } P_{\text{kolen}} &= 0,83 (P_{\text{nafta}} - \$2,0) = f 0,83 (P_{\text{nafta}} - f4,0) \\ \text{VI } P_{\text{kolen}} &= 0,88 (P_{\text{olie}} - \$1,0) = f 0,88 (P_{\text{olie}} - f2,0) \end{aligned}$$

Grafisch uitgezet verlopen de grafieken voor IV, V en VI nagenoeg congruent aan resp. I, II en III. Voor methanol gelden derhalve dezelfde conclusies als voor ammoniak.

---

\* \$1 = f2.

Ammoniak is op het moment een chemicalie waarvan op verschillende plaatsen nagegaan wordt of deze niet grootschalig via een kolenvergassingsproces goedkoop te produceren is.

Door de Tennessee Valley Authority in de VS bijvoorbeeld is uitgerekend wanneer steenkolen aldaar interessant gaan worden wil  $\text{NH}_3$  zich in de markt handhaven. De verkregen uitkomst geldt in grote lijnen ook voor Nederland (mondelinge mededeling Dr. Steeman, DSM). Uit Figuur 4 valt te lezen dat ook in de VS kolen qua prijs aanzienlijk onder die van stookolie, nafta en aardgas moeten liggen willen zij kunnen concurreren. Exact hetzelfde beeld blijkt op te gaan in West-Duitsland voor de stofwolkvergassersroute. In referentie 20 wordt op overzichtelijke wijze afgeleid dat wanneer de prijs van nafta ongeveer driemaal en die van zware stookolie ongeveer 1,8 maal de calorische prijs van steenkool is, de kostprijs voor ammoniak gelijk geworden is (zie Fig. 5).

Bij een prijs van ca. \$ 2/GJ voor kolen wordt verwacht dat de produktiekosten van middelcalorisch gas (ca.  $11,5 \text{ MJ/m}_0^3$ ), verkregen via het stofwolkvergassersproces, zullen variëren tussen de f100-f125 per  $1000 \text{ m}_0^3$  [12; 20].

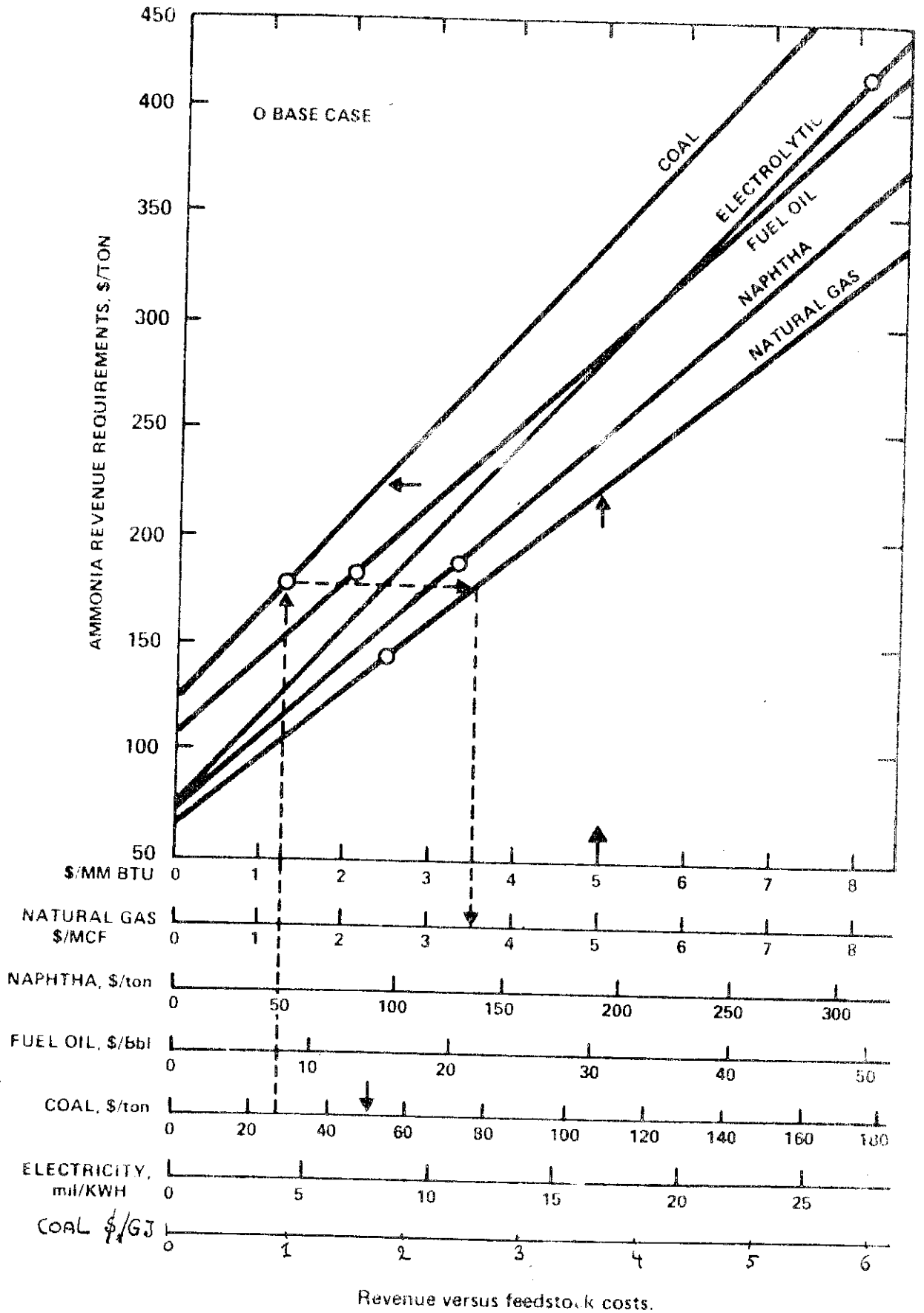
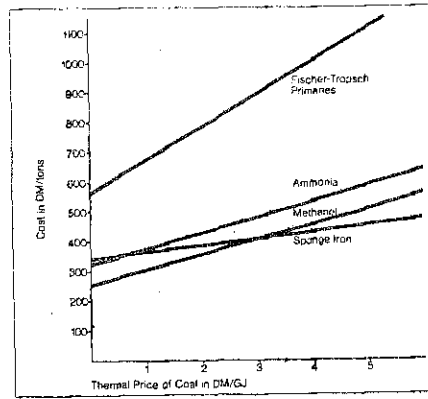
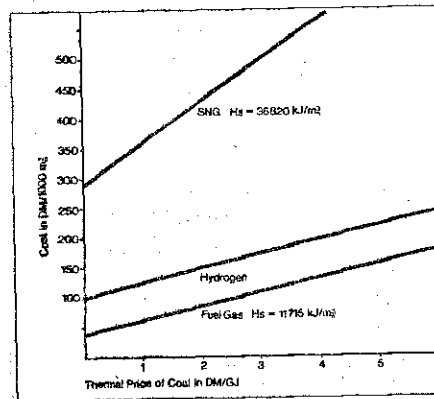


Fig. 4. Kosten NH<sub>3</sub> als functie van grondstofprijzen (TVA 1980)



Cost of F.T. primaries, (NH<sub>3</sub>, CH<sub>3</sub>OH, sponge iron)

Cost of SNG, H<sub>2</sub>, fuel gas



Production cost of NH<sub>3</sub>

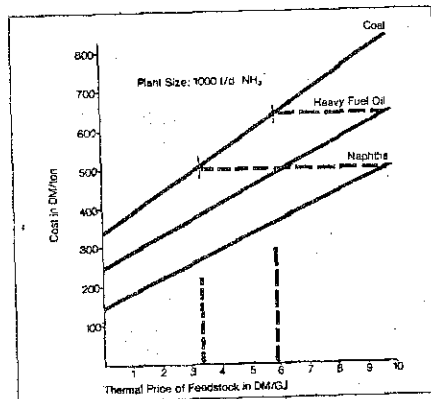


Fig. 5. Kosten produkten stofwolkvergassers

5. SLOTBESCHOUWING

Door de Overleggroep Bedrijfsleven Energievraagstukken is in maart 1980 een rapport uitgebracht [21] waarin de deelnemende partijen zich uitspraken voor een introductieroute van steenkolen in de chemische sector anno 1985. In 1990 zou er dan sprake kunnen zijn van een gerealiseerd commercieel project. Deze toepassing van kolen staat dus los van het gebruik voor het afmenvraagstuk, de inzet in de ijzer- en staalindustrie, de toepassing in de elektriciteitssector alsmede voor de bereiding van distributiegas. Vooralsnog is er geen reden om af te wijken van het toentertijd verkregen inzicht. Met andere woorden de chemie in Nederland zal pas later in dit decennium in staat zijn kolen te accepteren.

Dit laatste houdt sterk verband met de beschikbaarheid van kolen. Niet alleen de fysieke aanwezigheid ervan speelt een belangrijke rol en er zal nog heel wat moeten gebeuren alvorens er een voldoende stroom kolen naar Nederland op gang komt, ook de prijs is erg belangrijk. Op dit moment zijn in Nederland kolen met betrekking tot olie en aardgas nog te duur (2,5 à 2 keer) om attractief te kunnen zijn. Wanneer de prijzen voor olie en gas blijven stijgen, een doorzetten van de trend dus, zullen kolen een winner kunnen zijn. Wel zal in ons land de chemie qua techniek kunnen profiteren van de ervaring die opgedaan wordt in de andere sectoren, bijvoorbeeld de milieubewaking naar aanleiding van de inzet van kolen in de elektriciteitssector. Hier immers zijn kolen nu reeds een echt alternatief voor olie en gas, afgezien van het feit dat de doelstelling van de diversificatie in ons land een grote druk op het gaan gebruiken van steenkolen legt. Ook de aanmaak van kolengas voor de calorische afmenging zal de nodige ervaring opleveren voor de chemie. Mogelijk dat hier zelfs een aanknopingspunt zal komen te liggen naar een geïntegreerd gebruik van kolen voor de energievoorziening annex chemie (levering van gas, warmte, elektriciteit en chemische producten).

De chemie oriënteert zich op de vervaardiging van synthesegas uit steenkool, het mikt op zeer geavanceerde hoge druk procédés waarmee hoge opbrengsten aan gas bij een minimum aan milieubelasting bereikt kunnen worden.

Verschillende proeffabrieken zijn in bedrijf, de eerste resultaten zijn bekend geworden. Men mag goede hoop koesteren dat men de opschalingsfase zal kunnen ingaan. De gedachte aan een alleseter, een installatie dus die iedere vaste brandstof aan zal kunnen, staat hierbij voorop. Alleen langs deze weg en het feit dat alleen grootschalige vergassing de milieubezwaren volledig zal kunnen verdringen, zullen steenkolen hun weg kunnen vinden naar de chemische industrie.

