

5 OKT. 1981

waterstof als energiedrager,
toekomstige mogelijkheden
in nederland

Deze publicatie is verkrijgbaar bij de Nijverheidsorganisatie TNO,
Laan van Westenenk 501, Apeldoorn.

EEN WOORD VOORAF

Om een nieuwe energietechnologie in de samenleving in te voeren moet men kunnen beschikken over een grote hoeveelheid informatie. Deze kan niet beperkt zijn tot uitsluitend technische aspecten, maar moet ook de invloeden van een eventuele invoering op andere aspecten van het maatschappelijk gebeuren betreffen.

Het doet mij dan ook bijzonder genoeg dit rapport aan U voor te leggen, omdat het gezien moet worden als een poging om in deze zin gegevens te verschaffen. Een initiatief van TNO heeft hier kunnen leiden tot samenwerking van een groot aantal bedrijven en instellingen. Dankzij deze gezamenlijke inbreng kon een dergelijk breed terrein aan een eerste verkenning worden onderworpen.

Dat het gehele onderzoek in een zo betrekkelijk korte tijd – in mei 1974 startte deze studie met ruim zestig vaste medewerkers – met dit rapport kon worden afgesloten, getuigt van een grote inzet en volharding van de kant van de deelnemers en van collectief begrip voor de belangrijke vraagstukken rondom de toekomstige Nederlandse energievoorziening.

Het is niet aan mij de inhoud van dit rapport te beoordelen; ik laat dit graag aan de lezer over. Ik spreek evenwel de hoop uit dat deze studie voldoende aanknopingspunten zal bieden voor nadere discussies en verder onderzoek.

Drs. F. Lagerwey,
voorzitter Nijverheidsorganisatie TNO

Ir. E. de Heer	(5)	— Rijn-Schelde-Verolme Machinefabrieken en Scheepswerven N.V.
Drs. L. A. M. Hermans	(3)	— Rijks Universiteit Utrecht
Dr. W. Horn	(1)	— Ministerie van Verkeer en Waterstaat
Drs. A. Leutscher		— Afdeling Industrieel Contact TNO
Prof. ir. C. O. Jonkers	(5) (8)	— Technische Hogeschool Twente
Ir. L. J. M. Joosten	(1)	— Nationaal Lucht- en Ruimtevaartlaboratorium
Dr. ir. H. W. J. Kempen	(7)	— Gemeentelijk Gasbedrijf Groningen
Ir. A. C. Koelewijn	(6)	— VEG-Gasinstituut N.V.
Prof. dr. ir. H. H. v. d. Kroonenberg	(5)	— Technische Hogeschool Twente
Drs. Ch. A. Kruissink	(4) (8)	— Centraal Laboratorium TNO
Dr. H. Looijenga	(2)	— Centraal Laboratorium TNO
Ir. G. J. A. M. Meijer	(3)	— Projectgroep Kernenergie TNO
Ir. P. B. Meyer	(6)	— Instituut voor Milieuhygiëne en Gezondheidstechniek TNO
Ir. H. van Ooyen	(2)	— Technisch Fysische Dienst TNO-TH
Ir. G. Opschoor	(4)	— Centraal Technisch Instituut TNO
Dr. D. T. F. Pals	(3)	— Centraal Laboratorium TNO
Dr. ir. H. J. Pasman	(2)	— Technologisch Laboratorium TNO
Dr. Th. van der Plas	(3)	— N.V. tot Keuring van Electrotechnische Materialen
A. Post	(1)	— N.V. D.S.M.
Dr. ir. L. J. Revallier	(1)	— N.V. D.S.M.
C. P. Scheepens	(4)	— Metaalstituut TNO
Ing. A. J. Scholten	(4)	— Ministerie van Sociale Zaken
Ir. J. J. Schuitemaker	(4) (8)	— Metaalstituut TNO
Ir. J. IJ. Sonneveld	(5)	— Instituut TNO voor Werktuigkundige Constructies
Ir. P. van Staveren	(2)	— Projectgroep Stromingsmachines TNO
Dr. ir. J. Steeman	(3)	— N.V. D.S.M.
Ir. J. Sterel	(5)	— VEG-Gasinstituut N.V.
Prof. dr. ir. W. P. M. v. Swaaij	(3)	— Technische Hogeschool Twente
Drs. W. Takens	(2) (8)	— VEG-Gasinstituut N.V.
Ir. T. Thalhammer	(2)	— Philips Natuurkundig Laboratorium
Ir. E. J. Tuininga		— Groep Bijzondere Studies TNO
Dr. ir. J. van Turnhout	(6)	— Centraal Laboratorium TNO
Ir. O. van Uchelen	(4)	— VEG-Gasinstituut N.V.
Prof. dr. ir. C. A. Verbraak	(2)	— Technische Hogeschool Twente
Drs. B. Verkerk	(3)	— Stichting Reactor Centrum Nederland
Ir. H. de Vries	(6)	— N.V. Nederlandse Gasunie
Ing. J. de Vries	(1)	— Bureau Milieuzaken TNO
Ir. J. F. van der Wal	(6)	— Instituut voor Milieuhygiëne en Gezondheidstechniek TNO
J. van der Weide	(7)	— Instituut voor Wegtransportmiddelen TNO
Drs. J. B. Zabel	(6) (7) (8)	— Economisch-Technische Afdeling TNO

INHOUD

Terminologie en omrekeningsfactoren

Samenvatting	9
I Inleiding	19
II Productie	27
III Opslag	89
IV Transport en distributie	129
V Aspecten van het plaatsgebonden verbruik	157
VI Toepassing in vervoermiddelen	193
VII Milieu en veiligheid	219
VIII Aspecten van de introductie	245
IX Slotbeschouwing	277

Terminologie en omrekeningsfactoren

In deze studie wordt – tenzij anders vermeld – waterstof als een *energiedrager* beschouwd, een stof dus die winbare energie in zich bergt.

Met *primaire energie* wordt die energie bedoeld die opgesloten ligt in de primaire energiebronnen steenkool, aardgas, olie, uranium etc. Waterstof als zodanig is dus geen primaire energiebron.

In deze studie omvat het begrip *alternatieve energie* – tenzij anders vermeld – alle soorten energie met uitzondering van die welke voortvloeien uit het gebruik van fossiele brandstoffen.

De calorische *bovenwaarde* geeft de warmtehoeveelheid aan die vrijkomt bij volledige verbranding van een droog gas; de verbrandingsgassen worden geacht tot de begintoestand (25° C en 1013 mbar) te zijn afgekoeld zodat alle waterdamp gecondenseerd is.

De calorische *onderwaarde* is de calorische bovenwaarde verminderd met de condensatiewarmte van de gevormde waterdamp.

Voor waterstof is de calorische bovenwaarde – tenzij anders wordt vermeld – op 2890 kcal per Nm³ gesteld, overeenkomend met 12,1 MJ per Nm³ of 3,35 kWh per Nm³.

Voor waterstof is de calorische onderwaarde – tenzij anders wordt vermeld – op 2440 kcal per Nm³ gesteld, overeenkomend met 10,2 MJ per Nm³ of 2,83 kWh per Nm³.

Onder 1 m³ („standaard”) wordt 1 m³ droog gas bij een temperatuur van 15° C en 1013 mbar druk verstaan.

Onder 1 Nm³ („normaal”) wordt 1 m³ droog gas bij een temperatuur van 0° C en 1013 mbar druk verstaan.

1 kcal	=	1,163 · 10 ⁻³ kWh	=	4,1868 kJ
1 kWh	=	860 kcal	=	3,600 MJ
1 MJ	=	239 kcal	=	0,2777 kWh
1 TW	=	10 ³ GW	=	10 ⁶ MW = 10 ⁹ kW

Samenvatting

In het navolgende is de inhoud van de hoofdstukken twee tot en met acht kort samengevat. Voor de conclusies en aanbevelingen wordt per hoofdstuk naar de betreffende pagina verwezen.

Productie van waterstof

De energievoorziening berust in Nederland praktisch geheel op fossiele brandstoffen. Ongeveer 95% van de energie wordt uit aardolie en aardgas en circa 5% uit steenkool geproduceerd. Als gevolg van het steeds moeilijker bereikbaar worden van de nog aanwezige voorraden zullen de exploratie-, winnings- en transportkosten van vooral aardgas en aardolie en – zij het in veel mindere mate – van steenkool toenemen. Het valt dan ook te voorzien dat althans de uit aardgas en aardolie gewonnen energie zo duur zal worden, dat men in toenemende mate van andere bronnen gebruik zal gaan maken.

De daarvoor noodzakelijke nieuwe processen en installaties zijn ten dele reeds in gebruik (kerncentrales), ten dele bevinden zij zich nog in een vroeg stadium van ontwikkeling (wind- en zonne-energie). Deze „nieuwe” energiebronnen leveren primair warmte of mechanische energie. Beide energievormen zullen in geschikte energiedragers omgezet moeten worden. Voor praktisch gebruik heeft men dan de keuze tussen electriciteit of daarmee geproduceerde waterstof.

De voor de chemische industrie en enkele andere toepassingen vereiste waterstof wordt thans voornamelijk via de reactie van stoom met koolwaterstoffen (hoofdzakelijk aardgas) of steenkool verkregen. Slechts daar, waar goedkope electriciteit voorhanden is (waterkrachtcentrales), wordt waterstof langs electrolytische weg geproduceerd. Bij een toenemende schaarste van aardgas en aardolie zal ook door uitsluitend op basis van steenkool geproduceerde waterstof nog langdurig in de behoeften van de chemische industrie en de energiehuishouding kunnen worden voorzien.

Op nog langere termijn zal de voor beide doeleinden noodzakelijke waterstof op grote schaal electrochemisch op basis van kern- en eventueel wind- of zonne-energie en naar verwachting tegen concurrerende prijzen geproduceerd kunnen worden. Als rendement van commerciële electrolyse-installaties worden percentages variërend van 70 tot 80% opgegeven. Momenteel wordt onderzoek gedaan naar de mogelijkheid van de toepassing van cellen met vaste electrolyt die bij verhoogde temperatuur werken en naar cellen die waterstof onder druk afleveren, teneinde de kosten van opslag en transport te verlagen. Om de investeringen te verminderen wordt naar de ontwikkeling van goedkope electroden met een lange levensduur bij hoge stroomdichtheden gestreefd. De verdieping van het inzicht in de brandstofcel zal hieraan, naar verwachting, een belangrijke bijdrage leveren.

Het stroomverbruik bij de electrochemische methode is zeer groot. Vermoedelijk zal daarom voorshands vooral van kernenergie gebruik gemaakt worden. De kostprijs van de af te nemen electriciteit is bepalend voor de economische aantrekkelijkheid van deze route. Op basis van de ervaringen met een bestaande electrolyse-installatie worden schattingen voor de kostprijs van waterstof bij een aangenomen electriciteitsprijs gegeven. Deze leiden tot de verwachting dat electrolytische waterstof, in verband met het prijsverloop van de fossiele brandstoffen, op niet te lange termijn concurrerend zal kunnen zijn.

Bij het alternatieve proces – thermochemische watersplitsing – wordt (kern-)warmte gebruikt om in een chemisch kringproces water in waterstof en zuurstof te ontleden. Hierbij wordt vooral aan de toepassing van de hoge temperatuur gasgekoelde reactor (HTGR) gedacht. Er wordt momenteel veel onderzoek naar de meest geschikte processen verricht, waarbij naast de technische- ook de economische- en milieu-aspecten worden onderzocht. De problemen die zich thans voordoen, liggen o.a. op het gebied van de kinetica van de processen, de corrosieproblematiek en de scheiding van de reactieproducten. Geen van de vele voorgestelde processen is nog gerealiseerd.

Hoewel verwacht wordt dat het rendement van een thermochemische waterstof-

installatie hoger is dan dat van een electrolytische, lijkt dit voordeel niet op te wegen tegen de hoge investeringen. Ook de milieu- en veiligheidsaspecten liggen ongunstiger. Een thermochemische installatie b.v. zal zich, teneinde de warmte van de HTGR zo goed mogelijk te kunnen benutten, op zeer korte afstand van de kernreactor moeten bevinden hetgeen bepaalde veiligheidsrisico's impliceert.

Indien fossiele brandstoffen schaarser worden, maar nog steeds beschikbaar zijn, kan de niet op basis van fossiele brandstoffen geproduceerde waterstof een belangrijke rol spelen. Zo is voor de omzetting van steenkool en aardolie in synthetisch aardgas en synthetische benzine b.v. de beschikbaarheid van grote hoeveelheden goedkope waterstof van essentieel belang.

Voor conclusies en aanbevelingen zie pagina 63.

Opslag van waterstof

Een van de belangrijkste aspecten van het gebruik van waterstof als medium voor de aanpassing van het energie-aanbod aan de vraag is de mogelijkheid deze op een adequate wijze op te slaan. Bij de noodzaak daarvan moet men zowel aan dag- als aan seizoenpieken denken.

Gasvormige waterstof kan in grote hoeveelheden onderaards worden opgeslagen. Uitgeputte gas- en olievelden, aquifers, als ook kunstmatig uitgeloopte zoutholten komen daarvoor in aanmerking. Een goed aaneengesloten toplaag, bestaande uit voor gas ondoordringbaar gesteente, voorkomt dan ontsnapping naar het aardoppervlak. Rondom de zogenaamde gasbel bevindt zich met water verzadigd gesteente; dit water staat onder hydrostatische druk en werkt als „waterslot”. Er zijn geen redenen aan te geven waarom een dergelijk systeem zich tegenover waterstof anders zou gedragen dan tegenover aardgas, dat in de natuur op deze wijze reeds vele miljoenen jaren opgeslagen is. Verschillen tussen aardgas en waterstof komen wel bij de bovengrondse installaties tot uiting, maar leiden daar niet tot technisch onoverkomelijke problemen bij de „handling”.

Op vele plaatsen in Europa wordt reeds van onderaardse opslag van aardgas gebruik gemaakt. Nederland beschikt eveneens over een groot aantal mogelijkheden, zoals het zeer grote gasveld in Groningen en, over een groot deel van het land verspreid, tal van kleinere velden waarvan sommige al uitgeput zijn. In de toekomst komen wellicht ook de huidige olie- en gasvelden onder de Noordzee voor opslag in aanmerking.

Gasvormige waterstof kan ook in drukvaten worden opgeslagen. Doorgaans zal men naar zo groot mogelijke containers en opslag onder zo hoog mogelijke druk streven. Deze vorm van opslag levert geen ernstige technische problemen op. Er moet echter aandacht aan de keuze van de juiste materiaalsoort en productietechniek geschonken worden. Het is twijfelachtig of deze methode op waterstof zal worden toegepast, omdat de ervaring met het aardgasnet heeft geleerd dat dit voldoende overcapaciteit heeft om dagpieken op te vangen, zodat bovengrondse gashouders thans niet meer toegepast worden.

Voor het aanleggen van reservevoorraden zou evenals vloeibaar aardgas ook vloeibare waterstof gebruikt kunnen worden. Waterstof dient, om vloeibaar gemaakt te worden, tot -253°C te worden afgekoeld, waarvoor naar verhouding veel energie vereist is.