In het buitenland, voor zover het over eigen kolenwinning kan beschikken, ligt het accent van de herintroductie van kolen veelal meer op de produktie van benzine en kolenolie. De directe hydrogenering krijgt dan ook veel aandacht, zij het dat het vooral de overheden zijn die deze ontwikkeling stimuleren. De kosten zijn namelijk dermate hoog dat het particulier bedrijfsleven er alleen niet aan zou beginnen. Kunnen we in Nederland ervan uitgaan dat er de komende decennia altijd wel olie zal zijn voor de sector verkeer en vervoer, olieprodukten voor verwarmingsdoeleinden binnen de bebouwde kom immers zijn niet nodig gezien de aanwezigheid van het inheemse aardgas (doelstelling), in het buitenland is dit juist een belangrijke drijfveer. De eerdergenoemde integratie energie/chemie zal in Nederland omstreeks de eeuwwisseling kunnen plaatsvinden. Wanneer er dan behoefte zal bestaan aan motorbrandstoffen zal Nederland die produceren met de modernste inzichten van die dagen. De bereiding van methanol via een stofwolkvergassingprocédé zou daartoe de basis kunnen leggen; zoals bekend kan methanol, mits voldoende goedkoop aanwezig, toegevoegd worden aan benzine.

Een andere invalshoek is de behoefte aan waterstof voor de olieraffinage. Worden daar thans nog steeds grote hoeveelheden olie-derivaten voor gebruikt, steenkool zal hier te zijner tijd via de entrained bed technieken verlichting kunnen brengen. Dit spaart olie en aardgas uit dat dan elders ingezet kan worden.

Het zal duidelijk zijn dat het erg moeilijk is aan te geven hoeveel steenkolen voor de sector chemie zullen worden gebruikt in de komende jaren.

Niet alleen dat de faciliteiten daarvoor nog geheel ontbreken, de produktieprocessen bevinden zich nog geheel niet in het commerciële stadium; er is nog geen ervaring opgedaan. Om toch enig idee te krijgen - geheel veronderstellenderwijs dus - hoeveel steenkool in het jaar 2000 ingezet zou kunnen worden om de gehele produktie van ammoniak en methanol te kunnen waarborgen wanneer deze uitsluitend aangewezen zou zijn op het gebruik van steenkool ligt het voor de hand om deze inzet via een eenvoudige extrapolatierkening af te schatten.

De produktie van methanol en ammoniak besloeg in 1980 ruwweg ca. 0,5 mln ton en 2,5 mln ton respectievelijk. De verwachte groei van de methanolproduktie zal vooral afhangen van de rol die methanol in de toekomst zal kunnen gaan spelen als secundaire energiedrager. Hiervan uitgaande en van het feit dat er langlopende Noorse contracten bestaan om aardgas als grondstof te blijven gebruiken wordt een groei van ca. 6% verwacht in het tijdvak 1981-2000 die door kolengas gedekt zou kunnen worden [29].

De groei van de ammoniakproduktie in de beschouwde periode zal lager zijn voornamelijk als gevolg van een verwachte afname van de export van kunstmest naar landen buiten Europa. De behoefte aan kunstmest binnen Europa zal zich waarschijnlijk zodanig ontwikkelen dat de ammoniakproduktie zich op het huidige niveau zal stabiliseren [30]. Met deze gegevens laten de produktiecijfers zich berekenen volgens:

Methanol:  $0,5 \text{ mln ton} \times 3,21 \sim 1,6 \text{ mln ton}$

Ammoniak:  $2,5 \text{ mln ton}$

De vereiste energie om een ton  $\text{CH}_3\text{OH}$  of  $\text{NH}_3$  uit steenkolen te produceren is respectievelijk 41 en 47 GJ/ton. De energie-inhoud van 1 ton SKE is ca. 29 GJ, zodat nu de koleninzet voor de produktie van de genoemde hoeveelheden methanol en ammoniak berekend kan worden:

methanol:  $1,6 \times 41/29 \sim 2,3 \text{ Mtske}$

ammoniak:  $2,5 \times 47/29 \sim 4,0 \text{ Mtske}$

Het theoretisch maximum voor de inzet van steenkool voor methanol en ammoniak zou voor het jaar 2000 dus ca. 6,3 mln tSKE kunnen bedragen op basis van de eerder genoemde aannamen.

Er is niets te zeggen over de kans dat de nodige capaciteit voor bedoelde produktie tijdig ter beschikking zal staan. Mogelijk dat slechts ca. de helft van het opgevoerde cijfer als maximum mag worden aangehouden, ruim 3 mln tSKE dus.

Als gedachten-experiment - lees "natte duim" - heeft men elders voor de inzet van steenkolen in de chemische industrie, ammoniak, methanol en waterstof voor ontzwaveling, een steenkoleninzet afgeleid die ligt tussen de 2 en 5 miljoen ton SKE voor het jaar 2000.

Daartoe zijn in 1979 een aantal gedachten geformuleerd in de vorm van een tweetal projecties voor steenkolengebruik als grondstof voor de chemische sector. Voor de grondstofbereiding van ammoniak is toentertijd uitgegaan dat kunstmestbedrijven circa  $2,5 \text{ GNm}^3$  per jaar aan aardgas gebruiken voor de produktie van waterstof (4,8 MtSKE/a) en circa  $0,5 \text{ GNm}^3$  per jaar aan aardgas voor ondervuring (0,8 MtSKE/a). In totaal zou de huidige kunstmestindustrie 5,6 MtSKE/s op kunnen nemen. De maximale penetratie in genoemde sector werd gesteld op 4 MtSKE/a in het jaar 2000. Er bestaat namelijk onzekerheid over de export van kunstmeststoffen op de langere termijn. Momenteel voert men circa 50% van de stikstofhoudende kunstmest uit. Het is mogelijk dat de afnemende landen zelf kunstmest gaan produceren. Dit betekent dat de Nederlandse kunstmestbedrijven langzamerhand aangewezen zullen zijn op de Europese markt.

Ten aanzien van de grondstofbereiding voor methanol werd de bestaande capaciteit van de Nederlandse methanolproduktie ongeveer op 0,7 Mt per jaar gesteld. Bij een thermisch rendement van 54% is voor de aanmaak van deze hoeveelheid rondweg 1 MtSKE per jaar nodig. In het ontvouwde perspectief was de aandacht gericht op de vervanging van de bestaande capaciteit op basis van aardgas door steenkool. Uitbreiding van de methanolproduktie capaciteit is buiten beschouwing gebleven. Als mogelijke ontwikkeling van het steenkoolverbruik voor de methanol-fabricage voor de jaren 1990, 1995 en 2000 werd respectievelijk 0,5 , 0,5 en 1 MtSKE per jaar gezien.

Voor de grondstofbereiding van ammoniak en methanol werd dus in totaal voor het jaar 2000 een 5 MtSKE per jaar voor mogelijk gehouden [21]. Elders [23] is na een soortgelijke afleiding een range van 2-4 MtSKE/a voor het jaar 2000 opgevoerd; zoals eerder opgemerkt is het moeilijk te zeggen hoe de kunstmestindustrie zich zal ontwikkelen. In een studie over de inzetmogelijkheden van waterstof voor het Internationale Energie Agentschap (IEA) is op grond van een eenvoudige enquête in Nederland nagegaan waar de inzet van waterstof in de markt verwacht zou mogen worden. Voor de sectoren ammoniak en methanol werd tot een constante vraag van 65 PJ vanaf 1978 tot het jaar 2005 besloten [22]. Hoe groot het eventuele inzetpercentage van steenkolen in deze markt zou zijn is niet afgeleid. Het cijfer geeft evenwel aan dat het in dezelfde orde van grootte zal liggen als de hierboven genoemde.

Tot slot kan worden opgemerkt dat het nauwelijks een betoog behoeft dat er ten aanzien van de verwachtingen van de inzet van steenkolen voor de chemie een aantal onzekerheden bestaan, die het introductiepad sterk beïnvloeden. De belangrijkste zijn wel:

- er bestaat grote onzekerheid ten aanzien van de prijsontwikkeling van energiedragers over een periode van 20 jaar;
- er bestaat onzekerheid ten aanzien van de publieke acceptatie van steenkolen in Nederland (milieu).

LITERATUUR

- [1] Geus, J.W.  
Hoofdstuk II, Produktie, in Waterstof als energiedrager, toekomstige mogelijkheden in Nederland.  
Uitgave TNO, 1975, pp. 1-281.
- [2] Kieffer, E.Ph.  
Veel mogelijkheden voor steenkool als grondstof voor de chemische industrie  
TNO-project, augustus 1980, pp. 276-281.
- [3] Boersma, M.A.M.  
Benzinebereiding uit steenkool  
Polytechnisch Tijdschrift:Procestechiek 35(1980), nr. 2, pp. 66-75.
- [4] Gallagher, J.E.; Euker, C.A.  
Catalytic coal gasification for SNG manufacture  
Energy Research, Vol. 4, 1980; pp. 137-147.
- [5] Romey, I  
Stand der Kohlehydrierung in Europa  
Erdöl und Kohle-Erdgas-Petrochemie vereinigt mit Brennstof-Chemie  
Bnd. 33, Heft 7, Juli 1980, pp. 314-321.
- [6] Walowski, E; Funk, O  
Stand der Kohlehydrierung ausserhalb von Europa  
Erdöl und Kohle-Erdgas-Petrochemie vereinigt mit Brennstof-Chemie  
Bnd. 33, Heft 7, Juli 1980, pp. 321-326.
- [7] Gas en Elektriciteit in Nederland, een toekomstverkenning  
TNO/ECN publikatie, mei 1979, pp. 1-246.
- [8] Schilling, H.D. et al.  
Kohlenvergasung. Eine Basisstudie über bestehende Verfahren und neue Entwicklungen. Rohstoffwirtschaft International,  
Band 4, Verlag Glückauf GmbH, Essen 1979, pp. 1-330.

- [9] Staeger, H.  
Die Kohlevergasung im Flugstrom  
Tech. Mitl. Krupp, Werkberichte 1980, Band 38, H1, pp. 19-25.
- [10] Brecht, Chr.; Erathouski, H.W.v.; Hoffmann, G.  
Vergasung und hydrierung von Kohle. Eine tabellarische Uebersicht  
der in- und ausländischen Entwicklungen sowie der grosstechnisch  
eingesetzten Verfahren  
Gas, Wärme International Band 29, 1980, Heft 7, Juli, pp. 67-387.
- [11] Burgt, M.J. Van der; Wetzell, R.  
Anwendungsmöglichkeiten des Shell-Koppers-Verfahrens in der  
Eisen- und Stahlindustrie  
Stahl und Eisen 100 (1980) nr. 7, April, pp. 380-382.
- [12] Vogt, E.V., Burgt, J.J. Van der  
Het Shell-Koppers proces voor de vergassing van kolen  
Memorandum SIPM-MFd nr. H31/79 van Shell Internationale Petroleum  
Maatschappij BV, dec. 1979, pp. 1-20.
- [13] Rossbach, M  
Kohle-Gas: Mittel für viele Zwecke  
Energie, 32, nr. 6/7, Juni/Juli 1980, pp. 249-251.
- [14] Rossbach, M; Meyer, A; Hornung, V.  
Das Saarberg/Otto-Kohlevergasungsverfahren  
Stahl und Eisen 100 (1980) nr. 7, april, pp. 383-387.
- [15] Cornils, B; Hibbel, J; Langhoff, J; Ruprecht, P.  
Stand der Texaco-Kohlevergasung in der Ruhrchemie/Ruhrkohle-variante  
Chem.-Ing.-Tech. 52 (1980), nr. 1, p. 19.
- [16] Cornils, B; Ruprecht, P; Langhoff, J; Dürrfeld, R.  
Stand der Texaco-Kohlevergasung in der Ruhrchemie/Ruhrkohle-variante  
Stahl und Eisen 100 (1980), nr. 7, april, pp. 388-392.

- [17] Schlinger, W.G.  
Coal gasification development and commercialization of the Texaco  
coal gasification process  
Energy Research 4, 1980, pp. 127-136.
- [18] Shires M.J.  
Synthesis gas from coal  
Coal Chem. 2000, Sheffield, England  
September 1980
- [19] Steeman, J.  
Synthesis gas chemistry  
ECE-paper, augustus 1980, pp. 1-8 (Embargo tot 1/1/81)
- [20] Slaege, H.  
The gasification of coal  
Energy Developments, Juni 1980, pp. 8-14.
- [21] Steenkolen en het Nederlandse Bedrijfsleven  
Overleggroep Bedrijfsleven Energievraagstukken, maar 1980  
pp. 1-56
- [22] Bogers, A.J., Quakernaat J. en Venrooy, M.A.M.  
Assessment of potential future markets for the production of hydrogen  
from water in the Netherlands, IES-Task III: IEA Programme of  
Research and Development on the Production of hydrogen from water  
September 1980, pp. 1-47.
- [23] Sjoerdsma, A.C.  
Steenkool voor onze toekomst  
Toekomstbeeld der Techniek Nr. 27, mei 1980, pp. 1-131.
- [24] Sprow, F.B.  
Science and technology for coal liquefaction and gasification.  
Symposium Energy Technology for an unsettled future,  
Rotterdam, 30/5/'80; Uitgave Esso Nederland B.V. en  
Exxon Research & Engineering Co; pp. 43-73, 1980.

- [25] Blass, W.H. et al  
Survey of energy resources 1980  
Publication 11th World Energy Conference, Munich 8-12 September  
1980, pp. 1-352.
- [26] Hoelen, Q.E.J.J.M.  
Kolenvergassingsproject van N.V. Nederlandse Gasunie  
Gas, 100, mei 1980, pp. 226-238.
- [27] Van Venrooy, M.A.M.  
Een mogelijk scenario voor de bouw van kolenvergassingsinstallaties  
en voorzieningen voor berging van gas tot het jaar 2000  
DSM, Interim rapport 10.231/XXX.3; 23 januari 1979; 1-8.
- [28] Waterstof als energiedrager, toekomstige mogelijkheden  
in Nederland.  
Uitgave TNO, 1975, pp. 1-281.
- [29] Geurden, J.M.G.  
Persoonlijke informatie, maart 1981.
- [30] Info UKF en Esso, maart 1981.



GEBRUIK VAN STEENKOOL ALGEMEEN

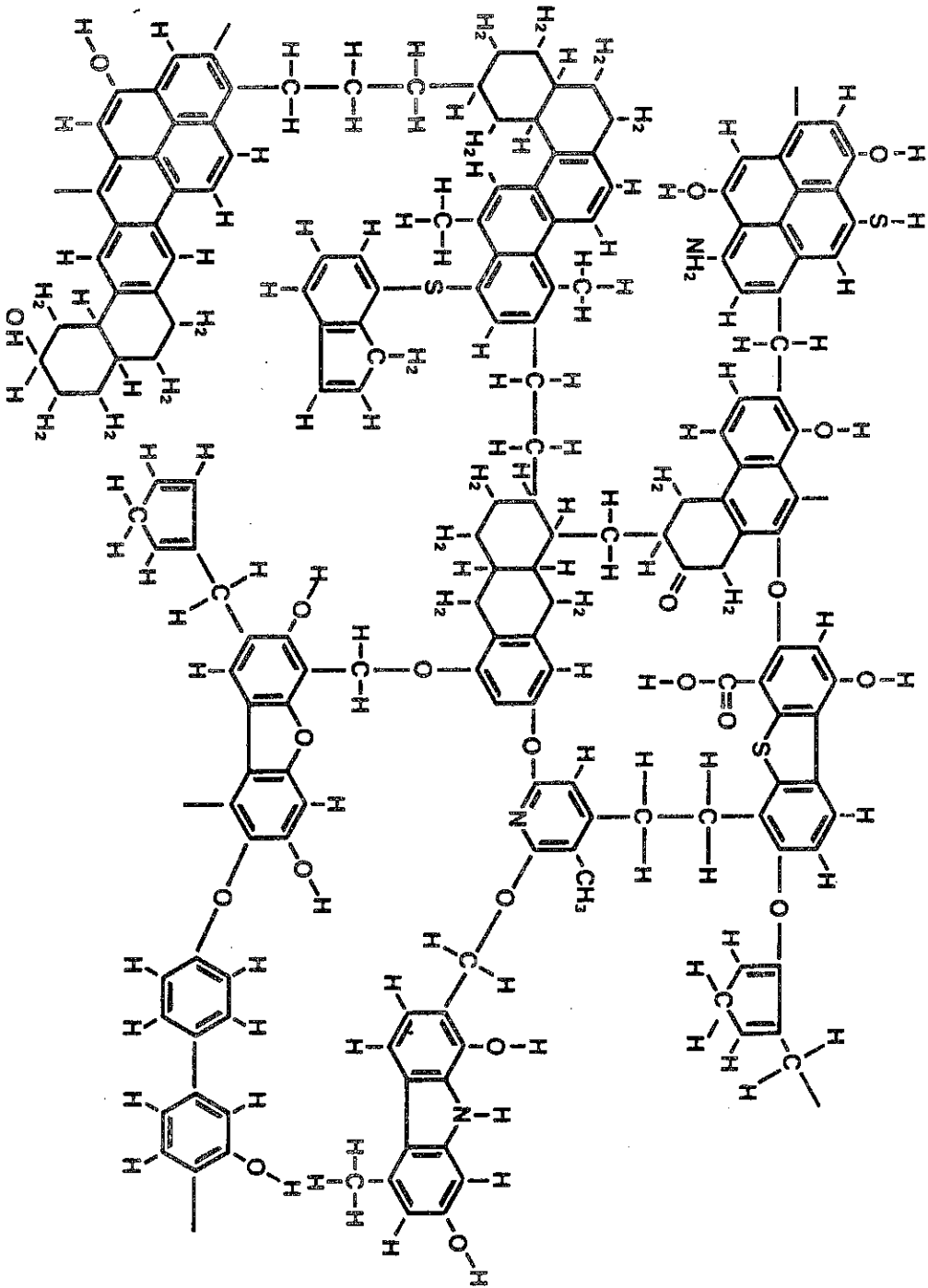
GEBRUIK VAN STEENKOOL ALGEMEEN

Steenkool is een organisch gesteente dat ontstaan is door inkoling van meestal hogere planten. Het inkolingsproces is een zeer langzaam verlopend chemisch proces geweest, waarbij allerlei ontwijkende gasvormige bijprodukten ontstonden, zodat het koolstofgehalte van het gesteente toenam. Bij de inkoling begint het proces met een afsplitsing van  $\text{CO}_2$ , terwijl het laatste stadium een vorming van  $\text{CH}_4$  is. Zeer jonge steenkolen bevatten veel OH-groepen met fenolfuncties. Oude steenkolen (meer dan 90% koolstof) bevatten deze niet meer. Er is een sterk cyclische structuur. De steenkolenbouwstenen hebben een colloïdale afmeting, terwijl de bouwsteengrootte tijdens het inkolingsproces toeneemt door polycondensatiereacties.

Op moleculair niveau is er geen sprake van zoiets als een steenkoolmolecule. In figuur 6 wordt een modelmatig idee gegeven van het gecompliceerde karakter waarmee de bouwstenen koolstof, waterstof, zuurstof en stikstof zich tot een netwerk van organische moleculaire groepen kunnen verenigen. In feite is het geheel natuurlijk nog gecompliceerder als men denkt aan alle andere bestanddelen die er in steenkool verder nog voorkomen: zwavel, water, kat- en anioncomplexen, klei- en andere minerale deeltjes, gassen etc. [24]

Op grond van technische eigenschappen wordt steenkool volgens het internationaal (EEG-EGKS)-systeem geïnclassificeerd, in hoofdzaak naar het percentage aan gas of vluchtige bestanddelen: anthraciet (minder dan 10%), magerkool (10-14%); esskool, halfvet (14-16%); esskool,  $\frac{3}{4}$  vet (16-20%); vetkool-A (20-28%); vetkool-B (28-33%); gaskool (33-37%); met calorische waarde  $> 7750$  kcal/kg); gasvlamkool (meer dan 37%; met calorische waarde  $> 7750$  kcal/kg); vlamkool (meer dan 37%; met calorische waarde  $< 7750$  kcal/kg). Op de Wereld Energie Conferentie 1980 is door de organisatoren een tabel aangeboden waar enkele belangrijke demarcaties worden aangegeven, zie Tabel 6 [25].

Fig. 6: MODEMATIG IDEE VAN STEENKOLENBOWSTENEN



TABEL 6 : Boundary values of the most important parameters when classifying coal according to rank.

	Natural water content %	Heat of combustion af, moist, KJ/kg and Kcal/kg (brackets)	Volatile matter (daf) %	Total carbon (daf) %
Peat	70 - 75	ca. 6700 (1600)	60 - 62	60 - 64
Soft brown coal, lignite	35 - 40	18 850 - 19 250 (4 500 - 4 600)	ca. 53	ca. 67
Sub-bituminous coal	ca. 10	23 900 - 26 800 (5 700 - 6 400)	45 - 50	ca. 77
Bituminous coal	ca. 3	ca. 35 400* (8 450*)	10 - 14	91 - 92
Anthracite				

\* in anthracite stage this value is lower

Steenkool wordt op verschillende wijzen in de industrie ingezet:

- a) voor de produktie van warmte middels directe verbrandings-technieken;
- b) voor de fabricage van pijpgassen;
- c) als grondstof voor de metallurgische industrie;
- d) als grondstof voor de chemische industrie.

Zonder al te diep op de verschillende rubrieken in te gaan lijkt het zinvol even bij het viertal a t/m d stil te blijven staan.

#### Ad a. Verbrandingsmethoden

Directe verbranding van kolen wordt op het ogenblik hoofdzakelijk toegepast in stoomketels voor elektriciteitsopwekking of voor processtoom. In fornuizen bij de proces-industrie, voor het opwekken van proceswarmte, wordt deze brandstof op het ogenblik niet meer op grote schaal toegepast.

Voor het stoken van kolen in ketels zijn een aantal technieken beschikbaar: roosterketels, poederkoolketels en wervelbedketels. De eerste twee technieken zijn conventioneel; de wervelbedketel is een nieuwe techniek, die nog maar op zeer beperkte schaal is geïntroduceerd.

De ketels verschillen in toepassingsgebied, waar het de capaciteit in ton stoom per uur betreft, en in de vereiste specificatie voor de kolen die ze verbruiken.

Bij het stoken van zwavelrijke kolen, zal bij roosterketels en poederkoolketels het rookgas ontwaveld moeten worden; bij ketels met wervelbed-verbranding kan direct met behulp van kalksteen of dolomiet in de vuurhaard tot op zekere hoogte worden ontwaveld. Voor een nadere bespreking raadplege men [7].