Teneinde de verdampingsverliezen binnen aanvaardbare grenzen te houden, worden speciaal ontworpen cryogene tanks toegepast. Voor langdurige opslag van grote hoeveelheden vloeibare waterstof worden op het ogenblik vrijwel uitsluitend vacuumeïsoleerde, dubbelwandige opslagreservoirs gebruikt.

Voor zover bekend, zijn tanks met een grotere capaciteit dan 3400 m^3 tot dusver niet gerealiseerd. Vermoedelijk is een inhoud van 10.000 m^3 voor waterstof het maximaal bereikbare; daarom lijkt toepassing alleen in speciale gevallen zinvol. Ondergrondse opslagsystemen voor vloeibare waterstof zullen beter geïsoleerd

moeten worden dan die voor vloeibaar aardgas. Dit zal echter in de meeste gevallen technische en economische problemen opleveren.

Voor de opslag van kleine hoeveelheden vloeibare waterstof, ook in automobielen, komen slechts tanks met vacuumisolatie in aanmerking.

Tenslotte kan waterstof ook in metaalhydriden vastgelegd worden. Om deze waterstof weer uit het hydride vrij te maken is toevoer van warmte noodzakelijk. Voor gedecentraliseerd gebruik in kleine stationaire eenheden en wellicht ook in vervoersmiddelen kan deze vorm van opslag van betekenis zijn.

Voor conclusies en aanbevelingen zie pagina 120.

Transport en distributie van waterstof

Gehele of gedeeltelijke vervanging van de thans in Nederland gebruikte hoeveelheden fossiele brandstoffen door waterstof impliceert het voorhanden zijn van een nationaal distributienet met een grote transportcapaciteit.

Indien b.v. de helft van de totale energiebehoefte van 1972 door waterstof gedekt zou moeten worden, zou hiervoor een continue stroom waterstof van ruim 3000 Nm³ gas per seconde nodig zijn.

Het aardgastransportnet is geschikt voor het vervoer van waterstof. Aardgas wordt evenwel in de meeste gevallen met een druk van meer dan 100 bar uit de aardkorst aangevoerd. De druk van het waterstofgas daarentegen wordt door het fabricageproces bepaald. Alleen via de electrochemische route zouden begindrukken van 10 en meer bar kunnen worden verkregen. Het is echter de vraag of er ooit productiemethoden ontwikkeld zullen worden, die waterstof met een zodanige druk leveren, dat deze hoog genoeg is voor het transport door leidingen. Waterstof zal dan aan het begin van de leiding door middel van compressoren op druk gebracht moeten worden. Bij een energieprijis van 4 cts per kWh zijn de kosten van een compressie van 1 tot 100 bar circa 1,2 cts per kubieke meter.

Het leggen van pijpleidingen voor het transport vergt geen andere techniek dan de voor aardgas gebruikelijke en is even kostbaar. Om de drukverliezen te compenseren zal het gas bij transport over zeer grote afstanden tussentijds opnieuw gecomprimeerd moeten worden. In Nederland zijn de afstanden echter relatief klein en de kosten van een dergelijke re-compressie kunnen in eerste instantie verwaarloosd worden. De totale transportkosten zullen dus in hoofdzaak bestaan uit de leidingkosten en de kosten van de compressoren aan het begin van de leiding.

Het in gebruik nemen van het bestaande distributienet voor waterstof werpt meer problemen op dan dat van het, grovere, transportnet. Het distributienet bevat veel potentiële lekplaatsen die, in het bijzonder in besloten ruimten, brand- en explosiegevaar opleveren omdat de ontstekingstemperatuur en de ontstekingsenergie van waterstof lager zijn dan die van aardgas, terwijl de explosiegrenzen zeer ruim zijn. Deze problemen zijn echter niet onoverkomelijk indien, onder meer, speciale aandacht aan de lekdichtheid wordt besteed.

Naast het transport van waterstof in gasvorm is ook transport en distributie in vloeibare vorm, per container of via een pijpleiding mogelijk. In het kader van de ruimtevaart bestaat daarmee reeds een jarenlange ervaring in de V.S. Deze vorm van transport is relatief kostbaar.

Wanneer voor een gelijke energiehoeveelheid een vergelijking met het transport van vloeibaar aardgas wordt gemaakt, blijkt de productie-eenheid voor het vloeibaar maken bijna driemaal zo duur, de vereiste hoeveelheid energie tweemaal zo groot en de prijs van de te gebruiken opslagtank vier tot vijfmaal zo hoog te zijn.

Voor conclusies en aanbevelingen zie pagina 150.

Aspecten van het plaatsgebonden verbruik van waterstof

De huidige gasverbruiksapparatuur in ons land is op het Gronings aardgas ingesteld. De meeste apparaten voor huishoudelijk en industrieel gebruik kunnen evenwel zonder al te veel moeite voor waterstofrijk aardgas worden omgebouwd. De hiervoor vereiste kennis is, gezien de ervaring met het vroegere stadsgas, aanwezig. Een vroegtijdige aanpassing van de keuringseisen, door mengsels met verschillende percentages waterstof als inslaggas op te nemen, is gewenst. Voor het gebruik van zuivere waterstof zal met het oog op de hogere vlamtemperaturen specifieke apparatuur ontwikkeld moeten worden.

In tegenstelling tot de verbranding in een open vlam waarbij, afhankelijk van de zuurstoftoevoer en de constructie van de brander, hoge verbrandingstemperaturen verkregen worden, vindt katalytische verbranding op een aanzienlijk lager en dus veiliger temperatuurniveau plaats. Bij dit proces ontstaan ook veel minder NO_x-verbindingen.

Katalytische verbranding van waterstof zou zich goed voor directe ruimteverwarming kunnen lenen.

Voor het verkrijgen van mechanische energie zou waterstof in thermische machines zoals in de gasturbine, de combustor en de gasmotor toepassing kunnen vinden.

Waterstof is een welhaast ideale brandstof voor het opwekken van electriciteit in brandstofcellen door middel van galvanische oxydatie met zuurstof of lucht. Zulke brandstofcellen functioneren in het lage temperatuurgebied van 50 - 120 °C redelijk goed. Op het ogenblik is er echter nog geen sprake van commerciële toepassing; daarvoor is de brandstofcel nog te duur en is de levensduur en de betrouwbaarheid van het apparaat nog te gering. Bovendien kan van een efficiënte toepassing pas op langere termijn sprake zijn wanneer er ruimschoots zuivere waterstof beschikbaar zal zijn.

Waterstof wordt nu reeds als grondstof in de chemische en petrochemische industrie gebruikt; men denke aan de ammoniak- en aan de methanolsynthese, het harden van vetten etc. Het hydrokraken is op het ogenblik zeer belangrijk en vertoont een meer dan normale groei.

In de toekomst zou, indien waterstof in grote hoeveelheden ter beschikking zou komen, een aantal op het ogenblik minder interessante grondstoffen zoals oliehoudende leisteen, steenkool, dolomiet etc. voor de chemische industrie van belang kunnen worden. Voor de Nederlandse situatie geldt dit eigenlijk alleen voor steenkool.

Op langere termijn zullen de thans gebruikelijke ammoniak- en methanolsynthese belangrijk blijven en andere processen zoals b.v. de cyclohexaansynthese waarschijnlijk in belangrijkheid toenemen. Het hydrokraken zal evenwel aan betekenis inboeten indien een „petro-chemie” op steenkoolbasis zal ontstaan; ook „hydro-treating” zal aan betekenis verliezen zodra de oliereserves uitgeput zullen raken.

In de ijzer- en staalindustrie zou waterstof, bij voldoende aanbod, voor de zogenaamde directe reductie gebruikt kunnen worden. Metallurgisch gezien zou dit geen onoverkomelijke problemen met zich mee brengen. Wel worden er een aantal technische, economische en structurele moeilijkheden verwacht.

De overige industrie biedt voor de toepassing van waterstof weinig mogelijkheden. Waar directe verhitting vereist is zou waterstof wellicht een rol kunnen spelen. Voor de aandrijving van machines echter is, in verband met de goede regelbaarheid, vooralsnog elektrische energie het meest aangewezen.

Het energieverbruik in de agrarische sector wordt door een sterk fluctuerende afname van de energie gekenmerkt. De piekvorming in het energieverbruik verschilt voor de melkveehouderij, het akkerbouwbedrijf en de tuinbouw. Wellicht ligt hier een toekomst voor de brandstofcel. De te lage vermogensdichtheid daarvan dwingt wegens de variabele vraag dan wel tot een gecombineerd gebruik met een accumulatorbatterij.

Voor conclusies en aanbevelingen zie pagina 183.

Toepassing van waterstof in vervoermiddelen

De faciliteiten voor productie, opslag, transport en distributie van de bij normale temperatuur en druk vloeibare koolwaterstoffen zijn in de vervoersector in sterke mate geïntegreerd. Het succes van een alternatieve energiedrager zal dan ook in grote mate worden bepaald door de overeenkomst met de bestaande brandstoffen benzine, dieselolie en LPG.

Als brandstof voor verbrandingsmotoren komen thans in volgorde van geschiktheid in aanmerking: vloeibare koolwaterstoffen (benzine, dieselolie, LPG), methaan (aardgas) en de alcoholen methanol en aethanol.

In het kader van deze studie komt de vraag naar voren in hoeverre waterstof – indien er gebrek aan bovenstaande energiedragers zou ontstaan – als een alternatieve brandstof in aanmerking komt.

Vanuit motortechnisch standpunt bezien is waterstof, zonder al te veel technische aanpassingen, in de benzinemotor zeer wel toe te passen. Voor gebruik in de dieselmotor is waterstof echter, evenmin als benzine, aardgas, LPG en soortgelijke brandstoffen, geschikt.

In otto-motoren heeft waterstof de volgende voordelen boven benzine: zeer schone uitlaatgassen, gunstiger vermogen, een lager stationair toerental, betere start-eigenschappen, snellere reactie op wijzigingen in de brandstoftoevoer en geringere temperatuurverhoging bij wisselende belasting.

De kans op spontane, te vroege, ontsteking en het terugslaan van de verbrandingsgassen leveren daarentegen nadelen op die evenwel vermoedelijk overkomen kunnen worden.

Energetisch gezien blijkt dat 50 liter gasvormige waterstof met een druk van 200 bar equivalent is aan ca. 3,5 liter benzine en dat 50 liter vloeibare waterstof ca. 13,1 liter benzine kan vervangen. Dientengevolge komt in verband met de noodzakelijke minimum actieradius uitsluitend in vloeibare vorm opgeslagen waterstof als motorbrandstof in aanmerking. Er is dan echter een uitstekend geïsoleerde tank nodig die bijna 4 maal zo groot is als een benzinetank; dit levert zowel qua omvang als qua gewicht bezwaren op.

Wellicht biedt het meevoeren van waterstof in de vorm van een hydride mogelijkheden. Metaalhydriden geven hun waterstof slechts af wanneer warmte (b.v. afkomstig van uitlaatgassen) wordt toegevoerd. Isolatie is in dit geval niet nodig; ook bij langdurige stilstand van het voertuig treedt geen verlies van waterstof op. Er bestaat echter nog onzekerheid over de omvang en het gewicht van een met hydride gevulde tank en over de mate waarin aan de eisen van de sterk wisselende belasting voldaan kan worden.

Voorshands lijkt waterstof, als gevolg van de genoemde nadelen en van de bezwaren aan de handling verbonden, geen aantrekkelijke alternatieve motorbrandstof voor het wegvervoer.

Toepassing van waterstof als brandstof voor gasturbines in de luchtvaart is zeer wel mogelijk. Wegens de hoge verbrandingswaarde van vloeibare waterstof zal een vliegtuig slechts 40% van het nu noodzakelijke brandstofgewicht behoeven mee te voeren. Het vereiste tankvolume is echter, gezien het lage soortelijk gewicht, ruim vier maal zo groot. Niettemin zou het gebruik van vloeibare waterstof een aanmerkelijke besparing op het startgewicht opleveren. Een drastisch gewijzigd vliegtuigontwerp lijkt, met het oog op de omvang van de tanks, noodzakelijk. Bij het supersonische vliegtuig spreekt dit des te meer. Vloeibare waterstof lijkt hier desondanks weinig perspectieven te bieden. De ontwikkeling van een hypersonisch vliegtuig ligt nog in een verre toekomst. Verwacht wordt dat voor een dergelijk vliegtuig uitsluitend vloeibare waterstof als brandstof in aanmerking komt.

Voor conclusies en aanbevelingen zie pagina 213.

Milieu- en veiligheidsaspecten van waterstof

Het gebruik van zuivere waterstof heeft, wat de milieuaspecten betreft, grote voordelen boven andere gasvormige en vloeibare energiedragers, voordelen die ook bij menging met andere gassen tot vermindering van de luchtverontreiniging leiden. Daar het verbrandingsproduct van waterstof zuiver water is, levert verbranding van waterstof geen roet, koolmonoxyde, aldehyden, organische zuren, teerachtige verbindingen, aerosolen, zwaveloxyden, koolwaterstoffen etc. op.

Wel kunnen, in het bijzonder bij verbranding bij hoge temperaturen, meer stikstofoxyden ontstaan, terwijl ook wat ozon, ammoniak en waterstofperoxyde geëmitteerd kan worden. De mogelijkheden tot voorkoming van de vorming, respectievelijk de emissie, van deze stikstofoxyden verdienen dan ook nader onderzoek. Ook het eventueel te verwachten effect van de toename van de hoeveelheid water(damp) in de lucht, in en om grote industriële concentraties, dient bestudeerd te worden.

Bij de productie van waterstof zijn de risico's van een zekere milieuverontreiniging wat groter dan bij opslag, transport, distributie en gebruik.

Tijdens de electrolytische bereiding van waterstof ontstaan in de gebruikte installaties concentraties van verontreinigingen die afgevoerd moeten worden. Ten dele vormen deze verontreinigingen geen extra milieubelasting omdat zij ook reeds in het voor de productie gebruikte oppervlaktewater voorkomen.

Vooraf bij de thermochemische productie kunnen echter tijdens de procescyclus allerlei chemische verbindingen in de lucht afgevoerd worden. Hoewel deze luchtverontreiniging kwantitatief van weinig betekenis zal zijn bestaat in één van de meest belangrijke processen de mogelijkheid dat chloorgas ontwijkt; deze en dergelijke verontreinigingen zullen zeker voorkomen moeten worden.

Daarnaast bestaat er bij beide processen de mogelijkheid van thermische verontreiniging als gevolg van de afvoer van ontstane warmte. Over de kwantitatieve betekenis daarvan bij massale productie van waterstof is weinig bekend.

Voor de slechte naam die waterstof in sommige kringen heeft ten aanzien van het veiligheidsrisico is weinig reden. Wel brengt waterstof een groter brand- en explosierisico met zich mede dan vele andere energiedragers. De explosiegrenzen liggen wijder en de ontstekingsenergie is gering. Een kleine electrostatische oplading van stof- en roestdeeltjes door uitstromend gas b.v. kan al aanleiding tot zelfontbranding geven. Hierdoor is er in de praktijk meer gevaar voor brand dan voor detonatie. Een goede lekdichtheid – zowel wat het uitlekken van waterstof als het intreden van lucht betreft – van alle leidingen, vaten, afsluiters etc. is dan ook noodzakelijk.