Ad b. Fabricage van pijpgassen

Op het ogenblik wordt aardgas via een netwerk van pijpen getransporteerd en gedistribueerd. Voorheen werd er decentraal door onder andere de gasbedrijven gas gemaakt en eveneens verpijpt. Voor een goed begrip van de rol van steenkolen in de fabricage van steenkolengas is het nuttig kennis te nemen van de opgebouwde ervaring in het verleden.

Na 1800 werden de eerste kolengasfabrieken gebouwd. Door verhitting van kolen in deze ovens buiten toetreding van lucht (droge destillatie, carbonisatie, pyrolyse) werd ruw gas bereid (cokesovengas). De achterblijvende cokes werd ten dele gebruikt voor het stoken van de ovens, ten dele als brandstof verkocht. Omdat het in de eerste plaats te doen was om het gas, werden kolen met een hoog gehalte aan vluchtige stoffen als grondstof toegepast. Tegen 1900, toen de ontwikkeling in de staalindustrie begon, kwam er behoefte aan cokes van bepaalde kwaliteit (gietcokes) en ontstonden cokesfabrieken die uitgingen van kolen met een relatief laag gehalte aan vluchtige stoffen. Het produkt waarom het ging, was de cokes; het gas was in zeker opzicht bijprodukt. In West-Europa werd dit gas, ook wel aangeduid als cokesovengas, omstreeks 1925 voor het eerst over langere afstand getransporteerd om kolengas te vervangen. Ondertussen was door de komst van elektriciteit de oorspronkelijke toepassing van kolengas voor verlichting (lichtgas) meer verplaatst naar de toepassing voor koken en verwarming.

Er is qua samenstelling grote verwantschap tussen kolengas en cokesovengas. Dit werd anders toen olie als grondstof haar intrede deed in de gasindustrie. Maar eerst een stapje terug. In 1899 had men in Engeland een werkwijze gevonden om uit cokes gas te bereiden. Men leidt daartoe door een gloeiend cokesbed een hoeveelheid stoom, waarbij een mengsel van CO en H<sub>2</sub> ontstaat, aangeduid als blauw watergas. Dit wijkt in samenstelling en eigenschappen zo zeer af van kolengas, dat men er een hoeveelheid koolwaterstoffen aan moet toevoegen, die men uit olie bereidt, om een gas te verkrijgen dat verwantschap met het kolengas vertoont. Een relatief geringe hoeveelheid olie wordt daarvoor in een afzonderlijk deel van het toestel ontleed met warmte.

Het aldus gevormde mengsel van CO, H<sub>2</sub> en ontledingsprodukten van olie wordt aangeduid als gecarbureerd watergas.

Aangezien bij de bereiding van kolengas in ovens steeds een hoge temperatuur in de grote steenmassa onderhouden moet worden, kan men met deze apparatuur niet anders dan continu werken. De toestellen voor de bereiding van watergas daarentegen lenen zich goed voor een discontinue werkwijze; de combinatie van ovens en watergastoestellen verleende de fabricage dus een grote flexibiliteit. De combinatie van kolengas en gecarbureerd watergas ging men aanduiden als stadsgas.

De ontwikkeling van toestellen om pijpgas uit olie te fabriceren ging na de Eerste Wereldoorlog versneld verder (thermische ontleding, katalytische omzetting). Men zocht (en zoekt) naar steeds minder arbeidsintensieve werkwijzen. Sinds de opkomst van het aardgas is de aandacht mede gericht geweest op de katalytische omzetting van gasvormige grondstoffen in het algemeen (aardgas, raffinaderijgas, propaan, butaan), waarmee de betekenis van de gasfabricage voor de chemische industrie snel toenam.

#### Ad c. Metallurgische industrie

Ter illustratie van de betekenis van steenkool voor de metallurgische industrie wordt gewezen op het hoogovenproces. In de hoogoven wordt cokes gebruikt als reductiemiddel voor het ijzererts. Hierbij komt (onder toevoering van lucht in de hoogoven) hoogovengas vrij. De samenstelling van het gas is ruwweg: 55-60% N<sub>2</sub>, 25-30% CO, 10-15% CO<sub>2</sub> en 1% H<sub>2</sub>. Een groot deel van het hoogovengas wordt in het eigen bedrijf verwerkt: voor de verhitting van de verbrandingslucht op ca. 800°C in de luchtverhitters en voor de voeding van gasmotoren die de ventilatoren aandrijven waarmee de verbrandingslucht in de hoogoven wordt gedreven. Hoogovengas, al of niet gemengd met cokesovengas, wanneer dit op hetzelfde terrein wordt geproduceerd, kan ook gebruikt worden als stookgas voor ondervuringsdoeleinden, denk bijvoorbeeld aan de elektriciteitsopwekking op het eigen terrein. Hoogovengas is een nevenprodukt. De aangeboden hoeveelheid hangt af van de afzetmarkt van het hoofdprodukt: ijzer en staal.

Voor de chemische industrie vooralsnog een onaantrekkelijke bron voor chemische grondstoffen. Op het ogenblik wordt nagegaan in hoeverre steenkolenvergassing een bijdrage kan leveren in de gas-huishouding van de ijzer- en staalindustrie. In de eerste plaats wordt gekeken naar de mogelijkheden van vervanging van delen van de olie en aardgasstromen binnen het bedrijf. In de tweede plaats wordt gestudeerd op de mogelijkheid van het in een verdere toekomst inzetten van steenkolenvergassingsprodukten (reductiegas), denk aan waterstof, voor het hoogovenproces zelf. Vooralsnog is hier nog niets naders over bekend. Er wordt op deze plaats dan ook verder aan voorbijgegaan.

Ad d. Chemische industrie

In de chemische industrie kan steenkool ingezet worden als brandstof. Waar warmte nodig is kan men - theoretisch althans - aardgas, olie, stookgassen vervangen door steenkolen.

Middels ontgassen van steenkool zou men een bijdrage kunnen verwachten in de grondstoffenhuishouding van de chemische industrie. Maar de verkregen gassen zijn in feite nevenprodukten van de cokesproductie, dus afhankelijk van de ijzer- en staalmarkt. Gezien de schaalgrootte waarmee binnen de chemie thans wordt gewerkt is daarom droge destillatie van steenkool thans niet erg interessant meer, de vergassingsroute biedt hier meer perspectief.

Ter verduidelijking het volgende. Het ontgassen van steenkool geschiedt middels droge destillatie. Hier wordt het ontleden (de pyrolyse) van een organische stof bij hoge temperatuur onder afsluiting van de lucht mee bedoeld waarbij koolstof wordt gevormd. In cokesbedrijven (en vroeger ten tijde van het klassieke gasbedrijf) vindt de droge destillatie van steenkolen plaats in met gas verhitte, uit vuurvaste steen gemetselde, ovens. Tussen 400°C en 1000°C ontwijken gasvormige ontledingsprodukten, waarna de cokes achterblijft. Zoals bekend wordt deze geleverd aan hoogovens en ijzer-gieterijen (voorzover nog aanwezig). Het afgas bevat zwavelverbindingen en teerbestanddelen.

Na reiniging wordt het cokesovengas verkregen dat voornamelijk uit methaan, CO en waterstof bestaat. Dit vindt toepassing als stookgas en kan voor de ammoniakbereiding worden ingezet. Vroeger werd dit gas ook als distributiegas gebruikt; in Duitsland is dit nog steeds het geval (Ruhrgas AG). Ook de lage temperatuur destillatie van steenkolen waarbij gasvormige en vloeibare koolwaterstoffen worden geproduceerd is in Nederland niet interessant voor de chemische industrie. De vergassingsroute is qua schaalgrootte veel aantrekkelijker.

De vergassing van steenkolen kan, in het algemeen gesproken, op verschillende terreinen een belangrijke rol gaan spelen:

- de levering van afmenggas voor het calorisch afmengen van hoog calorisch gas tot Groninger distributiegas;
- de aanmaak van synthetisch aardgas (remplaçantgas) voor de openbare gasvoorziening;
- de levering van stookgas voor STEG-doeleinden;
- de levering van stookgas voor industriële doeleinden;
- de aanmaak van reductiegas voor de ijzer- en staalindustrie;
- de levering van synthesegas voor de chemische industrie;
- de levering van tussenprodukten voor de vervloeistoffing van steenkolen.

Zoals bekend wordt in Nederland door de Nederlandse Gasunie nagegaan welke route het meest geschikt is voor de aanmaak van een passend afmenggas voor het afmengen van hoogcalorisch Noordzee- of importgas tot Groninger distributiegas. Door de Gasunie zal middelcalorisch steenkoolgas voor de conditionering van hoogcalorisch gas gebruikt gaan worden. Tot op heden is in Nederland geen ander kolenvergassingsproject zo tot vergelijkbare diepte bestudeerd als steenkoolgas voor gasconditionering. Voor nadere informatie wordt verwezen naar een recent artikel van een NGU-medewerker die alles netjes op een rij heeft gezet [26].

De aanmaak van synthetisch aardgas voor de openbare gasvoorziening is in Nederland een zaak die op de langere termijn speelt. Nederland volgt immers het beleid dat de bestaande inheemse gasvoorraad voornamelijk gereserveerd dient te worden voor het huishoudelijk verbruik.

Het feit dat aardgas binnen de bebouwde kom gebruikt wordt geeft de beste waarborg voor een milieu-aanvaardbare toepassing aldaar. Op langere termijn gezien zal synthetisch aardgas de rol van hoofdleverancier van distributiegas over kunnen nemen van het Slochterengas. Daarbij kan gedacht worden aan twee vormen van steenkolengas: SNG, dan wel (technische) waterstof, eventueel een mengsel hiervan. A priori staat overigens niet vast of één van beide of een mengsel de voorkeur zullen moeten hebben. Het tijdperk van synthetisch aardgas als vervangend gas voor Groningen gas is echter nog enige decennia verwijderd en de eventuele overgang van de produktie van de ene naar de andere gassoort is betrekkelijk gemakkelijk te realiseren. SNG, bereid volgens de huidige procédés is in principe duurder dan waterstof, omdat de methaniseringsreactie exotherm is, waardoor het thermisch rendement van de SNG-bereiding lager is dan bij de H<sub>2</sub>-bereiding. De directe produktiekosten van waterstof zijn lager dan van SNG, maar dit voordeel wordt sterk gereduceerd door andere aspecten van het gasvoorzieningssysteem, zoals kosten voor opslag en distributie. Het één en ander is onlangs nader bestudeerd en onder andere ondergebracht in een rapport voor de IEA [22,27].

De levering van stookgas door middel van steenkoolvergassing met lucht voor STEG-doeleinden is op veel plaatsen onderwerp van studie. Bij geïntegreerde steenkolenvergassing in centrales kan door toepassing van drukvergassing in directe koppeling met een STEG-installatie een rendement worden verkregen dat aanzienlijk hoger is dan dat van directe kolenstook in een moderne centrale met rookgaszuivering en vergelijkbaar met dat van een moderne met een STEG-eenheid uitgeruste aardgas gestookte centrale. Aan de samenstelling van het steenkolengas worden in dit geval geen eisen gesteld: CO-conversie en methanisering zijn overbodig en ook CO<sub>2</sub>-verwijdering is niet nodig, terwijl lucht als vergassingsmiddel kan worden toegepast.

Verder kan een groot deel van de bij de vergassing vrijkomende warmte nuttig worden gebruikt. Zowel het te vervangen als uit te breiden elektrisch vermogen in Nederland in eenheden van ca. 600 MWe zal aanvankelijk van het conventionele type zijn, terwijl na 1989, na slagen van demonstratieprojecten, met name waar het de regelbaarheid betreft, ook combined cycle installaties zullen worden gebouwd.

Het ziet er, zoals gezegd, naar uit dat een grote geïntegreerde steenkolenvergassingsinstallatie met een combined cycle elektrische opwekkingseenheid bij gelijke milieu-eisen vermoedelijk de meerdere kan zijn van de poederkoolverbrandings-installatie met rookgasontzwaveling

Zoals bekend is door de elektriciteitswereld een voorstudie ter hand genomen voor een 100 MWe-demonstratieproject, met 1989 als uiteindelijke peildatum.

Voor de goede orde zij er aan herinnerd dat het rendement van STEG-installaties sterk afhangt van de ontwikkeling van gasturbines die bij hoge temperaturen kunnen werken. Als dat lukt, gaat de STEG een goede toekomst tegemoet. Daarnaast kan men, zoals bekend, met gasopslag en gasturbines de piekbelasting per etmaal opvangen (Parijs).

De levering van stookgas voor industriële ondervuring in de toekomst zal per lokatie op kleinere schaal geschieden dan de STEG-toepassing. Ook hier echter mag een radicale oplossing van de zwavelproblematiek verwacht worden. Het vergassingsproces levert een stookgas, waarbij nagenoeg alle zwavel uit de steenkool in de gasreinigingsstap in de vorm van zwavelwaterstof goed verwijderd kan worden daar de concentratie ervan een orde groter is dan die van zwaveldioxyde in het rookgas dat ontstaat bij de directe verbranding. Vooralsnog is deze optie nog volop in discussie, het laatste woord is hierover bepaald nog niet gesproken.

De aanmaak van reductiegas voor de ijzer- en staalindustrie is al geruime tijd onderwerp van studie. Wanneer waterstof - in een verre toekomst - op grote schaal ter beschikking zou komen - bijvoorbeeld door tussenkomst van steenkolenvergassing - is de vervanging van thans in gebruik zijnde grondstoffen door waterstof één van de interessante mogelijkheden. Reeds gedurende een aantal jaren bestaan er voor de hoogoven alternatieven in de vorm van installaties, waarin het erts met behulp van gassen tot sponsijzer wordt gereduceerd (direct reductieproces). In Nederland echter wordt de kans op overschakeling op waterstof het eerste decennium miniem geacht [28]:

Op de levering van synthesegas voor de chemische industrie en de daarmee samenhangende aanmaak van tussenprodukten voor de vervloeïstopping van steenkolen wordt verderop nog nader ingegaan. Op deze plaats is het echter van belang erop te wijzen dat er in een ver verschiet sprake kan zijn van een integratie van de sectoren energie en chemie wanneer deze voor een substantieel deel aangewezen zijn op de inzet van steenkolen.

Indien steenkool door middel van een vergassingsproces wordt omgezet in gasvormige componenten, die vervolgens worden gebruikt voor de opwekking van elektriciteit of voor de openbare gasvoorziening, dan kunnen additionele voordelen worden bereikt door integratie van deze vergassing met de chemische industrie. In het bijzonder moet hierbij worden gedacht aan de thans op aardgas gebaseerde produktieprocessen, zoals de ammoniak- en de methanolbereiding.

De door de integratie te bereiken voordelen hangen samen met:

- de schaalgrootte van de centrale vergassers;
- voordelen met betrekking tot de warmtehuishouding;
- vermijden van een koolmonoxydeconversie
- verbetering van de bedrijfstijd van de vergassers.

De vergassing van steenkool voor de openbare gasvoorziening of voor de elektriciteitsopwekking zal op een aanmerkelijk grotere schaal plaatsvinden dan die voor de chemische industrie. Een chemische industrie, die is gekoppeld aan een dergelijke vergassingsinstallatie zal derhalve kunnen profiteren van het schaalgrootte-effect van de grotere eenheid.

De directe koppeling van een centrale kolenvergassingsinstallatie en de chemie zal doorgaans voordelen opleveren met betrekking tot de warmtehuishouding in beide fabrieken. Zo kan een eventueel stoomoverschot van de vergasser meestal een nuttiger toepassing vinden in een chemische fabriek dan in de vergasser zelf.

Voor chemische toepassingen is waterstof doorgaans waardevoller dan koolmonoxyde. Voor de energievoorziening is juist het omgekeerde het geval, door het grote verschil in onderste en bovenste calorische waarde van waterstof. Indien een chemische industrie (een grote nederzetting) gebruik maakt van een eigen kolenvergassingsinstallatie wordt de waterstof in hoofdzaak verkregen door middel van conversie van koolmonoxyde dat in het kolengas aanwezig is. Bij integratie van een chemische fabriek met een centrale kolenvergassingsinstallatie kan daarentegen de waterstof uit het kolengas worden afgescheiden (technisch relatief lastig; kostbaar), waardoor de energetisch onaantrekkelijke CO-conversiestap kan worden vermeden.

De fluctuaties in het verbruik van elektrische energie brengen in de elektriciteitscentrales schommelingen in de belasting van de vergassers met zich mee, hetgeen ongunstig is voor het energetisch rendement van deze vergassers. Bovendien wordt de bedrijfstijd door deze fluctuaties nadelig beïnvloed.

Belastingschommelingen gedurende de dag en de nacht (eventueel gedurende de week) kunnen worden opgevangen door de vergassers, met tussenschakeling van een beperkte buffercapaciteit, gas te laten leveren aan méér dan een verbruiker. Zo zou een 500 MW elektrische centrale buiten de piekuren voldoende gas kunnen leveren voor een ammoniakfabriek met een capaciteit van 1000 ton stikstof per dag. De bedrijfstijd van de vergassing van deze elektriciteitscentrale zou op deze wijze van 5600 uur tot 8000 uur worden vergroot.

Mede in verband met de noodzakelijke concentratie van de kolenaanvoer en-verwerking dient op grond van de bovenstaande argumenten aandacht te worden geschonken aan een integratie van de kolenverwerking ten behoeve van de energievoorziening en de chemische industrie.

Een dergelijk geïntegreerd complex zou ideaal gesproken kunnen omvatten:

- een kolenvergassingssysteem met zuurstoffabriek;
- een gaszuivering en een installatie voor de afscheiding van waterstof;
- een gas en/of stoomturbine-eenheid voor elektriciteitsopwekking;
- één of meer chemische fabrieken die op basis van synthesegas  $\text{NH}_3$  of methanol bereiden;

- een SNG-fabriek die de rest van het gas in methaan of in een methaan-waterstofmengsel omzet ten behoeve van de openbare gasvoorziening;
- een gasbuffer met een capaciteit van bijvoorbeeld  $4 \times 10^6 \text{ Nm}^3$  gas bij een druk van 40 bar. Voor een dergelijke opslag zou een zoutholte kunnen worden benut. In een complex zoals hierboven is geschetst kan op een optimale wijze gebruik worden gemaakt van kolen voor de energievoorziening en voor andere toepassingen.

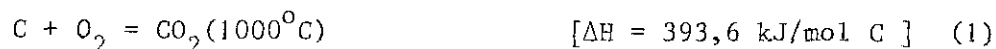
KOOLSTOF ALS CHEMICALIE

KOOLSTOF ALS CHEMICALIE

Steenkool is een koolstof leverend uitgangsmateriaal. Om bruikbare koolwaterstoffen te verkrijgen zal men op geschikte wijze (chemisch, technisch, economisch, ecologisch en veilig) koolstof moeten verbinden met waterstof. Alvorens daar iets dieper op in te gaan is het nodig enig inzicht te verkrijgen in de rol van koolstof als chemicalie [1;8].

Om endotherme chemische reacties te laten verlopen is toevoer van thermische energie nodig. Men verkrijgt de energie door buiten het eigenlijke reactievat de energie op te wekken (verbranding, elektriciteit, kernwarmte) en deze via een passende warmtedrager aan de reactanten, bijvoorbeeld via een warmtewisselaar, toe te voeren (allotherm); dit is het geval voor bijvoorbeeld de z.g. reformprocessen. Men kan echter ook de energie tijdens en ter plaatse van de chemische reactie vrijmaken (verbranding; autotherm); dit is het geval voor bijvoorbeeld de z.g. HPPO-processen (high pressure partial oxidation). Steenkool leent zich voor autotherme vergassingsreacties.

Door reactie met zuurstof verkrijgt men uit steenkool thermische energie volgens:



Bij ondermaat zuurstof en bij passende temperatuur wordt koolstof partieel verbrand tot CO (vergassing met zuurstof) volgens:



Koolstof reageert ook met  $CO_2$  volgens de Boudouard-reactie (vergassing met kooldioxyde) volgens:



Dit is een evenwichtsreactie en beschrijft de reactie waarbij koolstof uit een gas kan ontstaan. De goede werking van CO in een hoogoven bijvoorbeeld berust op deze reactie.

Genoemde chemische reacties vinden bij autotherme vergassing gelijktijdig plaats, dus in één en dezelfde reactor. Onderin de reactor reageert kool met zuurstof tot kooldioxyde. Bij de daardoor in de hogere delen van de reactor sterk toenemende temperatuur verloopt het Boudouard-evenwicht naar rechts, waarbij CO ontstaat.

Koolstof reageert ook met waterdamp bij hoge temperatuur (ca. 900°C), stoom dus. De watergasreactie (vergassing met waterdamp) verloopt volgens:



De stoom fungeert hier enerzijds als partiële oxydant en anderzijds als bron voor waterstof. De watergasreactie is de basisreactie van het steenkolenvergassingsproces en kost warmte. De hiervoor vereiste energie is beschikbaar, zie boven.

Koolstof reageert ook met waterstof, de z.g. hydrogenerende vergassing, ook wel, naar het Amerikaans, hydrovergassing (vergassen met waterstof):



Bij hoge temperatuur geeft deze reactie een geringe opbrengst.

Grofweg kan men stellen dat men bij steenkolenvergasning, uitgaande van de chemicaliën zuurstof en water de volgende reactanten verkrijgt: CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> en CH<sub>4</sub>.