De grote diffusiesnelheid en de geringe dichtheid van waterstof ten opzichte van lucht hebben overigens weer een matigende invloed op het risico. Ook de hoge onderste explosiegrens maakt, bij kleine lekken, de kans op ongevallen kleiner dan die bij het gebruik van benzine. Resumerend is het duidelijk dat, indien waterstof in het energiesysteem wordt geïntroduceerd, er speciale voorzorgen nodig zijn om deze risico's te beperken. De tot nu toe opgedane ervaringen met de handling van waterstof in de industrie en in de ruimtevaart wettigen de mening dat dit mogelijk zal zijn. Het zoveel mogelijk vermijden van het ontstaan van explosieve mengsels en de afwezigheid van ontstekingsbronnen in ruimten waar deze toch zouden kunnen ontstaan, zijn daarbij essentieel.

Voor conclusies en aanbevelingen zie pagina 241.

Aspecten van de introductie van waterstof

Uit de gegevens van de voorafgaande hoofdstukken blijkt duidelijk dat reeds aan de overgang naar een partiële waterstofeconomie zoveel aspecten zijn verbonden dat deze in hun geheel moeilijk overzien kunnen worden.

Niettemin is het zinvol – zij het slechts als een eerste vingeroefening – te trachten om, uitgaande van een aantal premissen zoals de toename van de vraag naar energie en de wijze waarop daarin voorzien zou kunnen worden, een inzicht in twee van de vele factoren die aan een totale waterstofeconomie ten grondslag liggen te krijgen n.l.:

- in het belang van een bijdrage van waterstof in de energievoorziening, in een tijd waarin niet meer over fossiele brandstoffen, zelfs niet – hoe onwaarschijnlijk ook – over steenkool, beschikt zal kunnen worden;
- in de tijdspanne die ermee gemoeid zal zijn om tot een wezenlijke bijdrage van waterstof in de energievoorziening te komen.

Daartoe werd een negental modellen opgesteld waarin waterstof en electriciteit in een steeds verschillende verhouding als energiedragers fungeren, al of niet met gebruikmaking van warmtepompen. Daarbij is van centraal opgestelde kerncentrales en waterstofproductie door middel van electrolyse uitgegaan.

Deze modellen leiden tot het inzicht dat noch een „all-electric society”, noch een „all-gas society” in het verschiet ligt.

Als hulpmiddel bij de gedachtenvorming over de invoering van waterstof in de Nederlandse energiehuishouding werd een scenario opgesteld dat zich tot in het begin van de 21ste eeuw uitstrekt. Aangenomen werd dat, op grond van voorbereidend onderzoek, reeds in 1980 tot de bouw van een serie productie-installaties voor waterstof zal worden besloten.

Rekening houdend met de ontwikkeling van de behoefte aan waterstof, zowel in de hoedanigheid van grondstof als in die van energiedrager, in de chemische-, de staal- en de gasindustrie alsmede in het verkeer, wordt een groei van de electrolytische waterstofproductie in de jaren 1990 tot 2005 van 2 tot 29 miljard m³ waterstof verwacht. De kosten van de installatie van de voor deze productie noodzakelijke kerncentrales stijgen van gemiddeld f 140 miljoen per jaar, gedurende de eerste vijf jaren, tot gemiddeld f 1340 miljoen in de laatste 5 jaren.

Voor het begin van de volgende eeuw tekent zich zo een bijdrage van waterstof in de totale energievoorziening van Nederland af, die overeenkomt met het aandeel van electriciteit in het verbruik van 1972.

Er dient echter op gewezen te worden dat, naast de aspecten die reeds aan de orde zijn geweest, nog een aantal neveneffecten van het introduceren van waterstof in de Nederlandse energievoorziening de aandacht verdienen. Deze liggen vooral op het vlak van de publieke acceptatie, de planologie, de beheersvorm, de industriepolitiek en de werkgelegenheid.

Voor conclusies en aanbevelingen zie pagina 266.

Eindconclusie

Indien het toekomstig gebruik van waterstof als energiedrager in de Nederlandse energievoorziening overwogen zou worden, biedt dit – zoals uit deze studie blijkt – ruime perspectieven. Anderzijds worden er op dit ogenblik ook een aantal moeilijkheden voorzien die vermoedelijk door adequaat onderzoek ondervangen zullen kunnen worden.

I Inleiding

„Oui, mes amis, je crois que l'eau sera un jour employée comme combustible, que l'hydrogène et l'oxygène, qui la constituent, utilisés isolément ou simultanément, fourniront une source de chaleur et de lumière inépuisables et d'une intensité que la houille ne saurait avoir.”

Jules Verne 1874

1 Aanleiding tot de studie

Het veilig stellen van de energievoorziening in de nabije en verre toekomst vormt het onderwerp van een aanzwellende stroom van literatuur. Daarin komen aspecten als de toenemende vraag naar energie, de beschikbaarheid van energiebronnen, de kosten van winning en transport, de afhankelijkheid van import- en exportverhoudingen en zeker ook de toenemende zorg om het milieu, in verband met productie en consumptie van energiedragers, aan de orde.

Schaarste en stijgende prijzen van olie en gas – die thans nog het overgrote deel van het totale pakket energiedragers uitmaken – stimuleren enerzijds matiging van de vraag onder meer door een doelmatiger gebruik. Anderzijds geven zij aanleiding tot het ontginnen van voorheen niet op economische wijze te exploiteren bronnen zoals leisteen en teerzanden. Bovendien wordt de ontwikkeling van alternatieve methoden voor energieopwekking geactiveerd. Wat deze laatste betreft zijn met name de vooruitzichten voor kern-, zonne- en windenergie gunstig.

Volgens de huidige verwachtingen zullen kern- en windenergie vrijwel uitsluitend in electriciteit worden omgezet. Electriciteit heeft echter een aantal nadelen:

- het kan op het ogenblik niet in grote hoeveelheden opgeslagen worden; dit kan als het grootste bezwaar aangemerkt worden omdat het opgesteld vermogen op de maximale vraag afgestemd moet worden;
- het transport en de distributie worden veelal kostbaar geacht vergeleken met het transport en de distributie van gasvormige en vloeibare energiedragers.

Daarom mag worden verwacht, dat er op langere termijn naast electriciteit behoefte zal blijven bestaan aan gasvormige en/of vloeibare energiedragers.

Voorafgaande aan de periode waarin kern-, zonne- en windenergie voor een wezenlijk deel in de energiebehoefte voorzien, bevindt zich een overgangperiode van vermoedelijk enkele tientallen jaren, waarin de momenteel in gebruik zijnde brandstoffen zoals olie, gas en kolen nog steeds een uiterst belangrijk deel van de energievoorziening voor hun rekening zullen nemen. De overgang van de huidige situatie naar die op lange termijn is schematisch in figuur 1 weergegeven.

Er ontstaat dan een situatie waarin gelijktijdig aardolie, aardgas, kolen, kernenergie en andere vormen van energie in de Nederlandse behoefte zullen voorzien. De onderlinge relatie van het gebruik van deze energiebronnen wordt door factoren als kosten, beschikbaarheid, belasting van het milieu, veiligheidsaspecten en afhankelijkheid van het buitenland beheerst.

Een gunstig aspect van een dergelijke overgangssituatie, gekenmerkt door een grote verscheidenheid van energiedragers, is de spreiding van het politieke risico omdat meer landen in de levering van energie worden betrokken. Nadelig is echter de mogelijke grotere afhankelijkheid van het buitenland en het effect daarvan op de betalingsbalans.

Een en ander kan een stimulerende werking hebben op het tempo waarmee kernenergie wordt ingevoerd en zonne- en windenergie worden ontwikkeld. Wat de kernenergie betreft is een dergelijke tendens in enkele van de ons omringende landen reeds waarneembaar. Deze beschikken zelf over relatief weinig fossiele energiebronnen hetwelk moeilijkheden met de betalingsbalans oplevert.

Tot zover de beschouwing over de te verwachten ontwikkeling op het gebied van de primaire energiebronnen. De vormen waarin energie aan de verbruiker wordt aangeboden, zijn:

- kolen,
- aardolieproducten of synthetische koolwaterstoffen,
- aardgas, al of niet synthetisch,
- electriciteit.

Een nieuwe mogelijkheid, die in toenemende mate de aandacht vraagt, wordt door waterstof en de eventueel met behulp van waterstof te produceren energiedragers, zoals b.v. methanol, geboden.

De nieuwe energiedrager waterstof wordt door een aantal interessante eigenschappen gekenmerkt.

- waterstof kan door vele verbruikerscategorieën in plaats van kolen, aardgas, aardolie en electriciteit worden toegepast;
- waterstof is evenals electriciteit een zeer schone energiedrager;
- waterstof kan op basis van steenkool, de verschillende koolwaterstoffen, maar ook op basis van kern- en windenergie worden geproduceerd;
- waterstof is in grote hoeveelheden op te slaan en vooral in de gasfase zeer geschikt voor het transport van energie.

Het voorgaande doet de vraag rijzen in hoeverre het gebruik van waterstof als energiemedium van nut zou kunnen zijn voor de Nederlandse situatie. Deze vraag was de directie aanleiding tot de onderhavige studie.

Een aantal van de aspecten van waterstof als energiedrager werden elders als volgt geformuleerd:

„Two obvious yet pivotal points must be made when one speaks today of the significant potential of hydrogen-energy, as the authors have ably done in this collection from our Conference:

- 1) Hydrogen is not a new energy source; it is an energy-carrier quite analogous to electricity, and
- 2) Hydrogen offers principally a long-range or *strategic* benefit in the sphere of energy demand and supply”.

H. P. Harrenstein en T. Nejat Veziroglu
THEME Conference, 1974

„Therefore, the quest for any truly large-scale substitution of other primary energy sources for oil and gas essentially resolves itself into the problem of finding an intermediate energy carrier which has electricity's paramount advantage of cleanliness and simplicity in end use.

Hydrogen would appear to fit this description, being adaptable for present hydrocarbon fuel tasks in industry and – possibly – transportation, while simultaneously reducing atmospheric pollution to near-zero levels”.

Stichting Toekomstbeeld der Techniek
„Energy Conservation: Ways and Means”
1974

„Abundant supplies of hydrogen from fossil fuels, nuclear energy or ultimately from solar energy can provide the much needed flexibility and environmental acceptability needed in our economy.”

NASA-ASEE „A Hydrogen energy carrier”
Vol. II Systems Analysis, 1973

2 Omschrijving van de studie

Dit verslag bevat in eerste instantie een globale inventarisatie van hetgeen er in de afgelopen jaren in Nederland, maar vooral daarbuiten, over waterstof bekend is geworden. Hierbij zijn de buitenlandse gegevens zoveel mogelijk voor de Nederlandse situatie vertaald.

Omdat bij de invoering van een nieuwe energiedrager de wisselwerking met de maatschappij van groot belang is, wordt in deze studie behalve aan de productie ook aandacht aan het verbruik geschonken. Getracht is een zo evenwichtig mogelijk beeld van alle fasen van productie tot en met verbruik te scheppen. Het spreekt vanzelf, dat bij elk van deze fasen een aantal aspecten een rol speelt. Een diepgaand onderzoek naar deze aspecten zou een studie van zeer grote omvang vergen. Als een meer praktische benadering is voor een korte studie gekozen — een half jaar — die aan slechts enkele van deze aspecten werd gewijd: techniek, economie, milieu, veiligheid.

Het zal duidelijk zijn, dat tijdens de studie van experimenteel onderzoek geen sprake kon zijn. Dergelijk onderzoek zal pas in het kader van vervolgstudies uitgevoerd kunnen worden.

3 Beperkingen

3.1 ASPECTEN VAN DE STUDIE

In de studie is als gevolg van de in de vorige paragraaf omschreven procedure, slechts aan een viertal aspecten aandacht geschonken:

- *De techniek*
Van primair belang is te weten wat thans technisch mogelijk is, welke ontwikkelingen er verwacht kunnen worden en waar technische doorbraken noodzakelijk zijn;
- *De economie*
Direct gekoppeld aan de technische aspecten zijn de economische, waarbij met name de kostprijs van waterstof per eenheid en de vereiste investeringen van belang zijn;
- *Het milieu*
Het is eveneens van groot belang te weten waar een op waterstof gebaseerd systeem een verlichting van de belasting van het milieu dan wel een verzwaring zou geven;
- *De veiligheid*
Herinneringen aan de ramp met het luchtschip „Hindenburg” zijn er o.m. de oorzaak van, dat men in brede kringen meent, dat waterstof uitermate gevaarlijk is. Daarom is het belangrijk de veiligheidsaspecten te onderzoeken.

3.2 BEPERKING TOT NEDERLAND

Men kan zich afvragen in hoeverre deze beperking voor een onderwerp, dat zoveel internationale aanknopingspunten heeft zinvol is. In sommige gevallen kunnen immers zelfs de internationale aspecten belangrijker zijn dan de nationale. De redenen waarom desalniettemin de studie tot de landsgrenzen beperkt is zijn dat:

- de geografische situatie en de grote bevolkingsdichtheid van Nederland andere randvoorwaarden voor een op waterstof gebaseerd systeem vormen dan in vele andere landen het geval is;
- voor de economische en vooral voor de maatschappelijke aspecten het werken met een nationaal, coherent systeem van gegevens aanzienlijk eenvoudiger is dan een internationaal georiënteerde aanpak;
- waterstof reeds vele perspectieven op lokaal, regionaal en nationaal niveau biedt.

3.3 BEPERKING TOT WATERSTOF ALS ENERGIEDRAGER

Waterstof heeft verscheidene toepassingsmogelijkheden, o.m. als brandstof en als grondstof voor de chemische industrie. Verwacht mag worden dat het aanbod van grote hoeveelheden waterstof voor energetische doeleinden invloed zal hebben op de bedrijfsvoering in die bedrijven die waterstof voor andere toepassingen (kunnen) gebruiken. Invoering van waterstof heeft, zowel voor deze bedrijven als voor de situatie van de grondstoffen die aan de huidige waterstofproductie ten grondslag liggen (voornamelijk methaan), een aantal interessante aspecten. In de onderhavige studie worden deze echter niet uitvoerig besproken.

3.4 BEPERKING TOT DE PERIODE WAARIN FOSSIELE BRANDSTOFFEN GAAN ONTBREKEN

De studie beperkt zich in eerste instantie tot periode III van figuur 1 waarin het gebruik van olie en gas aanzienlijk is verminderd. Slechts in hoofdstuk VIII, paragraaf 3, wordt deze beperking opgeheven. In dit hoofdstuk wordt n.l., aan de hand van een scenario, nagegaan hoe snel waterstof in de overgangperiode II van figuur 1 in de energiehuishouding van Nederland geïntroduceerd kan worden. In tweede instantie beperkt zij zich tot de keuzemogelijkheden binnen het in figuur 2 omlijste gedeelte. Uit deze figuur valt onder andere af te lezen dat kernenergie als zodanig buiten het gebied van de studie valt.