De samenstelling van dit gasmengsel kan men wijzigen. Voor vrijwel alle vervolgsynthesen wil men de verhouding CO/H<sub>2</sub> in de hand hebben en houden. Men maakt daartoe gebruik van de z.g. CO-shift reactie: CO + H<sub>2</sub>O = H<sub>2</sub> + CO<sub>2</sub> (400°C; LT-shift tot 200°C) [ΔH = -40,9 kJ/mol C] (6)

Doorgaans wordt deze reactie in een separate reactor doorgevoerd indien men het CO-gehalte in het gas wil terugbrengen of het waterstofpercentage wil verhogen. Indien echter in de vergassingsreactor lagere temperaturen optreden kan deze reactie daar eveneens plaatsvinden, mits grote hoeveelheden stoom aanwezig is (Lurgi; Texaco vs Shell)

Ten slotte mag de methaniseringsreactie niet vergeten worden. Met deze sterk exotherme reactie kan steenkolengas worden omgezet tot methaan:

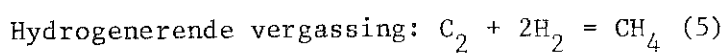
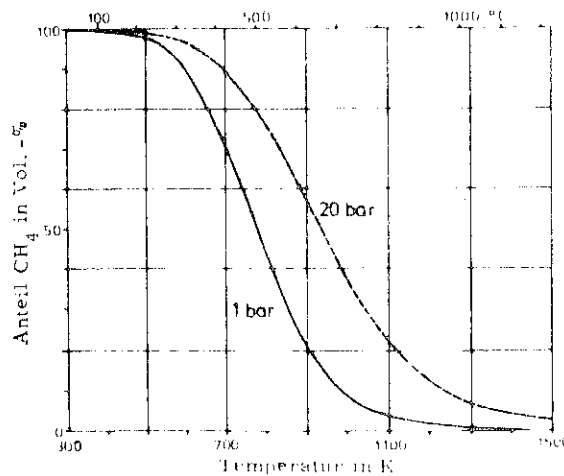
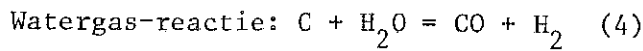
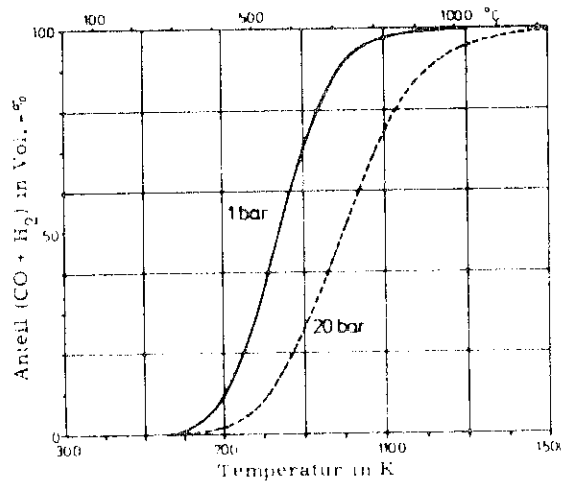
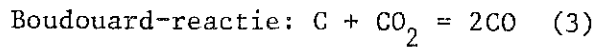
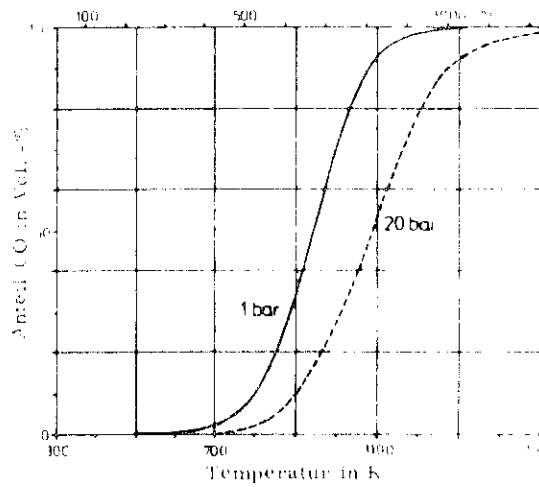


Hoewel het mogelijk is om deze conversie op technische schaal te bewerkstelligen (SNG-productie), is het bezwaar dat slechts 75% van de calorische waarde van de uitgangsubstanties ( $\text{CO} + \text{H}_2$ ) wordt teruggevonden in het methaan. Weliswaar komen er warmte en stoom vrij, doch op een betrekkelijk laag temperatuurniveau zodat er binnen het bedrijf meestal geen bestemming voor is.

Voor de volledigheid wordt erop gewezen dat voor de genoemde vergassingsreacties aan te geven is wat de invloed van de druk en de temperatuur op het eindresultaat in het systeem is. In het algemeen geldt dat binnen relatief enge grenzen wezenlijke verschuivingen in de evenwichtssamenstelling van de reactanten optreden. Voor de Boudouard-reactie en de watergasreactie verschuift de reactie naar rechts, dat wil zeggen de vorming van resp. CO en  $\text{CO} + \text{H}_2$ . Voor de hydrogenerende vergassing, de CO-shift-reactie en de methaniseringsreactie daarentegen verschuift het evenwicht naar links bij temperatuurverhoging, waaruit moge blijken dat verhoging van temperatuur lang niet altijd een werkzaam middel behoeft te zijn. Een zelfde type redenering kan voor de invloed van de druk op het systeem gegeven worden. Voor de volledigheid zijn de evenwichtsdiagrammen van de reacties 3 t/m 7 in Figuur 7 en 7a ondergebracht [8]. Hieruit kan onder andere worden afgeleid dat de vorming van  $\text{CH}_4$  (methaan) door hydrogenerende vergassing van steenkolen bevordert wordt door een hoge waterstofdruk en relatief lage reactietemperaturen. De vorming van CO wordt bij vergassing echter juist bij hoge reactietemperaturen en bij lage drukken bevordert omdat dan het evenwicht vrijwel geheel naar de kant van het koolmonoxyde verschoven is.

Fig. 7: EVENWICHTSDIAGRAMMEN VOOR BELANGRIJKE STEENKOLEN-VERGASSINGSREACTIES

De grafieken spreken voor zichzelf. Zij zijn ontleend aan [8].



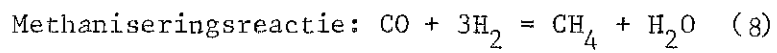
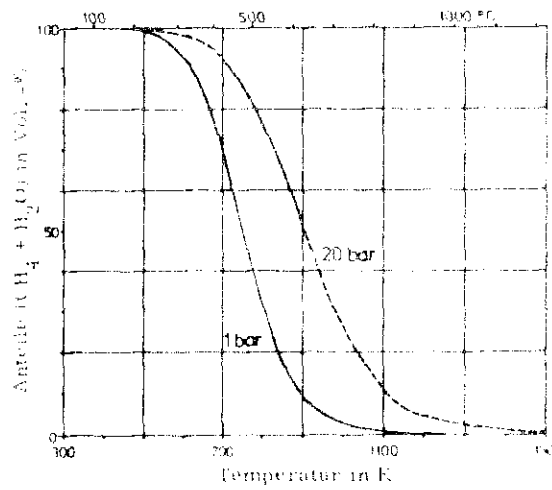
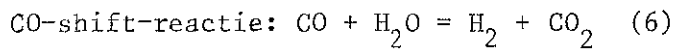
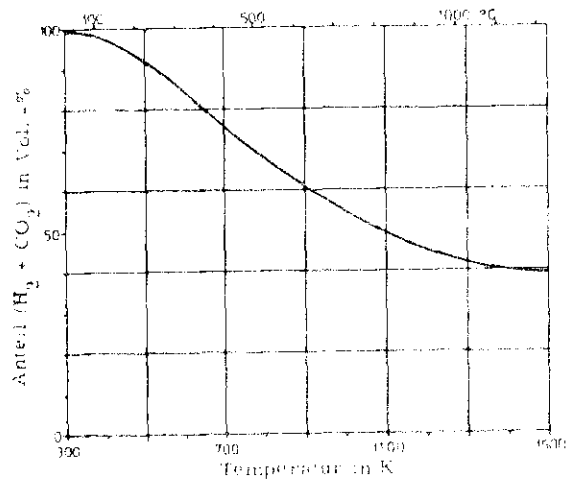


Fig. 7a: EVENWICHTSDIAGRAMMEN VOOR BELANGRIJKE STEENKOLEN-  
VERGASSINGSREACTIES

WERKWIJZEN STOFWOLKVERGASSERS

Die Umwandlung der Kohle zu Gas erfolgt bei dem **Koppers-Totzek-Verfahren** in den nachstehenden Verfahrensschritten: (Bild 2 und 3).

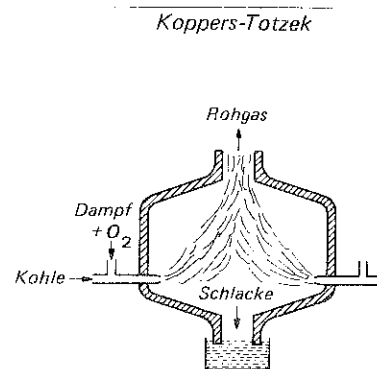
● **Vorbereitung der Kohle**  
Kohle, gleich welcher Art, wird für die Vergasung durch Feinmahlung und Trocknung vorbereitet. Diese Mahlung und Trocknung erfolgt gleichzeitig in Mahltrocknungsanlagen. Die aufbereitete Kohle ist feinkörnig, sie hat einen Wassergehalt von 1 bis 10 %, der eingestellt wird nach dem geologischen Alter der jeweiligen Kohle. Von der Kohlenvorbereitung gelangt der Staub in die Speisebunkersysteme der Vergasungsanlage.

● **Vergasen des Kohlenstaubes**  
Durch regelbare Schneckenaggregate erfolgt die Entnahme der staubförmigen Kohle aus den Bunkern und Einspeisung in die Vergaser. Die Zumischung der Vergasungsmittel Sauerstoff und Wasserdampf zum Kohlenstaub geschieht kurz vor Eintritt in die Vergaser. In weniger als einer Sekunde ist die aufbereitete Kohle unter Flammenbildung bei in der Flammspitze auftretenden Temperaturen von ca. 2000°C zu Rohgas umgewandelt.

● **Abhitzegegewinnung, Kühlung und Entstaubung des Gases**  
Das heiße Rohgas strömt aus den Vergasern durch Abhitzeessel in Kühlwascher. In den Abhitzeesseln wird Dampf erzeugt mit Drücken bis zu 100 bar unter gleichzeitiger Abkühlung des durchströmenden Rohgases. In den Kühlwaschern wird Wasser eingespritzt, welches das Gas weiter ab-

kühlt und dabei auch mitgeführte Vergasungsrückstände auswäscht. Die Feinentstaubung des Gases wird durchgeführt in mechanischen Waschern und in Elektrofiltern. Das so erzeugte und gereinigte Gas kann nun für die unterschiedlichen Zwecke verwendungsspezifisch weiterbehandelt werden.

● **Behandlung des Umlaufwassers für die Gaskühlung und Reinigung**  
Das Kühl- und Waschwasser, welches für die direkte Abkühlung und Waschung des Rohgases gebraucht wird, ist Umlaufwasser. Das mit Feststoffen beladene Wasser strömt aus der Vergasungsanlage zu Klärbecken. In den Klärbecken erfolgt eine Trennung des Feststoffes von dem Wasser durch Absetzen des Feststoffes. Das geklärte Wasser wird anschließend indirekt gekühlt und zur Vergasungsanlage zurückgepumpt. Der abgesetzte Rückstand wird mit Pumpen aus den Klärbecken entfernt. Das gesamte System ist geschlossen, so daß keine Gase oder Dämpfe unkontrolliert in die Atmosphäre entweichen können.