Wel is, voor sommige gebruikscategorieën, nagegaan in welke gevallen synthetische brandstoffen zoals methaan en methanol de voorkeur verdienen.

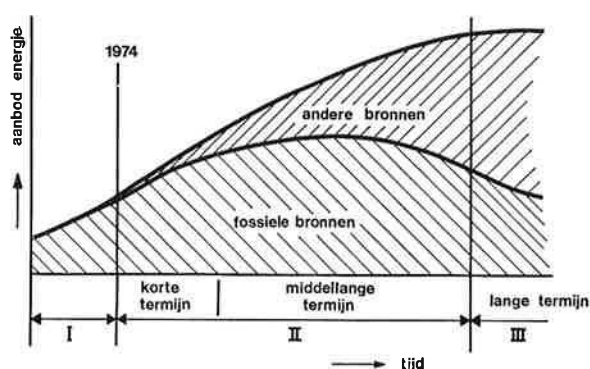


Fig. 1 Energie-aanbod als functie van de tijd.

- I Periode waarin overwegend van fossiele energiebronnen gebruik wordt gemaakt.
- II Overgangperiode, waarin de rol van fossiele energiebronnen eerst relatief, later ook absoluut, afneemt en door alternatieve energievormen wordt overgenomen.
- III Periode waarin alternatieve energiebronnen de belangrijkste rol spelen.

4 Indeling van het verslag

In hoofdstuk II worden de belangrijkste technieken voor de productie van waterstof behandeld. Daarbij wordt vooral aandacht geschonken aan de electrolytische en thermochemische productieprocessen.

In hoofdstuk III worden diverse mogelijkheden van opslag van waterstof bekeken. Naast opslag op grote schaal wordt aandacht besteed aan opslag van kleine hoeveelheden waterstof ten behoeve van bijvoorbeeld het gebruik in auto's.

In hoofdstuk IV wordt overwogen hoe waterstof van de productiecentra naar de gebruiker kan worden getransporteerd. Hierbij wordt o.a. nagegaan in hoeverre het thans bestaande aardgasleidingnet gebruikt zou kunnen worden.

In hoofdstuk V worden de toepassingsmogelijkheden in de huishoudelijke en dienstverlenende sectoren besproken.

In hoofdstuk VI wordt nagegaan in hoeverre waterstof toegepast zou kunnen worden in het weg- en luchtverkeer.

In hoofdstuk VII komen de milieu- en veiligheidsaspecten aan de orde.

In hoofdstuk VIII heeft de problematiek van een eventuele invoering van waterstof een plaats gevonden terwijl eveneens een overzicht gegeven wordt van de invloed die invoering van waterstof als energiedrager op de Nederlandse samenleving zou kunnen hebben.

Daarbij worden tevens aanbevelingen gedaan voor een aantal gerichte, diepgaande studies op die terreinen die thans in onvoldoende mate of geheel niet aan de orde zijn geweest.

In hoofdstuk IX wordt een slotbeschouwing gegeven.

5 Dankbetuiging

Om de voorwaarden voor een zo breed mogelijke evaluatie te scheppen, heeft de initiatiefnemer, TNO, op ruime schaal medewerking buiten de eigen kring gezocht.

Een woord van dank aan alle bedrijven en instellingen die, in het belang van de toekomstige energievoorziening, bereid werden gevonden hun medewerkers in staat te stellen aan deze inleidende studie deel te nemen is hier zeker op zijn plaats.

Voor de wijze waarop en de inzet waarmee de deelnemers persoonlijk aan de resultaten van de studie hebben bijgedragen is TNO bijzonder erkentelijk.

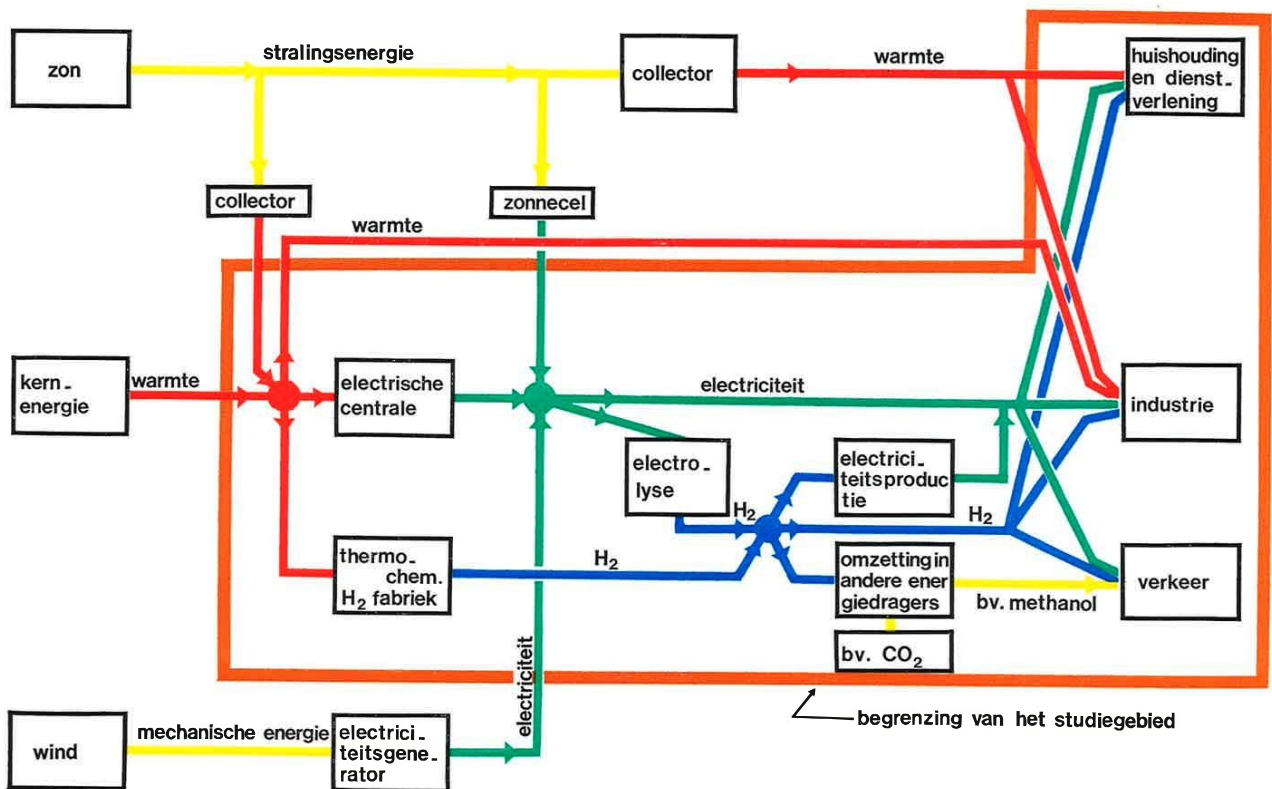


Fig. 2 Afgrenzing van het studiegebied.

II Productie

INHOUD

1	Inleiding	31
2	Schaal energieproductie	31
2.1	INLEIDING	31
2.2	KERNENERGIE	32
2.3	WINDENERGIE	34
2.4	STEENKOOL	34
2.5	VERGELIJKING VAN DE INVESTERINGEN VOOR DIVERSE VORMEN VAN ENERGIEVOORZIENING	34
3	Waterstofproductie	35
3.1	INLEIDING	35
3.2	OPEN PROCESSEN	35
3.2.1	Reform proces	35
3.2.2	Hoge druk partieel oxydatie proces	37
3.2.3	Vergelijking van het reform- met het H.P.P.O.-proces	38
3.2.4	Moderne ontwikkelingen in de productieprocessen voor waterstof uit fossiele brandstoffen	38
3.3	GESLOTEN PROCESSEN	41
3.3.1	Thermodynamica	41
3.3.2	Electrochemische waterstofproductie	43
3.3.2.1	Electriciteitsopwekking	
3.3.2.2	Waterelectrolyse	
3.3.3	Thermochemische waterontleding	47
3.3.3.1	Inleiding	
3.3.3.2	Kringprocessen met halogenen en edele metalen	
3.3.3.3	Kringprocessen met ijzer	
3.3.3.4	Kringprocessen met jodium	
3.3.3.5	Hybride processen	
3.3.4	Vergelijking van de waterelectrolyse en de thermochemische watersplitsing	52
4	Economie van de waterstofproductie	53
4.1	INLEIDING	53
4.2	WATERSTOFPRODUCTIE UIT FOSSIELE BRANDSTOFFEN	55
4.3	ELECTROCHEMISCHE WATERSTOFPRODUCTIE	57
4.4	THERMOCHEMISCHE WATERSTOFPRODUCTIE	60
4.5	SLOT	61
5	Conclusies en aanbevelingen	63
6	Literatuur	64

7	Appendices	66
1	Toelichting bij tabel 19	66
2	Raming van de investeringskosten voor installaties ten behoeve van de waterstofproductie met de „Functional Unit” benadering	67
3	Toelichting bij tabel 21	70
4	Waterstof en de verwerking van fossiele brandstoffen	70
	1 <i>INLEIDING</i>	
	2 <i>THERMODYNAMISCHE GEGEVENS</i>	
	3 <i>CONVERSIE VAN STEENKOOL MET STOOM IN KOOLMONOXYDE EN WATERSTOF</i>	
	4 <i>HYDROGENERING VAN STEENKOOL TOT GASVORMIGE EN VLOEIBARE KOOLWATERSTOFFEN</i>	
	5 <i>DE ECONOMIE VAN DE STEENKOOLVEREDELING</i>	
	5.1 <i>De steenkoolveredeling</i>	
	5.2 <i>De combinatie van een waterontledingsinstallatie met een steenkoolverwerkingsinstallatie</i>	

1 Inleiding

Voor de productie van waterstof staan, naast de klassieke methoden – waarbij gebruik gemaakt wordt van fossiele brandstoffen – twee principieel verschillende routes ter beschikking. Men kan de primaire energie omzetten in electriciteit en die gebruiken voor de electrolyse van water, de z.g. electrochemische route. Ook zijn er processen voorgesteld om water rechtstreeks met behulp van alleen thermische energie in waterstof en zuurstof om te zetten, de thermochemische route. Een belangrijk onderdeel van deze studie is dan ook het vergelijken van de electrochemische en de thermochemische productie van waterstof. Vooral de economie van deze routes is belangrijk en wordt zo nauwkeurig mogelijk onderzocht.

Indien fossiele brandstoffen schaarser worden maar nog steeds beschikbaar zijn, kan waterstof die niet op basis van fossiele brandstoffen is geproduceerd al een belangrijke rol spelen. Voor de omzetting van steenkool en aardolie in synthetisch aardgas (SNG: synthetic natural gas) is n.l. waterstof nodig. De beschikbaarheid van goedkope waterstof in grote hoeveelheden zou voor het uitvoeren van deze processen van groot belang zijn. Tenslotte vergt de verwerking van zware aardoliefracties tot koolwaterstofmengsels die als motorbrandstof geschikt zijn, via het z.g. hydrokraken, eveneens waterstof.

Bij het vervangen van fossiele brandstoffen als energiedrager door waterstof kan de overgang daarom geleidelijk gaan; in de overgangsfase kan waterstof immers al goed worden toegepast (zie appendix 4).

2 Schaal energieproductie

2.1 INLEIDING

Voordat de productie van waterstof zinvol te bespreken is, moet de te verwachten grootte van de productie bij benadering bekend zijn.

De waterstofproductie wordt daarom afgeschat aan de hand van het Nederlandse energieverbruik (zie tabel 1).

In 1972 was het totale bruto Nederlandse energieverbruik [1, 2]:

$$\text{ca. } 2,64 \cdot 10^{18} \text{ J of } 7,33 \cdot 10^5 \text{ GWh}$$

Tabel 1. Nederlands energieverbruik in 1972

Verbruik	10 ¹⁴ kcal		10 ¹⁸ J		10 ⁵ GWh	
Bruto verbruik		6,28		2,64		7,33
Verbruik electriciteitsbedrijven	1,07		0,45		1,25	
Productie *	0,33		0,14		0,39	
Verschil		0,74		0,31		0,86
Netto verbruik		5,54		2,33		6,47

* rendement, met verliezen bij transport, 30,8%

Zoals in de volgende tabel 2 is aangegeven, speelt op het ogenblik praktisch alleen fossiele brandstof als energiebron een rol [2].

Tabel 2. Herkomst van de in 1972 in Nederland verbruikte energie

Aardolie	49,4%
Aardgas	45,7%
Kolen	4,9%
Totaal	100,0%

Wanneer er voor energie-opwekking helemaal geen fossiele brandstoffen meer beschikbaar zouden zijn, zou via andere energiebronnen netto $2,33 \cdot 10^{18}$ J opgewekt moeten worden om aan het Nederlandse verbruik in 1972 te kunnen voldoen.

Om de betekenis van het Nederlandse aardgas te belichten, wordt het aardgasverbruik in 1973 nader beschouwd. Blijkens het eerder in de tabellen aangehaalde CBS rapport is het gemiddelde rendement der electriciteitscentrales 33,9%. De door de electriciteitscentrales uit het aardgas geproduceerde energie is met behulp van deze factor berekend [3]. (Zie tabellen 3 en 4).

Tabel 3. Aardgasafzet in 1973

	Aardgas	equivalent * uitgedrukt in		
	10 ⁹ Nm ³	10 ⁸ Gcal	10 ¹⁸ J	10 ⁵ GWh
Gasdistributie bedrijven	16,9	1,42	0,60	1,66
Chemische industrie	6,6	0,55	0,23	0,65
Overige industrie	5,7	0,48	0,20	0,56
Electriciteitcentrales	9,8	0,82	0,35	0,96
Totaal bruto in Nederland	39,0	3,27	1,38	3,82
Totale afzet	70,0	5,88	2,47	6,86

* onderste verbrandingswaarde

Tabel 4. Netto energieverbruik uit aardgas in Nederland in 1973

	Aardgas	equivalent uitgedrukt in		
	10 ⁹ Nm ³	10 ⁸ Gcal	10 ¹⁸ J	10 ⁵ GWh
Bruto afzet	39,0	3,27	1,38	3,82
Afzet aan electriciteitcentrales	9,8	0,82	0,35	0,96
Netto opbrengst centrales	3,2	0,27	0,11	0,31
Rendementsverlies	6,6	0,55	0,24	0,65
Netto verbruik	32,4	2,72	1,14	3,17

Om uit het energieverbruik het vereiste vermogen te berekenen, moet bekend zijn wat het jaarlijkse aantal bedrijfsuren van de te gebruiken installaties is. In de chemische industrie rekent men met 8000 tot 8500 bedrijfsuren per jaar (totaal aantal uren per jaar is 8760). Kerncentrales zijn 70 à 80% van de tijd in bedrijf; voor de centrale in Dodewaard is dit 80%.

Als ruw gemiddelde is in het volgende van 7000 bedrijfsuren per jaar uitgegaan. Voor windenergie-installaties is het aantal bedrijfsuren nog lastiger aan te geven, daar hiermee weinig ervaring bestaat. Als eerste benadering is voor deze energievorm ook met 7000 bedrijfsuren per jaar gerekend.

Voor het equivalent van het netto Nederlandse aardgasverbruik in 1973 ($3,17 \cdot 10^5$ GWh/jr) is een vermogen van 45,3 GW nodig en voor het totale netto Nederlandse energieverbruik in 1972 ($6,44 \cdot 10^5$ GWh/jr) een vermogen van 87 GW.

2.2 KERNENERGIE

In Nederland was in 1972 in elektrische centrales aan vermogen 11 GW geïnstalleerd. Het maximale vermogen van een Nederlandse conventionele centrale is 600 MW_{el}. In het buitenland gaat men wel tot 1200 MW_{el}, hoewel men het vermogen per as tot 600 MW beperkt. Het vermogen van de eenheden Dodewaard en Borssele is respectievelijk 50 en 450 MW_{el}. Daarnaast wil men in Nederland in 1985 drie nucleaire eenheden van elk 1000 MW_{el} in bedrijf hebben. In de V.S. be-

perkt men het vermogen van nucleaire eenheden tot ca. 1300 MW_{el}. In een verdere toekomst is de verwachting van een vermogen van ca. 2000 MW_{el} per eenheid niet onaannemelijk.

Op het ogenblik bereidt men de bouw voor van kerncentrales met vermogens van ca. 1000 tot 1700 MW_{el}. Indien men kerncentrales met een vermogen van 2000 MW_{el} zou gaan bouwen, zullen er niet minder dan 40 van dergelijke grote centrales nodig zijn om de totale Nederlandse energiebehoefte te dekken.

Vroeger bouwde men, om in de markt voor kerncentrales te penetreren, wel met verlies, zodat veel vroegere prijzen niet reëel zijn. Op het ogenblik stijgen de bouwkosten sterk vooral tengevolge van de steeds verdergaande veiligheidsvoorzieningen. Er zijn auteurs die van mening zijn dat de kosten voor veiligheidsvoorzieningen alleen bij snelle kweekreactoren sterk toenemen; voor conventionele licht-water reactoren zou dit niet gelden.

In 1974 waren de investeringskosten ruwweg f 1200 per kW_{el}. Dit zijn de investeringskosten voor de kernreactor met de bijbehorende electriciteitscentrale. De kosten voor de eerste splijtstofvulling zijn hier meestal bijgerekend. In 1974 waren de investeringen in de VS, voor in 1981 in gebruik te nemen centrales met een vermogen van 1000 MW_{el}, f 1300 kW_{el}.

Zoals later zal worden gemotiveerd kunnen de jaarlijkse kosten op 23% van het geïnvesteerde bedrag worden gesteld. Bij 7000 bedrijfsuren per jaar worden de vaste kosten 3,95 cts per kWh_{el}.

De brandstofkosten voor kernreactoren zijn thans ook in discussie. In de volgende tabel zijn een aantal gegevens verzameld. De prijs van U₃O₈ is op \$ 8/lb gesteld. De voor deze prijs beschikbare uraniumvoorraad is beperkt. Als deze prijs hoger wordt, zal de winbare hoeveelheid uranium sterk toenemen.

De kosten van een volledige gebruikscyclus van U₃O₈ bij een dollarwaarde van f 2,60 zijn als volgt te specificeren:

uranium	f 45,90 per kg U ₃ O ₈
verrijking	f 206,— per kg verrijkt U
fabricage brandstof elementen	f 234,— per kg verrijkt U
opwerking radioactief afval	f 104,— per kg verrijkt U.*

Anderen stellen dat de kosten voor opwerking van het radioactieve afval minstens f 120,— per kg verrijkt U zullen bedragen; deze prijs is thans nog zeer onzeker.

Volgens Muysken [5] kan uit 7 ton natuurlijk U₃O₈ (0,7% U-235) één ton verrijkt uranium (3,2% U-235) worden verkregen.

In een licht-water kernreactor met gekoppelde electriciteitscentrale levert één ton verrijkt uranium in totaal $8,4 \cdot 10^8$ kWh_{th} of $2,7 \cdot 10^8$ kWh_{el} op (32,2% rendement).

Tabel 5. Berekening brandstofkosten

	nodig per kW _{el} kg	prijs cts/kWh
Natuurlijk U ₃ O ₈ (0,7% U-235)	$25,9 \cdot 10^{-6}$	0,119
Verrijkt U (3,2% U-235)	$3,7 \cdot 10^{-6}$	0,076
Verwerkt tot brandstofelementen	$3,7 \cdot 10^{-6}$	0,087
Afval verwerking	$3,7 \cdot 10^{-6}$	0,038
Totaal		0,320

Uit tabel 5 blijkt dat de variabele kosten van via kernenergie opgewekte electriciteit, voor zover zij betrekking hebben op de brandstofcyclus, slechts ca. 10% van de vaste kosten zijn. Dit is berekend op basis van het prijsniveau van 1974; zowel de kosten van uranium, als de investeringskosten kunnen sterk veranderen.

* Zie voor de verwerking en opslag van radioactief afval referentie [37].

Tezamen met de eerder vermelde vaste kosten ad. 3,95 cts per kWh_{el} gaat de met een licht-water reactor opgewekte electriciteit dus 4,27 cts per kWh_{el} kosten. Als de brandstof (het niet-verrijkte U₃O₈) een factor 10 duurder wordt, terwijl de andere prijzen onveranderd blijven, wordt de prijs 5,14 cts per kWh.

Het streven is erop gericht om in 1980 in de EG 45 GW_{el} en in 1985 100 GW_{el} aan kernenergie geïnstalleerd te hebben. Hiervoor moet men voor 1980 $4,3 \cdot 10^9$ gulden en voor 1985 $8 \cdot 10^9$ gulden in brandstofelementen investeren [38]. Per kW komt dit neer op een investering van 80 à 95 gulden. De brandstofkosten zijn dan, vergeleken met die welke resulteren uit een investering van f 1200/kW per installatie, slechts 7,5 tot 8%.

2.3 WINDENERGIE

Met een windmolen is, zonder dat er tot nu toe veel ontwikkelingswerk en optimalisering is uitgevoerd, een vermogen van 1,5 GW per jaar op te wekken [6]. Er wordt ook gewerkt aan eenheden met een vermogen van 8,5 GW per jaar. Deze eenheden kunnen echter slechts op zee geplaatst worden. De investeringskosten worden op 1000 tot 1500 gulden per kW_{el} geschat. Op deze basis zijn de in tabel 6 voor windmolens vermelde investeringskosten uitgerekend.

Windmolens vergen echter een groot grondoppervlak. De potentiële windenergie op het Nederlandse plat (ca. 55.000 km²) kan op ca. 10 GWh per jaar per km² gesteld worden; per km² zou dus een tiental windmolens met een vermogen van ca. 1 GWh per jaar per km² geplaatst kunnen worden. Voor het netto energieverbruik in Nederland in 1972, n.l. $6,47 \cdot 10^5$ GWh, zouden dan niet minder dan $6,5 \cdot 10^4$ km² oppervlak en 600.000 windmolens nodig zijn. (Het totale oppervlak van Nederland is $3,354 \cdot 10^4$ km²).

2.4 STEENKOOL

Naast kernenergie of windenergie kan men ook aan steenkool denken. In dat geval zal men de kolen in speciale installaties in SNG moeten omzetten.

Geertman, Steeman en Wetzels hebben de investeringskosten voor dergelijke SNG installaties geschat [7]. Op basis van hun gegevens zijn de in tabel 6 gegeven investeringskosten berekend. In tegenstelling tot de andere energievormen, speelt bij steenkool de kostprijs van de kolen een zeer belangrijke rol. Hoewel de investeringskosten lager liggen, zijn de variabele kosten bij de fabricage van SNG hoger.

2.5 VERGELIJKING VAN DE INVESTERINGEN VOOR DIVERSE VORMEN VAN ENERGIEVOORZIENING

De in tabel 6 verzamelde investeringskosten zijn met de hierboven gegeven getallen berekend.

Tabel 6. Investeringskosten bij verschillende vormen van energievoorzieningen (10⁹ gulden)

Voor een vermogen van	87 GW	45 GW
Electrische energie via kernenergie	104	54
Electrische energie via windmolens	87 - 131	45 - 68
Energie uit synthetisch aardgas	12 - 23	6 - 12

De jaarlijkse investeringsquote voor Nederland is, volgens CBS gegevens, f $22 \cdot 10^9$ waarvan f $7 \cdot 10^9$ voor industriële doeleinden beschikbaar is. De bovengenoemde investeringen zijn daarom verhoudingsgewijs hoog.

Het is duidelijk dat indien aardgas en aardolie, die gemakkelijk te winnen, te verwerken, te transporteren en te gebruiken zijn, wegvallen, de energievoorziening

veel moeilijker wordt. In elk geval zullen er hoge bedragen voor uitgetrokken moeten worden. Het zal moeilijk zijn dit geld tijdig op te brengen. Het zal ook veel moeite kosten de vereiste infrastructuur en voldoende geschoold personeel beschikbaar te hebben om in de periode dat fossiele brandstoffen nog voorhanden zijn een groot aantal installaties te bouwen. Tenslotte zal het onderbrengen hiervan planologische problemen geven.

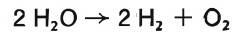
3 Waterstofproductie

3.1 INLEIDING

Bij de bereiding van waterstof wordt in alle gevallen water in waterstof en zuurstof of in waterstof en een zuurstof bevattende verbinding ontleed. Al naar gelang de wijze waarop de zuurstof uit het water beschikbaar komt, spreekt men van OPEN en GESLOTEN processen.

Bij de open processen komt er naast waterstof een zuurstof bevattende verbinding vrij, zodat er behalve water nog een andere reactant blijvend verandert. Als reagens kan zowel aardgas, aardolie, als kolen gebruikt worden.

Bij gesloten processen is de netto reactie



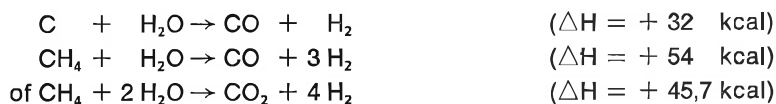
Alle andere reactanten doorlopen kringprocessen en zijn na het voltooiën van de cyclus in dezelfde toestand als bij het begin.

Op het ogenblik wordt de meeste waterstof verkregen via de reactie van stoom met koolwaterstoffen of kolen (open proces). Deze route is thans duidelijk voordeliger dan die waarbij eerst electriciteit via kolen of koolwaterstoffen wordt opgewekt en vervolgens wordt gebruikt voor de waterelectrolyse (gesloten proces).

Alleen voor de productie van kleine hoeveelheden waterstof is waterelectrolyse aantrekkelijk. In gebieden waar de electriciteit door de aanwezigheid van waterkrachtcentrales goedkoop is, is electrolytische waterstof daarentegen economisch interessant.

3.2 OPEN PROCESSEN

Open processen berusten op de sterk endotherme basisreacties:



De reactiewarmte, nodig voor het naar rechts doen verlopen van deze reacties, wordt door oxydatie van fossiele brandstoffen verkregen.

Voor de z.g. **reform** processen verkrijgt men de vereiste energie voor een groot deel door de oxydatie buiten het reactiemengsel uit te voeren: via warmteoverdracht door metalen pijpen bereikt de energie de reactanten.

Bij het **partiële oxydatie** proces laat men de oxydatie binnen het reactiemengsel zelf verlopen. Op het ogenblik onderzoekt men in Duitsland ook de mogelijkheid om de voor de reacties benodigde energie aan kernreactoren te onttrekken.

3.2.1 Reform proces

Bij het reform proces wordt aardgas of nafta (C_7H_{16}) als grondstof gebruikt.

De voorverhitte koolwaterstof wordt met stoom gemengd en daarna door pijpen (1200 cm lang, diameter 8 cm) gevoerd, die gevuld zijn met een nikkelkatalysator; deze reactor wordt de primaire reformer genoemd.

Buiten de pijpen vindt een verbrandingsreactie plaats; door straling en direct contact met de verbrandingsgassen wordt de temperatuur boven 800°C gebracht.

De druk van de reactanten binnen de pijpen ligt tussen 30 en 40 bar. Dit zijn zeer extreme condities; aan het materiaal van de pijpen worden dan ook zeer hoge eisen gesteld. Alleen een kostbare, hoogwaardige chroom-nikkel legering (25% Cr, 20% Ni) geeft een bruikbare levensduur.

Daar de meeste waterstof in katalytische reacties bij hoge druk verder wordt verwerkt (tot ammoniak of methanol), is het voor het besparen van compressiekosten aantrekkelijk de reformreactie bij een zo hoog mogelijke druk uit te voeren. Daar staat tegenover dat bij verhoging van druk het evenwicht van de reformreactie naar links verschuift. Daarom eist een hoge druk hogere temperaturen om toch voldoende conversie te bereiken. De levensduur van de pijpen begrenst daarbij de feitelijke werkt temperatuur. Men is van mening dat de materiaaleigenschappen de reactiecondities zullen beperken tot 950° C en 40 bar.

Bij een temperatuur van 830° C aan de uitgang van de primaire reformer is het methaangehalte nog 7,5 vol%. Voor conversie van het resterende methaan zijn hogere temperaturen nodig. Deze reactie wordt in een andere reactor, de secundaire reformer, uitgevoerd.

Men mengt daartoe het gedeeltelijk omgezette stoom-aardgas- of stoom-nafta mengsel met voorverhitte lucht zodat een oxydatie optreedt. De temperatuur neemt daardoor toe tot ca. 1200° C. Dit gebeurt in een reactor die eveneens een nikkel-katalysator bevat; de wand is bekleed met een vuurvaste steen. Door de oxydatie en verdere conversie bij deze hoge temperatuur daalt het methaangehalte tot 0,2 à 0,3%.

De endotherme reactie van methaan met stoom doet de temperatuur in de reactor afnemen. Bij de uitgang van de reactor is de temperatuur tot ca. 1000° C gedaald. Nu koelt men het gasmengsel en zet de koolmonoxyde met stoom om volgens



Daar deze CO-conversiereactie exotherm is, vergt verschuiving van het evenwicht naar rechts een reactie bij lage temperatuur. Een ijzeroxyde/chroomoxyde of een kobaltmolybdaat-katalysator is geschikt om de CO-conversie bij niet te lage temperatuur te versnellen; het koolmonoxyde-gehalte daalt daarbij tot ca. 3 vol%.