Schema der Flugstromvergasung nach Koppers-Totzek

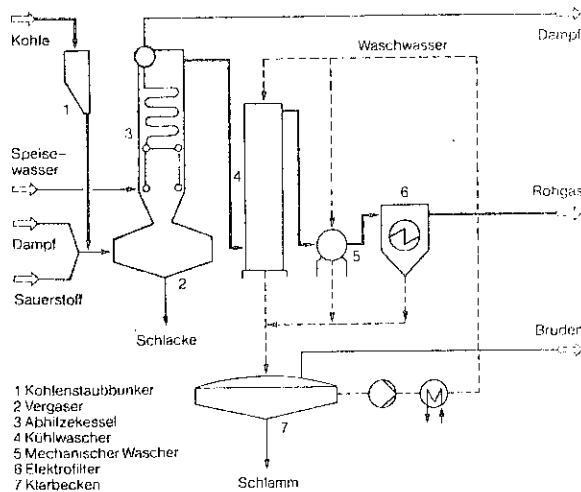


Bild 2

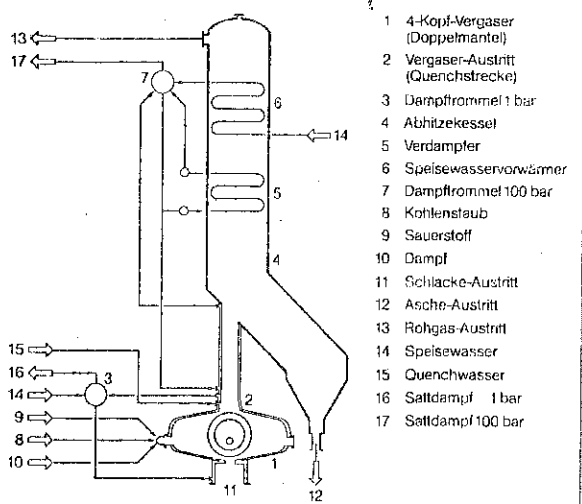
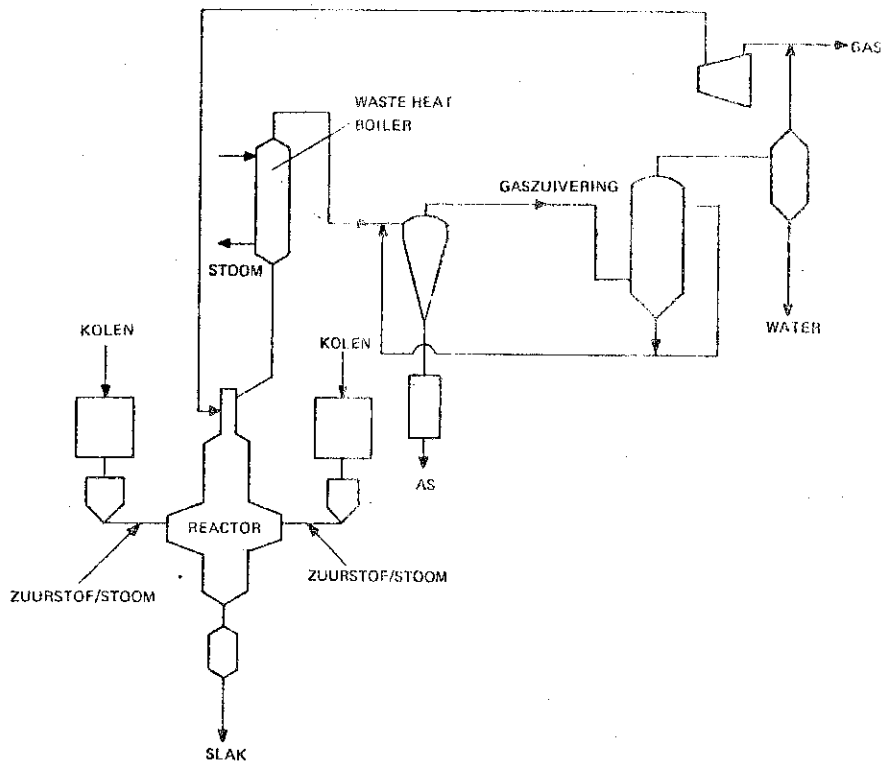


Bild 3 KT-Vergaser mit Abhitzeessel

Fig. 8. Werkwijze van het Koppers-Totzek proces



Processchema van Shell-Koppersvergasser

**Prinzip des Shell-Koppers-Kohlevergasungsverfahrens**

Die Kohle wird nach dem Trocknen und Vermahlen auf eine Korngröße 90% < 90 µm in einem Einschleusystem unter Druck gesetzt und von dort in den Reaktionsraum eingegeben. Die Vergasung findet durch partielle Oxidation des Kohlenstaubs mit Sauerstoff und Wasserdampf statt. Die Reaktorauslaßtemperatur übersteigt normalerweise nicht 1400 bis 1500°C. Der Betriebsdruck beträgt etwa 30 bar. Die aus der Kohle stammende Asche agglomeriert und fällt größtenteils als Schlacke in einem Schlackenköhlssystem unterhalb des Reaktors an. Der Kohlenstoffgehalt der Schlacke ist außerordentlich gering. Die restliche Asche wird als Flugasche mit dem Gasstrom aus dem Vergaser ausgetragen. Die Flugaschetropfen müssen vor Erreichen des Abhitzeessels verfestigt werden. Hierzu ist am Reaktorauslaß eine „Quenchzone“ vorgesehen. Im Abhitzeessel kann überhitzter Dampf mit Drücken bis 100 bar erzeugt werden. In der Gasreinigung wird der Feststoffgehalt des Gases auf weniger als 1 mg/m<sup>3</sup> reduziert. Das

abgekühlte und gereinigte Rohgas enthält noch Schwefelverbindungen sowie Spuren von Ammoniak und Cyanwasserstoff, die abgetrennt und in umweltneutrale Stoffe umgewandelt werden müssen.

Die Wärmebilanz des Verfahrens:

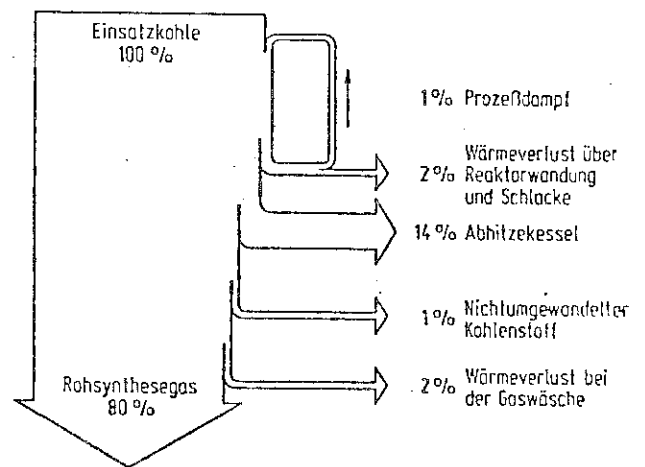
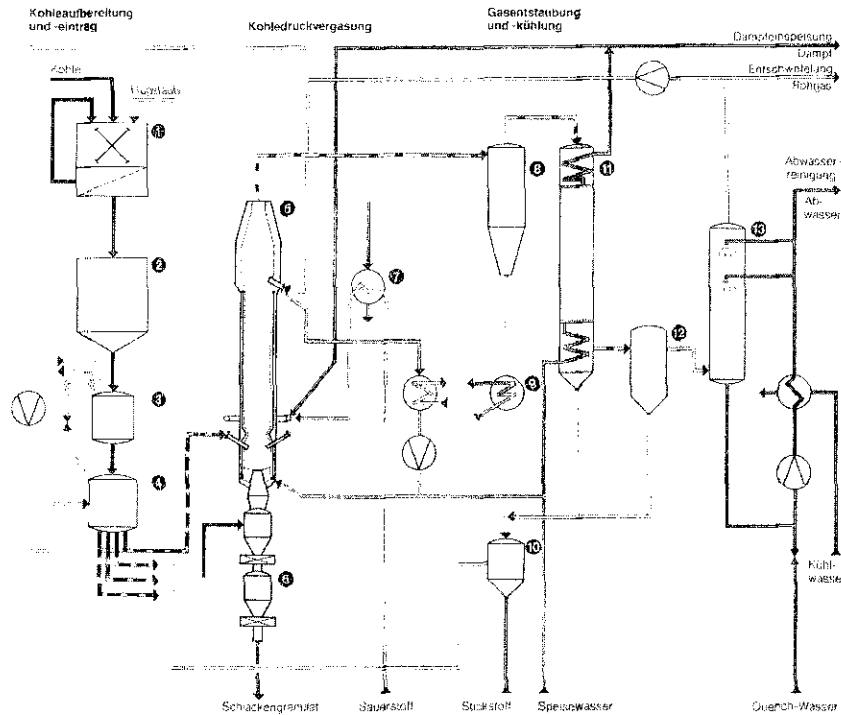


Fig. 9. Werkwijze van het Shell-Koppers proces



Fließschema der Kohledruckvergasung nach Saarberg/Otto

- |                        |                                |                   |
|------------------------|--------------------------------|-------------------|
| 1 Mahltrocknungsanlage | 5 Vergaser                     | 9 Flugkokskühler  |
| 2 Vorratsbunker        | 6 Schlackenaustragungsschleuse | 10 Förderbehälter |
| 3 Schleuse             | 7 Sauerstoffheizer             | 11 Abhitzeessel   |
| 4 Förderbehälter       | 8 Heißgaszyklon                | 12 Heißgasfilter  |
|                        |                                | 13 Sprühkühler    |

**Verfahrensablauf der Kohledruckvergasung nach dem Saarberg/Otto-Prozess**

Das Fließschema zeigt den Verfahrensablauf in der Demonstrationsanlage. Die Einsatzkohle wird in der Mahltrocknungsanlage (1) auf eine Korngröße < 3 mm aufgemahlen und mit einem Endwassergehalt von etwa 2% (bei Braunkohle von etwa 12%) in den Vorratsbunker (2) gefördert. Über die Druckschleuse (3) wird der Kohlestaub aus dem unter Umgebungsdruck stehenden, mit Stickstoff inertisierten Vorratsbunker in den unter Förderdruck stehenden Sender (4) geschleust. Das Kohleeintragsystem versorgt die vier Förderleitungen zum Vergaser (5) kontinuierlich mit definierten Kohlestaubmengen; als Fördergas wird rückgeführtes Produktgas eingesetzt.

Der Brennstoff und das Vergasungsmittel (Sauerstoff/Wasserdampf- bzw. Luft/Sauerstoff-Gemische oder Luft) werden durch ein Düsen-system in den Vergaser eingeführt. Die Düsen sind tangential und schräg nach unten auf die flüssige Schlacke gerichtet.

Die Umsetzung des Brennstoffes mit dem Vergasungsmittel erfolgt bei Reaktionstemperaturen von 1650—2400 °C. Sauerstoff bzw. sauerstoffangereicherte Luft wird unter Ausnutzung von Sattedampf aus dem Abhitze-system vorgewärmt. Als Prozessdampf dient überhitzter Dampf aus dem Hochdruckdampf-system.

Brennkammer und Nachvergasungszone des Vergasers sind innenseitig mit einem „Kühlkorb“ aus miteinander verschweißten Flossenrohren versehen, der nach dem Prinzip einer Zwangsumlaufkühlung arbeitet. Die Kühlzone des Vergasers besitzt eine feuerfeste Ausmauerung.