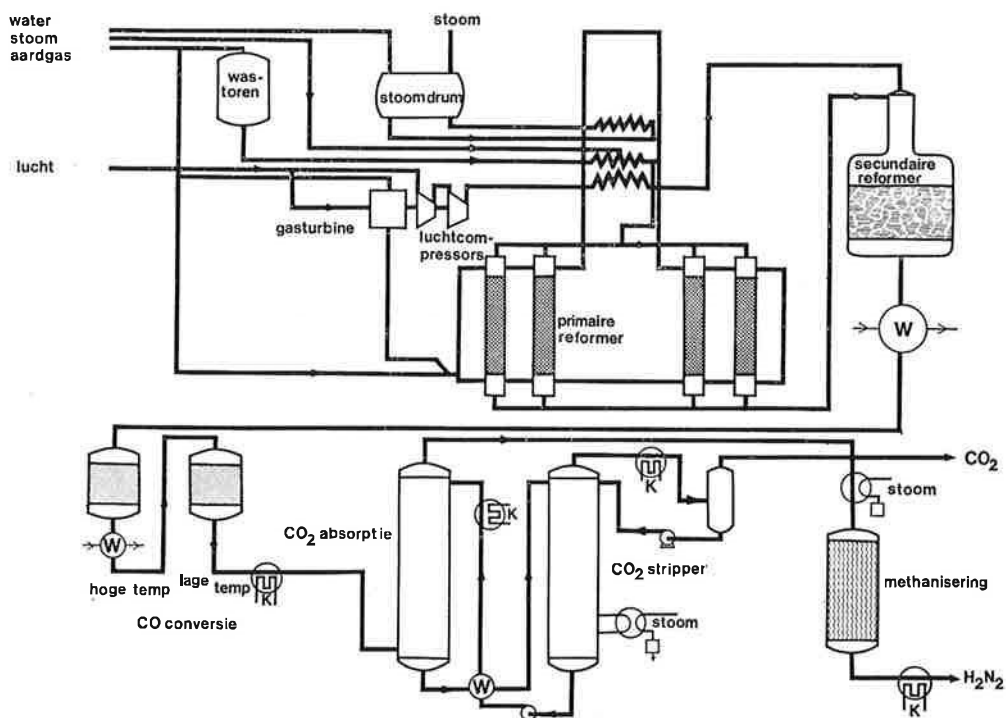


Fig. 3 Schema van het reformproces.

Bij nog lagere temperaturen zijn deze katalysatoren echter niet voldoende actief. Een koper/zinkoxyde-katalysator is hier noodzakelijk. Met deze, weliswaar voor zwavelvergiftiging gevoelige, katalysator brengt men het koolmonoxyde-gehalte terug tot 0,2 - 0,3 vol%. Door reactie van het overblijvende koolmonoxyde met waterstof tot methaan, wordt het gas verder gezuiverd. Deze z.g. methaniseringsreactie loopt over een nikkelkatalysator.

Het besproken nafta- of methaanreformproces is in figuur 3 schematisch weergegeven. Bovengenoemd reformproces is geschikt voor ammoniak- en methanol-synthese; aan een beschrijving hiervan wordt hier voorbijgegaan.

3.2.2 Hoge druk partieel oxydatie proces

Bij het H.P.O.-proces (high pressure partial oxidation) wordt een mengsel van zuurstof of met zuurstof verrijkte lucht, een koolwaterstof en stoom, via een speciale brander in een reactor geleid. De opbouw van de reactor kan eenvoudig zijn, daar de reactor adiabatisch werkt. De reacties verlopen bij de hoge temperaturen zonder katalysator.

Men past bijna uitsluitend óf het door Texaco óf het door Shell ontwikkelde proces toe. Beide processen verschillen in de constructie van de gebruikte brander, de wijze waarop het gevormde roet wordt afgescheiden en de manier waarop de warmte uit het omgezette gas wordt teruggewonnen.

De temperatuur van het gas in de reactor is 1200 - 1400 °C. Het verkregen gas bestaat voornamelijk uit waterstof en koolmonoxyde, terwijl het ook roet bevat. Afscheiding en verwerking van het roet is één van de problemen bij partiële oxydatie processen.

Daar de constructie van de reactor voor dit proces betrekkelijk eenvoudig is, wordt het proces ook bij hoge druk uitgevoerd. Bij het TEXACO- en het SHELL-proces werkt men bij 30 - 40 bar; de BASF bedrijft echter een proces bij 80 bar. Het is met dit proces dus mogelijk de waterstof bij hoge druk te produceren. De compressiekosten van de zuurstof bepalen echter mede de optimale druk.

Het uit de reactor komende gas wordt gekoeld en van roet gezuiverd. Voor de ammoniaksynthese wordt de koolmonoxyde met stoom geconverteerd. Om hieronder te bespreken redenen voert men de reactie uit over een kobaltmolybdaat-katalysator, waarbij het koolmonoxyde-gehalte tot ca. 3% wordt verlaagd. In de figuren 4 en 5 zijn de twee H.P.O.-processen schematisch weergegeven.

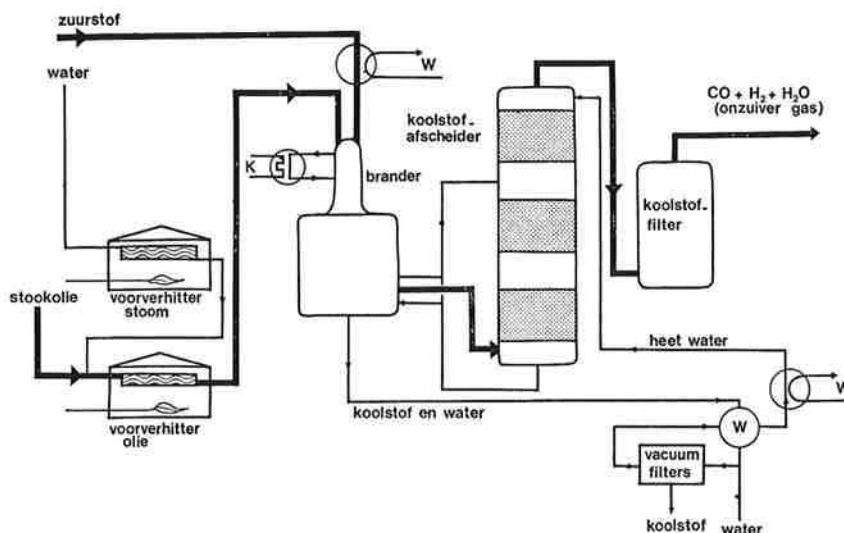


Fig. 4 Schema van het TEXACO-proces.

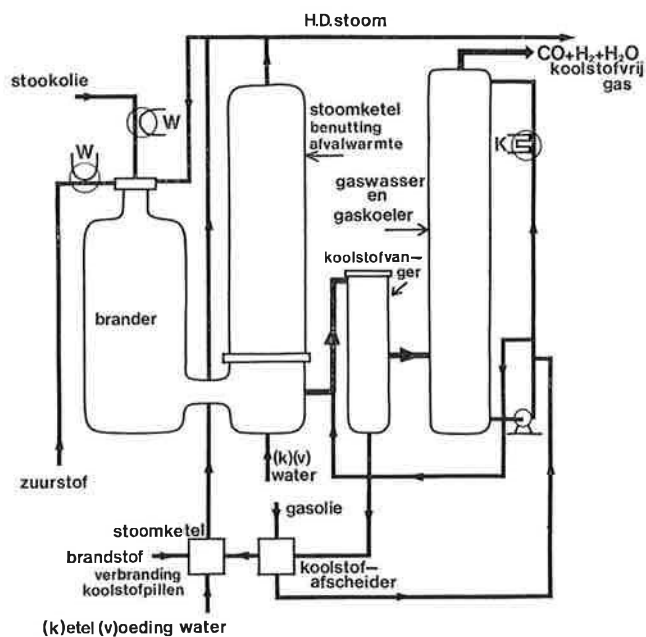


Fig. 5 Schema van het SHELL-proces.

3.2.3 Vergelijking van het reform- met het H.P.P.O.-proces

Het H.P.P.O.-proces vertoont een groot nadeel. Het feit dat de benodigde reactiewarmte door oxydatie in het reactiemengsel wordt opgewekt, maakt dat zuivere zuurstof of verrijkte lucht als oxydatiemiddel nodig is. Bij oxydatie met lucht krijgt men een te grote verdunning met stikstof. Het reformproces converteert een groot deel van de proces-koolwaterstof met energie die buiten het reactiemengsel gegenereerd wordt. Reactie van de resterende koolwaterstof met lucht in de tweede reformer geeft dan de vereiste waterstof/stikstof verhouding. Bij het H.P.P.O.-proces, waar de, met de in het reactiemengsel verkregen energie, te converteren hoeveelheid koolwaterstof veel hoger is, kan geen lucht worden gebruikt. Productie van zuivere zuurstof is zowel qua investering als qua benodigde energie kostbaar. De noodzaak zuivere zuurstof of verrijkte lucht te gebruiken maakt de energiekosten van het H.P.P.O.-proces hoog.

Daartegenover heeft het H.P.P.O.-proces echter veel voordelen. Doordat de reactor veel eenvoudiger is dan de primaire reactor van het reformproces, zijn de investeringen voor de reactor van het H.P.P.O.-proces veel lager.

Zowel de oxydatie als de reactie van de koolwaterstof met stoom is bij het H.P.P.O.-proces niet gekatalyseerd. Hierdoor is dit proces niet gevoelig voor zwavel; voor de koolmonoxyde-conversie wordt een kobaltmolybdaat-katalysator gebruikt die wel tegen zwavel bestand is. Zwavelrijke koolwaterstoffracties kunnen dus zonder meer worden ingezet. Ook aan het kookpunt van de grondstof worden geen eisen gesteld, men kan zowel nafta als zware stookolie gebruiken.

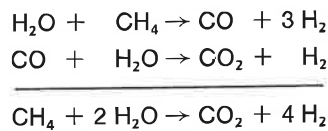
Tot voor kort was het zo dat bij het beschikbaar zijn van nafta of aardgas, het reformproces economisch gezien wat gunstiger was dan het H.P.P.O.-proces hoewel de verschillen marginaal zijn. Nu de prijzen voor grondstoffen zo sterk in beweging zijn, is het moeilijk te zeggen welk proces thans de voorkeur verdient. In gebieden waar nafta of aardgas niet vlot te verkrijgen is werkt men met het H.P.P.O.-proces; dit proces bedrijft men bijna altijd met stookolie.

3.2.4 Moderne ontwikkelingen in de productieprocessen voor waterstof uit fossiele brandstoffen

De productie van ammoniak en dus ook van waterstof, uitgaande van luchtstikstof en fossiele brandstoffen, dateert reeds van ongeveer 1913. De hierbij toegepaste

processen zijn dan ook verregaand geoptimaliseerd. Vooral het energiegebruik geschiedt zeer efficiënt. Bij de verwerking van aardgas, nafta of stookolie — zie 3.2.1 en 3.2.3 — worden dan ook geen spectaculaire ontwikkelingen verwacht. Wel zal men nog veel aandacht aan de verwerking van kolen kunnen gaan besteden. Het is denkbaar dat de reactie van steenkool met stoom, waarbij de reactiewarmte verkregen wordt door een deel van de kool met zuurstof te verbranden, nog aanzienlijk verbeterd zou kunnen worden.

De koolstof dient niet alleen voor het opnemen van de zuurstof van het water, waarbij het tenslotte tot kooldioxyde wordt omgezet, maar ook voor het opwekken van de reactiewarmte, nodig voor het naar rechts laten verlopen van onderstaande reactie. De energie wordt verkregen door oxydatie van de fossiele brandstof, b.v.



Men zou daarop kunnen besparen door de nodige reactiewarmte aan kernenergie te ontfemen. In West-Duitsland werkt men aan de ontwikkeling van processen, waarbij aardgas of nafta met stoom reageert met behulp van door kernreactoren opgewekte thermische energie. Om de mogelijkheden van een dergelijke procesvoering te kunnen beoordelen, moet het energieverbruik van het proces worden nagegaan [8] (Zie tabel 7).

Tabel 7. De energiebehoefte bij reformprocessen voor 1000 Nm³ waterstof

	10 ⁵ kcal	97,8
Theoretisch	6,2	10 ⁵ kJ
Aardgas	15,2	25,9
Nafta	23,4	63,5

De theoretisch benodigde energie is gebaseerd op de bovenstaande reactie uitgaande van methaan en stoom; na conversie van koolmonoxyde resulteren er vier moleculen waterstof per molecuul methaan. De bij de koolmonoxyde-conversie vrijkomende reactiewarmte kan niet voor het besparen van aardgas worden gebruikt (zie appendix 4). Voor het feitelijke methaanreformproces is het werkelijke energieverbruik een factor 2,45 groter dan de theoretisch benodigde energie. Voor de verwerking van nafta is het energieverbruik nog hoger. In dit geval is extra energie nodig voor de ontzwaveling, de verdamping van de nafta en het verwijderen van een grotere hoeveelheid CO₂. Om de verlaging van het koolwaterstofverbruik te kunnen beoordelen is in tabel 8 het koolwaterstofverbruik per 1000 Nm³ waterstof opgenomen.

Daar het om een vergelijk van het brandstofverbruik met de voor de reactie benodigde koolwaterstof gaat, is hier voor het methaan reformen met zuiver methaan gewerkt; voor de bovenste verbrandingswarmte van methaan is van 9450 kcal per m³ uitgegaan.

Voor nafta is met een verbrandingswarmte van 10.500 kcal per kg gerekend.

Tabel 8. Het koolwaterstofverbruik van reformprocessen (per 1000 Nm³ H₂)

		Totaal	procesgas	verbranding
Kirk-Othmer	methaan	411 Nm ³	250 Nm ³	161 Nm ³ (39%)
	nafta	447 kg	223,5 kg	223,5 kg (50%)
Eickhoff en Kugeler	methaan	422 Nm ³	250 Nm ³	172 Nm ³ (41%)
	nafta	352 kg	204 kg	148 kg (42%)

Het is opvallend dat Eickhoff en Kugeler [9] een aanmerkelijk lager energieverbruik voor het reformen van nafta opgeven dan Kirk-Othmer [8]. In dit verband is het van belang om het totale grondstofverbruik van het reformproces – uitwendige warmtegeneratie – te vergelijken met dat van het partiële oxydatieproces met inwendige warmtegeneratie (zie tabel 9).

Tabel 9. Waterstofproductie in Nm³ uit verschillende koolwaterstoffen, per 10³ kcal verbruik

Proces	methaan reforming	nafta reforming	H.P.P.O.-stookolie
Kirk - Othmer	0,257	0,212	0,267
Eickhoff en Kugeler	0,250	0,270	0,280

Volgens beide bronnen is het H.P.P.O.-proces energetisch voordeliger. Merkwaardigerwijze meent echter de ene groep auteurs dat methaan reforming gunstiger is dan nafta reforming, terwijl de andere groep schrijvers tot de omgekeerde conclusie komt.

Het West-Duitse ingenieursbureau Fichtner heeft gegevens verstrekt over de mogelijkheden om thermische energie, afkomstig van kernenergie, in de chemische industrie en bij de ijzer- en staalfabricage toe te passen [10].

Uit tabel 10 blijkt dat 40 tot 50% van de fossiele brandstof bespaard kan worden door op kernenergie over te gaan.

Toch is een reformproces op basis van het gebruik van kernenergie slechts binnen zekere grenzen economisch aantrekkelijk, daar bij een verder toenemend prijsverschil tussen fossiele brandstoffen en kernenergie de productie van waterstof uit water via een gesloten proces voordeliger wordt.

Tabel 10. Het energieverbruik van verschillende processen volgens Kirk-Othmer en Fichtner

		kcal per 1000 Nm ³ H ₂	
		Kirk-Othmer	Fichtner
Methaan reformen	proces	23,6 · 10 ⁵	21,7 · 10 ⁵
	brandstof	15,2 · 10 ⁵ (39%)	20,6 · 10 ⁵ (49%)
	totaal	38,8 · 10 ⁵	42,3 · 10 ⁵
Nafta reformen	proces	23,4 · 10 ⁵	23,1 · 10 ⁵
	brandstof	23,4 · 10 ⁵ (50%)	15,8 · 10 ⁵ (41%)
	totaal	46,9 · 10 ⁵	38,9 · 10 ⁵
H.P.P.O.	totaal	37,5 · 10 ⁵	42,7 · 10 ⁵

Het zal overigens nog veel ontwikkelingswerk vergen om een aan kernwarmte aangepaste methaan- of naftareformer te bouwen. Voor het reformproces moet de reactiewarmte bij een temperatuur van ca. 800° C toegevoerd worden. Met een hoge temperatuur gasgekoelde reactor (HTGR) zou dit mogelijk zijn.

Toch lijkt koppeling van een kernreactor aan een zuiver chemische installatie, zoals een methaan- of naftareformer, nogal wat moeilijkheden op te leveren, vooral als men aan de primaire warmtewisselaar denkt, die bij 850 - 900° C zal moeten werken. Men moet zich realiseren dat de veiligheidseisen voor een kernreactor veel hoger zijn dan voor een chemisch fabriek.

Wanneer bij koppeling – transport van thermische energie bij ca. 900° C is slechts over korte afstand mogelijk – de betrouwbaarheid van de reforminstallatie aan dezelfde eisen moet voldoen als die van de kernreactor, kunnen de investeringskosten te hoog worden. Conversie van steenkool met stoom via van buitenaf toegevoerde warmte lijkt nog lastiger; voor een dergelijk proces zal nog veel meer ontwikkelingswerk nodig zijn.

3.3 GESLOTEN PROCESSEN

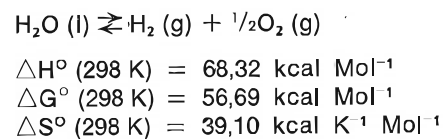
Allereerst denkt men bij waterontleding aan electrolyse. Kernenergie b.v. moet eerst via thermische energie in elektrische energie worden omgezet, waarna water kan worden geëlectrolyseerd. Bij toepassing van windenergie is een dergelijke conversie niet nodig. Hoe zonne-energie ter beschikking zou kunnen komen is nog niet te zeggen. Processen om alleen met thermische energie water te splitsen lijken prematuur, hiervoor zijn, wanneer men een redelijke dissociatie wil bereiken, technisch vrijwel onbereikbare temperaturen nodig.

Om uitsluitend van thermische energie gebruik te kunnen maken tracht men processen te ontwikkelen om daarmee via een aantal tussenstappen water te ontleden. De thermodynamica maakt het mogelijk een goede indruk van de minimaal benodigde hoeveelheden thermische energie te krijgen. De door de thermodynamica geleverde cijfers houden echter geen rekening met de snelheid waarmee de verschillende processen verlopen. Om een technisch bruikbare reactiesnelheid te krijgen is daarom vaak extra energie nodig, terwijl ook allerlei op niet-reversibele wijze uitgevoerde reacties het rendement van de verschillende conversies verlagen.

In de volgende paragraaf zal eerst de thermodynamica van de splitsing van water in waterstof en zuurstof worden nagegaan, waarna vervolgens de electrochemische en daarna de thermochemische waterontleding aan de orde zullen komen.

3.3.1 Thermodynamica

Voor de dissociatie van water in de vloeibare fase geldt:



H° , G° en S° zijn de enthalpie, de vrije enthalpie en de entropie bij een druk van 1 bar; ΔH° , ΔG° en ΔS° zijn de verschillen voor vloeibaar water enerzijds en voor waterstof en zuurstof anderzijds. Voor water in de dampfase geldt:

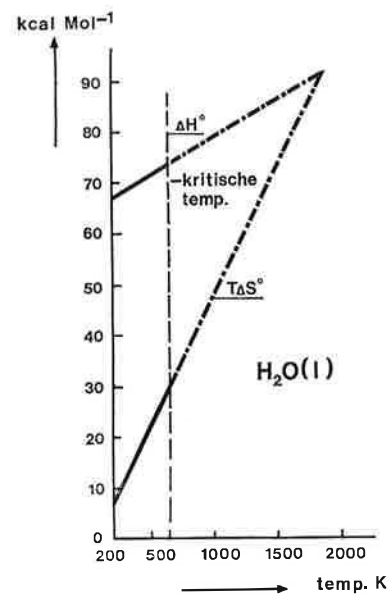
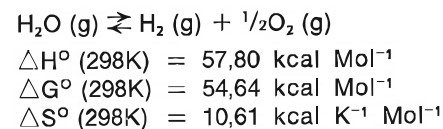


Fig. 6 De grootheden ΔH° en $T\Delta S^\circ$ voor water in de vloeibare fase als functie van de temperatuur.

In de figuren 6 en 7 is het verloop van bovenstaande waarden met de temperatuur gegeven. Zowel voor vloeibaar als voor gasvormig water ligt het evenwicht sterk naar links. Zo geldt bij 400 K voor de evenwichtsdrücken van waterstof, zuurstof en waterdamp:

$$\log \frac{P_{\text{H}_2} \cdot P_{1/2 \text{O}_2}}{P_{\text{H}_2\text{O}}} = -29,2$$

Bij een waterdampspanning van 1 bar is dus $P_{\text{H}_2} \cdot P_{1/2 \text{O}_2} = 10^{-29,2}$ hetwelk inhoudt dat de evenwichtsdruck van water en zuurstof ongeveer 10^{-20} bar is.

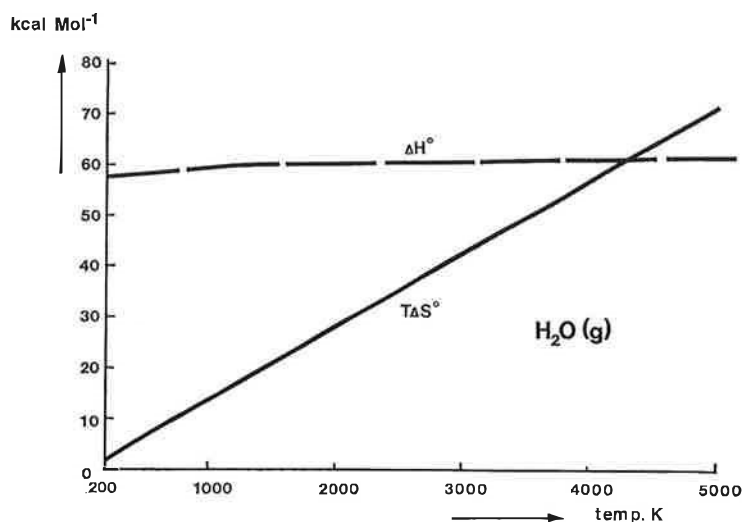


Fig. 7 De grootheden ΔH° en $T\Delta S^\circ$ voor water in de dampfase als functie van de temperatuur.

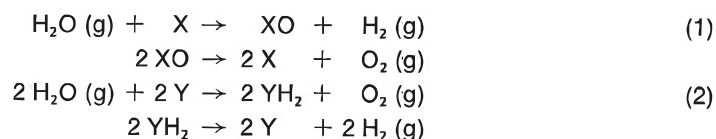
Uit figuur 7 blijkt dat voor waterdamp bij ca. 5000 K $\Delta G^\circ = 0$ is.

Uiteraard is een dergelijke temperatuur in de praktijk niet te bereiken. Directe thermische dissociatie van waterdamp is dus praktisch niet uitvoerbaar. Hieruit volgt dat men water electrolytisch moet ontleden of via hulpreacties met uitsluitend thermische energie moet dissociëren.

Reversibele electrolyse van water bij kamertemperatuur zou 56,69 kcal per Mol aan elektrische energie vergen. Het systeem zou daarbij 11,63 kcal per Mol aan thermische energie uit de omgeving opnemen. De conversie van thermische via mechanische energie in electriciteit wordt qua rendement begrensd door het Carnot rendement, η_c . Voor temperaturen van 1000° en 20 °C is η_c 0,77, voor temperaturen van 360° en 20° C is η_c 0,537. Voor electrolytische ontleding van water is dan $\Delta G^\circ/\eta_c$ aan thermische energie bij de hoge temperatuur en $T_2\Delta S^\circ$ bij de temperatuur, T_2 , (waarbij de electrolyse wordt uitgevoerd), nodig.

Daar thermische energie thans slechts met een rendement van ongeveer 35% in elektrische energie wordt omgezet, bestudeert men de mogelijkheid om water langs indirecte weg met thermische energie te dissociëren. De verwachting is dat dit proces veel efficiënter zou kunnen verlopen. Conversie van thermische in mechanische energie is dan niet of vrijwel niet nodig.

Als basisreacties voor de thermochemische dissociatie kunnen worden genoemd:



Het is bekend dat het thermisch rendement van deze reacties eveneens door het Carnot rendement beheerst wordt.

Op zuiver thermodynamische gronden zijn er geen redenen de thermochemische route boven de electrolytische te verkiezen. De vraag is slechts langs welke weg het Carnot rendement zo goed mogelijk wordt benaderd; uiteraard speelt de investering hier ook een grote rol.

3.3.2 Electrochemische waterstofproductie

3.3.2.1 Electriciteitsopwekking

Ervan uitgaande dat fossiele brandstoffen te kostbaar zullen worden om thermische energie te leveren, blijven in eerste instantie als bron van electriciteit – de Nederlandse situatie gedachtig – over: kern- en windenergie.

Het is hier niet de plaats om uitgebreid op de kosten verbonden aan het opwekken van electriciteit uit windenergie in te gaan. Volstaan wordt met het verstrekken van gegevens uit een tweetal recente publicaties; er wordt noch rekening gehouden met de opslag van energie noch met de onregelmatigheid van het aanbod.

In referentie [72] is de kostprijs van een in 1956 gebouwde aerogenerator (200 kW) berekend voor het prijsniveau van 1974.

Indien hiervan 100 exemplaren zouden worden vervaardigd, zou één windmolen $7 \cdot 10^5$ D.Kr. gaan kosten. Op basis van een productie, aan de kust, van 2300 à 2700 kWh per kW zou dit resulteren in een energieprijis van 10 cts per kWh, indien voor rente, afschrijving, onderhoud, reparatie, bediening, inspectie en verzekering met 15% van de investering per jaar wordt gerekend.

Voor een in 1941 in Amerika gebouwde aerogenerator (1250 kW) blijkt de omgerekende prijs (voor 1971) $1,2 \cdot 10^6$ dollar [73] te zijn.

De productie aan de Nederlandse kust zou 3500 kWh per kW kunnen zijn, hetgeen eveneens zou neerkomen op een energieprijis van ca. 10 cts per kWh.

Bovengenoemde prijzen gelden niet voor installaties waarin de huidige stand der techniek is verwerkt. Het is te verwachten dat met modernere apparatuur lagere energieprijzen te realiseren zijn. Prijzen voor energie uit installaties op zee of land zullen elkaar niet veel ontlopen. Op zee is er weliswaar sprake van hogere investeringen doch de productiecapaciteit is groter gezien de hogere windsnelheden aldaar.

Wat de kernenergie betreft leveren de gangbare licht-water reactoren de thermische energie bij 300 - 350° C. Het thermisch rendement van deze reactoren is lager dan dat van met fossiele brandstoffen gestookte installaties. Dit komt doordat de stoomcondities minder hoog kunnen worden opgevoerd. Bij licht-water reactoren vindt geen of nagenoeg geen oververhitting plaats; voor de lagedruk trap van de turbine past men echter wel een geringe her-oververhitting van de stoom toe.

De natrium-gekoelde snelle reactor levert de thermische energie bij hogere temperaturen. Het voornaamste voordeel van deze kwekende reactor is dat deze de voorraden uraan aanzienlijk beter benut.

Een ander type reactor is de hoge temperatuur gasgekoelde reactor (HTGR). Deze reactor is geschikt om aan een gasturbine te koppelen. De maximale temperatuur is daarbij ca. 950° C; voor de turbine is de druk 60 bar, na expansie 20 à 30 bar.

Voor chemische toepassingen, zoals a) het reformen van aardgas of nafta, b) de productie van SNG uit steenkool en c) de thermochemische waterstofproductie, zijn temperaturen van 800 à 900 °C vereist.

Hiervoor is een kernreactor nodig, die thermische energie bij temperaturen van ca. 1000° C kan leveren. Dit zou dan een HTGR moeten zijn. Indien dergelijke reactoren ter beschikking komen, zou men waterstof in gesloten processen thermochemisch kunnen produceren. Mocht echter blijken dat electrolytische productie van waterstof aantrekkelijker is, dan staat de discussie over het te gebruiken type kernreactor nog geheel open.

Het valt buiten het bestek van deze studie een uitspraak te doen over de voor- en nadelen der verschillende typen kernreactoren. De strategie van het gebruik

van kernreactoren is een zeer complex onderwerp hetwelk in de hele wereld reeds jaren uitvoerig wordt bestudeerd. Hoewel de HTGR hier min of meer naar voren komt wordt geen uitspraak gedaan over de optimale kernreactor voor het opwekken van electriciteit.

Wanneer men alle ontwikkelingen die thans gaande zijn overziet, blijkt dat, zowel op het gebied van de conversie van thermische in mechanische energie als van kernenergie in thermische energie, nog veel mogelijkheden tot opvoering van de rendementen aanwezig zijn. Als een voorzichtige schatting kan men stellen dat binnen 20 tot 25 jaar kernenergie met een rendement van 45 tot 50% in mechanische en met nagenoeg hetzelfde rendement in elektrische energie zal kunnen worden omgezet. Hoewel de mogelijkheid daartoe principieel reeds is aange-toond, zal nog veel ontwikkelingswerk moeten geschieden.

Alleen als de energieprijzen hiertoe voldoende stimulans geven, zal men dit ontwikkelingswerk (kernreactoren, nieuwe combinaties van thermodynamische cycli, gasturbines) met de gewenste intensiteit aanpakken.

3.3.2.2 Waterelectrolyse

Waterstof wordt op het ogenblik in grote industriële electrolyse installaties geproduceerd. Demag AG (Duisburg, West-Duitsland) heeft bij de Assoean dam in Egypte een installatie met een capaciteit van 40.000 Nm³ per uur gebouwd. De Nora, (Milaan, Italië) bouwde in Nangal (India) een installatie met een capaciteit van 23.600 Nm³ per uur.