Überschüssige Schlacke fließt durch einen zentralen

Überlauf ab, wird in einem Wasserbehälter unterhalb des Vergasers granuliert und über die Schleuse (6) abgetragen.

In der Kühlzone des Vergasers wird der aufsteigende Gasstrom durch eine etwa gleichgroße Menge kalten Rückführungsgases auf 800 bis 900 °C abgekühlt, um mitgerissene teigige oder flüssige Schlackentröpfchen zu verfestigen.

Aus dem Vergaser gelangt das Rohgas in den Heizgaszyklon (8), wo mitgeführte Feststoffe weitgehend ausgeschieden werden.

Die Wärme des Rohgases wird im Abhitzeessel (11) zur Erzeugung von Hochdruckdampf genutzt.

Zur Feinentstaubung passiert das Gas anschließend eine Gewebefilteranlage (12).

Der im Heißgaszyklon, Abhitzeessel und den Heißgasfiltern abgeschiedene kohlenstoffhaltige Staub wird wieder der Vergasung zugeführt.

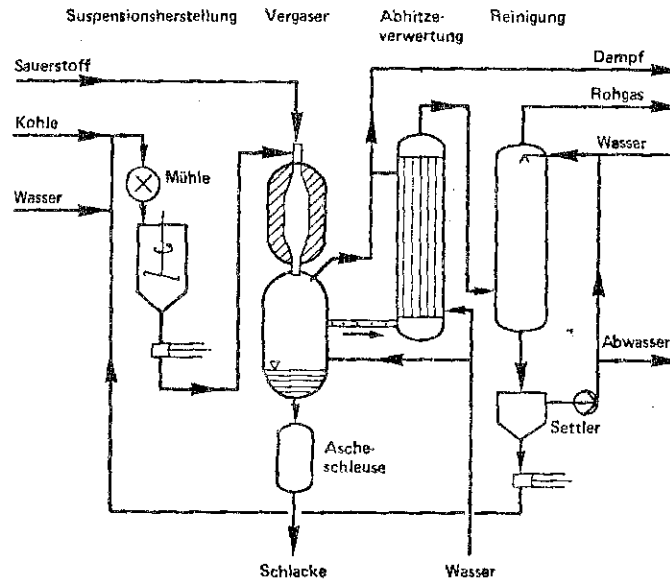
Im Sprühkühler (13) wird das Rohgas auf 40 °C abgekühlt und zur Entschwefelung geleitet.

Das Kühlwasser für den Sprühkühler wird über einen Wärmetauscher im Kreislauf geführt. Ein Teilstrom dieses Wassers wird abgeleitet und in einer konventionellen Abwasserbehandlung auf die zulässigen Emissionswerte gereinigt.

**Rohgaszusammensetzung (trocken) bei Vergasung von Flammkohle (Sauerstoff-Fahrweise):**

CO	ca. 58 Vol. %
H <sub>2</sub>	ca. 31 Vol. %
CO <sub>2</sub>	< 10 Vol. %
CH <sub>4</sub>	< 0,5 Vol. %

Fig.10. Werkwijze van het Saar-Otto proces



Verfahrensschema der Texaco-Kohlevergasung in der Ruhrchemie/Ruhrkohle-Variante

Feinkohle wird in trockener oder suspensierter Form gespeichert und aus dem Vorratsbehälter heraus zusammen mit Recycle-Wasser aus dem Prozeß, gegebenenfalls auch mit Frischwasser, einer Naßmahlanlage zudosiert. Die ermahlene Suspension wird aus dem Vorratsbehälter mit Pumpen in den Vergasungsreaktor gegeben und dort autotherm mit Sauerstoff vergast. Das flüssige Asche enthaltende Reaktionsgas passiert zur Kühlung und Abscheidung von Grobasche zunächst einen Strahlungskühler und anschließend mit geringem Gehalt an inzwischen weitgehend fester Feinasche einen Konvektionskühler. In beiden Kühlerstufen wird aus der fühlbaren Wärme des Rohgases hochgespannter Prozeßdampf erzeugt.

Das weitgehend abgekühlte Gas wird mit Wasser gewaschen und dann unter weiterem Entzug von Nutzwärme abgekühlt und feststofffrei in die Nachverarbeitung gegeben. Die Asche wird sowohl vom Boden des Strahlungskühlers als auch aus der Waschstufe in Wasser suspendiert abgezogen und klassiert. Die kohlenstoffhaltige Feinasche wird zusammen mit dem Waschwasser zur Mahlstufe rezirkuliert; die weitgehend kohlenstofffreie Grobasche geht zur Deponie oder an Weiterverarbeiter. Mit einem Seiten-Abwasserstrom werden wasserlösliche anorganische Verunreinigungen der Kohle aus dem System abgeführt.

Die Anlage ist für folgende Betriebsdaten ausgelegt:

Arbeitsdruck:	bis zu 40 bar
Vergasungstemperatur:	ca. 1 500 °C
Kohledurchsatz:	ca. 6 t/h
Gasmenge:	ca. 10 000 m <sup>3</sup> /h (CO + H <sub>2</sub> )

Fig.11. Werkwijze van het Texaco-proces

Kenn- und Betriebswerte

[18]

Entwicklungsvorhaben der Flugstromvergasung von Kohle

Verfahren		Shell-Koppers	Saarberg-Otto	Texaco
Einsatzkohlen		alle Kohlen	alle Kohlen	Steinkohle
Kohledurchsatz	t/h	6	bis 11	6
Betriebsdruck	bar	30	25	40
<b>Erste Betriebswerte</b>				
- Art der Kohle		Steinkohle	Steinkohle	Steinkohle
- Heizwert (Hu wf)	kJ/kg	30355	?	33500
- Schwefelgehalt der Kohle	%	1,35	1,39	0,8
<b>Analyse des erzeugten Gases</b>				
CO <sub>2</sub>	Vol. %	0,60	13,2	19,0
CO	Vol. %	65,10	54,0	46,0
H <sub>2</sub>	Vol. %	25,60	31,4	34,0
N <sub>2</sub> +Ar	Vol. %	8,03	0,8	0,6
CH <sub>4</sub>	Vol. %	-	0,2	0,1
H <sub>2</sub> S+COS	Vol. %	0,47	0,4	0,3
- Kohlenstoffumsatz	%	99	93,5	98
- Vergasungswirkungsgrad	%	77,5	73	72
- Thermischer Wirkungsgrad	%	94,5	88/94	90
- Gasausbeute	m <sup>3</sup> /kg	2,1	2,0	1,85

[14]

Tafel 1. Erste Betriebsdaten und Ergebnisse der Kohlevergasungsanlage in der Shell-Raffinerie Harburg

Druck	bar	19,4
Kohlefluß	t/h	4,4
Sauerstofffluß	m <sup>3</sup> /h	2 860
Verhältnis Sauerstoff/Kohle		1,01
Produktgasfluß	m <sup>3</sup> /h	9 500
Kohlenstoffumwandiungsgrad	%	99
<b>Zusammensetzung des trockenen Rohsynthesegases (nach der Gaswäsche) in Volumengehalten:</b>		
CO	%	65,2%
H <sub>2</sub>	%	25,5%
CO <sub>2</sub>	%	0,8%
H <sub>2</sub> S	%	0,3%
N <sub>2</sub> und andere Gase	%	8,2%

[11]

Fig.12. Overzicht van enige bedrijfsresultaten van pilot plants van moderne stofwolkvergassers

Tafel 2. Bisherige Versuchsergebnisse (optimale Ergebnisse verschiedener Versuche)

Durchsatz	1,4 bis 6,9 t/h Kohle (wf)
Kohlenstoffumsatz	bis 99%
Reaktortemperatur	1 350 bis 1 500 °C
Reaktordruck	18 bis 30 bar
Slurry-Konzentration	bis 70%
Korngröße	14 bis 60% > 90 µm
Spezifischer Sauerstoffeinsatz	370 m <sup>3</sup> /1 000 m <sup>3</sup> (CO/H <sub>2</sub> )
Vergasungswirkungsgrad	bis 74% (90%*) (ohne C-Recycle)
Gasmenge	bis 12 000 m <sup>3</sup> /h (im Normzustand) (≅ 120% der Auslegung)
<b>Typische Gaszusammensetzung (H<sub>2</sub>O-frei; Volumengehalte in %)</b>	
CO	% 52
H <sub>2</sub>	% 35
CO <sub>2</sub>	% 12
H <sub>2</sub> S	% 0,3
N <sub>2</sub>	% 0,6
CH <sub>4</sub>	% <0,1

\*) Inklusive Dampfgewinnung.

[16]

FEEDSTOCK	WESTERN BITUMINOUS COAL	EASTERN BITUMINOUS COAL
OXIDANT	OXYGEN	OXYGEN
SLURRY MEDIUM OR MODERATOR	WATER	WATER
<b>PRODUCT GAS COMPOSITION, VOLUME PER CENT DRY BASIS</b>		
H <sub>2</sub>	35.8	35.8
CO	50.7	44.6
CO <sub>2</sub>	13.1	18.0
N <sub>2</sub> -A	0.2	0.5
CH <sub>4</sub>	0.1	-
H <sub>2</sub> S	0.1	1.0
COS	-	0.1
<b>HIGHER HEATING VALUE, BTU/SCF (H<sub>2</sub>S-COS FREE BASIS)</b>		
	279	262

[17]

ECONOMICS OF SYNGAS PRODUCTION

The improvement offered by the second generation gasifiers in the production of syngas can be illustrated by the following comparisons of plants for the production of ammonia and methanol.

TABLE 1 - Economics for the production of 1000 tonne/day ammonia

	Koppers-Totzek	Texaco
<u>Capital costs</u>	\$ million	\$ million
Erected plant	230	190
Working Capital	12	11
Total Capital Cost	242	201
<u>Production costs</u>	\$/tonne	\$/tonne
Coal @ \$55/te	123	98
Operating Costs	37	32
Overheads	39	33
Interest @ 20%	147	122
	<u>346</u>	<u>285</u>
Sulphur Credit @ \$80/te	5	4
	<u>341</u>	<u>281</u>

TABLE 2 - Economics for the production of 1000 tonne/day chemical grade methanol

	Koppers-Totzek	Texaco
<u>Capital costs</u>	\$ million	\$ million
Erected Plant	200	170
Working Capital	12	11
Total Capital Cost	212	181
<u>Production costs</u>	\$/tonne	\$/tonne
Coal @ \$55/te	118	94
Operating Costs	33	29
Overheads	34	30
Interest @ 20%	129	110
	<u>314</u>	<u>263</u>
Sulphur credit @ \$80/te	5	4
	<u>309</u>	<u>259</u>

The above economics are based on the following ground rules:

- A. Grassroots installation
- B. All steam and power generated within the plant
- C. 90% operating factor (i.e. 330 days/year)
- D. 100% Equity financing
- E. Cost of land excluded
- F. Coal feed is low ash, subbituminous, 3% sulphur with LHV = 25,000 KJ/Kg (11,000 BTU/lb.)
- G. Capital costs are based on instantaneous mid 1980 values

Fig. 13.: VERGELIJKING KOSTEN AMMONIAK EN METHANOL PLANT