Bij de waterelectrolyse zijn in een geleidende waterige oplossing steeds twee elektroden tegenover elkaar geplaatst. Als waterige oplossing gebruikt men veelal een natriumhydroxyde of kaliumhydroxyde oplossing, die een voldoende hoog geleidingsvermogen heeft. Als over de beide elektroden een gelijkspanning wordt gezet, ontstaat aan de negatieve elektrode waterstof en aan de positieve elektrode zuurstof. Een groot voordeel hierbij is dat de beide gasen gescheiden van elkaar ontstaan. Om menging van de gasen te voorkomen, zijn de ruimten rondom de beide elektroden van elkaar gescheiden. Vaak gebruikt men hiervoor asbestdiafragma's; de vloeistof in het poreuze diafragma zorgt voor een voldoende geleidingsvermogen. Men past twee verschillende typen electrolyse installaties toe, het tanktype met unipolaire elektroden en het filterperstypet met bipolaire elektroden. Een schets van beide electrolysecellen is in figuur 8 gegeven.

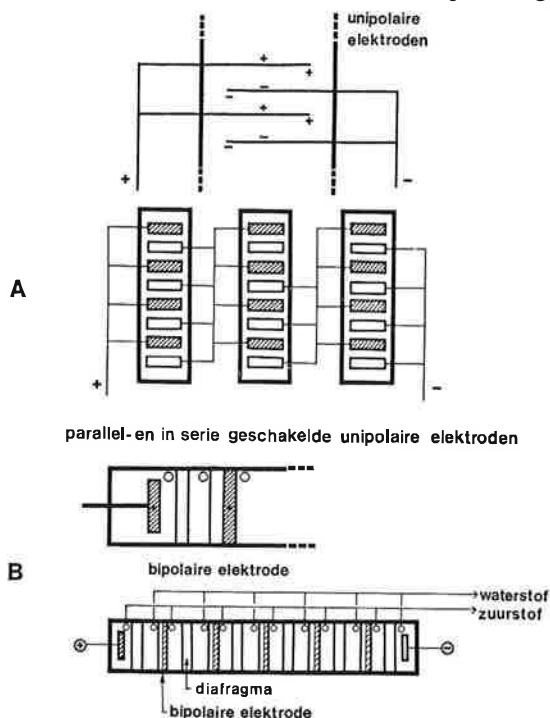


Fig. 8 Schema van electrolysecellen.

A) het tanktype met unipolaire elektroden

B) het filterperstypet met bipolaire elektroden

Een aantal unipolaire elektroden is in een tank geplaatst. Kathodes en anodes zijn van normaal staal vervaardigd. De kathodes zijn onbedekt, terwijl de anodes, waaraan zuurstof wordt ontwikkeld, met een dikke laag nikkel zijn bedekt. Alle anodes en alle kathodes zijn parallel met de spanningsbron verbonden. Hierdoor blijft de spanning over de installatie laag, terwijl de stroomsterkte bijzonder hoog (10^3 A) kan zijn. Een hoge stroom bij een lage spanning is electrotechnisch niet gemakkelijk te realiseren. Hoewel men door een aantal tanks in serie te schakelen de spanning kan verhogen, blijft de hoge stroomsterkte een bezwaar. Het stroomrendement van dit tanktype is practisch 100%; er is een verwaarloosbare kortsluitstroom.

Unipolaire installaties zijn gemakkelijk te bouwen en vergen weinig onderhoud; de levensduur is lang (ca. 10 jaar). Zij nemen echter veel ruimte in.

In het tweede type electrolysecel past men bipolaire elektroden toe. Terwijl de ene zijde van een elektrode als kathode fungeert, werkt de andere zijde als anode. In deze opstelling wordt de spanning over de uiteinden van de eenheid, die bestaat uit een aantal achter elkaar geschakelde cellen, aangelegd. Tussen de elektroden zijn diafragma's aangebracht; de elektroden en diafragma's zijn op elkaar gedrukt. Het aantal elementaire cellen per eenheid varieert van 30 tot enkele honderden.

Als per cel ongeveer 2V wordt aangelegd, is de spanning voor een eenheid 60 tot 1200V. Een dergelijke stroom-spanningscombinatie is goed te hanteren. Door de hogere spanning treedt er wat meer kortsluiting op; het stroomrendement van deze installaties is daardoor 95 à 96%. Om lekkage van gas of electrolyt te voorkomen, moeten de onderdelen van de electrolyse eenheden van het filterperstypenauwkeurig zijn geconstrueerd.

Bipolaire electrolyse eenheden zijn compact, anderzijds vergen zij meer onderhoud. Door de meer gecompliceerde opbouw is de investering hoger.

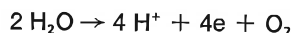
Het verbruik aan elektrische energie bij de water electrolyse wordt nadelig beïnvloed door de hogere spanning die nodig is om de electrolyse met een bruikbare snelheid te laten verlopen. Voor een deel is die hogere celspanning vereist om de Ohmse verliezen in de leidingen en in het electrolyt te compenseren. De hogere spanning is echter voornamelijk een gevolg van de kinetiek der op het oppervlak der elektroden verloopende reacties. De omzetting van H^+ in H_2 en van OH^- in O_2 en H_2O verloopt traag en vergt een over-spanning. Met name de vorming van moleculaire zuurstof is een moeilijke reactiestap. Pogingen om het verbruik van elektrische energie te verlagen zijn daarom meestal gericht op versnellen van de reacties aan de elektrode-oppervlakken.

Electroden met een groot actief oppervlak maken een hogere stroomdichtheid bij een lagere over-spanning mogelijk [27]. Men werkt daarom aan de ontwikkeling van nikkel- en zilverelectroden voor de fabricage van katalysatoren volgens een nieuwe techniek. Uit een aluminium-nikkel of aluminium-zilver legering wordt met loog het aluminium opgelost. Er ontstaat dan een zeer fijn poeder, met een groot specifiek oppervlak. Het is echter moeilijk dit fijne poeder tot een vormvaste elektrode met een voldoende hoog electrisch geleidingsvermogen te verwerken. Bovendien moet het grote oppervlak tijdens het gebruik stabiel blijven, terwijl de elektroden niet mogen desintegreren.

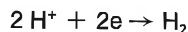
Allis-Chalmers heeft een cel ontwikkeld waarin een zeer actieve nikkel elektrode wordt toegepast. Men stelt dat de stroomdichtheid van deze cel tot 17.000 A per m^2 is op te voeren, zonder dat de celspanning ontoelaatbaar hoog wordt. Justi (Braunschweig, West-Duitsland) werkt in dezelfde richting met nikkel- en zilverelectroden.

General Electric is in twee richtingen actief op dit gebied. Zowel de electrolyse van vloeibaar water als van stoom wordt door General Electric bestudeerd. Voor de electrolyse van water heeft General Electric geleidende membranen gebruikt. De membranen lijken sterk op teflon en bestaan uit een perfluor sulfonzuur polymeer (zie figuur 9). Als dit membraan met water wordt verzadigd, is het een goede elektrische geleider [14]. Electrolyteten behoef men niet aan het water toe te voegen. Het membraan is aan weerszijden bedekt met het elektrode materiaal;

slechts aan de positieve electrode is water aanwezig. Daar wordt de zuurstof gegenereerd volgens



De protonen migreren door het membraan naar de negatieve electrode waar zij volgens



worden ontladen.

Het systeem vertoont een aantal aantrekkelijke aspecten. Bij 100° C en een stroomdichtheid van 15.100 A per m² is de celspanning nog slechts 2,1 V; bij 49° C en 10.800 A per m² is de celspanning 2,15 V en bij 32° C en dezelfde stroomdichtheid 2,2 V. Bij 82° C en een stroomdichtheid van 1380 A per m² is de spanning lager dan 1,6 V.

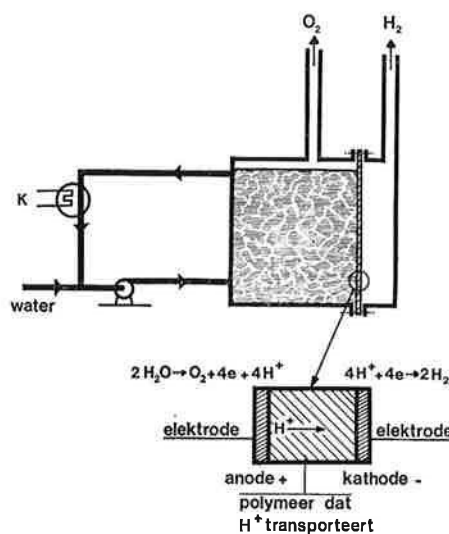


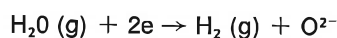
Fig. 9 De SPE-cel van General Electric.

De commerciële electrolyse-installatie van Demag heeft bij deze stroomdichtheid een celspanning van 1,75 V. Men zegt dat het membraan grote drukverschillen kan doorstaan (meer dan 68 bar). In een dergelijke installatie is het mogelijk waterstof bij een druk van 200 bar te produceren.

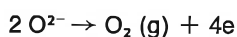
Overigens tracht men de celopbouw van General Electric ook met meer gebruikelijke electrodematerialen te realiseren. Zo heeft Justi een analoge cel met een uit twee lagen samengestelde electrode gebouwd („ventiel electrode”) [15].

Men verwacht dat toepassing van de brandstofcel-technologie op de waterelectrolyse de efficiency van het proces nog verder zal opvoeren. De ontwikkeling van een electrode met een lange levensduur is echter een lastige opgave.

Naast de electrolyse van vloeibaar water, werkt men bij General Electric aan de electrolyse van stoom. In dit geval gebruikt men een vaste stof electrolyet. Zirkoon-dioxyde waarin wat yttriumoxyde is ingebouwd, vertoont bij hoge temperatuur (men werkt bij 800 - 1000° C) een hoog geleidingsvermogen voor zuurstofionen. De als een dunne plaat uitgevoerde vaste stof electrolyet, waarop aan beide zijden electroden zijn aangebracht, brengt tegelijkertijd de nodige afscheiding van anoliet- en katholietruimte aan. Aan de kathode verloopt:



De zuurstofionen migreren door de vaste stof electrolyet naar de anode, waar zij reageren volgens:



De vaste stof electrolyet is moeilijk te vervaardigen. Voorts is de elektrode duur (platina en nikkel). Daar er bij de gebruikstemperatuur merkbaar elektrode-materiaal verdampt, moet dit worden aangevuld; het proces wordt daardoor kostbaar.

Het uitvoeren van de electrolyse bij hogere temperatuur heeft voordelen. Het is thermodynamisch aantrekkelijk omdat de benodigde spanning met de temperatuur daalt, n.l. van 1,23 V bij 25° C tot 1,0 V bij 1000° C.

Veel belangrijker is echter het effect van de temperatuur op de kinetiek van de elektrode reacties. Bij hoge temperatuur is de voor een bepaalde stroomdichtheid vereiste klemspanning veel lager. Bij een stroomdichtheid van 30.000 A per m² is de celspanning nog slechts 1,33 V. Het potentiaal verschil over de vaste stof electrolyet zelf is hierbij buiten beschouwing gelaten. De specifieke weerstand bij 1.000° C van een dergelijke electrolyet is ca. 10 Ohm per cm. Bij een dikte van 1 mm en een stroom van 30.000 A per m² (3A/cm²) is de spanningsval over de electrolyet 3V. Constructief levert een cel voor stoomelectrolyse echter veel meer problemen dan een vloeibaar-water electrolyse cel. Ook lijkt de fabricage van geschikte vaste stof electrolyeten op grote schaal niet eenvoudig.

De bovenstaande beschouwing geeft aan dat bij de waterelectrolyse het rendement duidelijk te verhogen is; in de literatuur vermeldt men vaak 70 - 80%. Veel hogere rendementen zijn bij hoge stroomdichtheden zeker mogelijk. Hiervoor zal echter nog veel ontwikkelingswerk nodig zijn.

Men zal de grote hoeveelheden water die de electrolyse installatie zal verwerken vooraf moeten zuiveren. Er zijn pogingen gedaan om zeewater te electrolyseren. Er komt dan echter zuurstof met 40% chloor vrij, hetwelk tot corrosie aanleiding kan geven. De elektroden, waarvan de structuur vaak kwetsbaar is, kunnen hierdoor worden aangetast. Ontzouting van water kost ongeveer f 1,— per m³. Ten opzichte van de fabricagekosten van waterstof is deze post, ca. 0,1 cts per Nm³ H₂, echter van ondergeschikte betekenis.

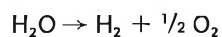
Toch zou het van belang zijn een elektrode-materiaal te ontwikkelen dat een hoge over-spanning voor chloor en een lage over-spanning voor zuurstof vertoont. Daarmee zou men zonder meer zeewater kunnen electrolyseren. Maar niet alleen de corrosiviteit van chloor is een probleem ook het feit dat dan bij de waterstofproductie geweldige hoeveelheden chloor vrij zouden komen die niet zonder meer gespuid kunnen worden, levert moeilijkheden op. Men heeft wel voorgesteld een dergelijke electrolyse op grote diepte in zee uit te voeren. Het chloor zou ter plaatse oplossen en verdwijnen. Ook dat lijkt echter, gezien de schaal waarop dat zou moeten gebeuren, bezwaarlijk.

Men kan ook waterstof langs electrolytische weg onder druk produceren. Er zijn installaties die waterstof bij een druk van 30 bar leveren [13, 26]. Men moet er dan zorg voor dragen dat de waterstof- en de zuurstofdruk aan beide zijden der diafragma's niet te sterk uiteenloopt.

3.3.3 Thermochemische waterontleding

3.3.3.1 Inleiding

Bij de thermochemische dissociatie van water tracht men voornamelijk via toevoer van thermische energie water in waterstof en zuurstof te ontleden. Voor een merkbare, directe dissociatie van waterdamp zijn temperaturen boven 3000° C nodig. In industriële installaties kan men dergelijke temperaturen niet bereiken; ook zou de scheiding van de gevormde waterstof en zuurstof nog veel problemen opleveren. Men tracht daarom chemische kringprocessen die bij temperaturen van maximaal 1000° C verlopen te ontwikkelen, waarbij de netto-reactie



is, terwijl alle andere reactanten kringprocessen doorlopen. Bij dit soort processen komt het erop aan de hoeveelheid thermische energie per Nm³ H₂, die bij lage

temperatuur in de productie-installaties moet worden afgevoerd, zo klein mogelijk te houden. Evenals bij de conversie van thermische energie in electriciteit gaat de bij lage temperatuur vrijkomende thermische energie meestal verloren.

De thans op technische schaal gebruikte licht-water reactoren leveren thermische energie bij 300-350° C. Deze temperatuur is te laag voor het laten verlopen van de voor de thermochemische dissociatie van water noodzakelijk kringprocessen. Toen de HTGR voldoende ver was ontwikkeld om uitzicht te bieden op industriële realisatie, kon men aan het gebruik van deze reactoren voor thermochemische ontleding van water gaan denken.

Pangborn en Sharer berekenden het op thermodynamische gronden te verwachten rendement van een aantal thermochemische cycli [28]. Voor kringprocessen met maximum temperaturen tot 700° C, bleek het rendement niet hoger dan 45%. Voor kringprocessen met een maximale temperatuur van 900° C is dit 61%. HTGR's, met een uitlaattemperatuur van ca. 700° C, kunnen echter ook, zij het met geavanceerde installaties, thermische energie in elektrische energie omzetten. Het te bereiken rendement is 41-42% (Carnot rendement 70%). Alleen als de investeringen voor de thermochemische installatie veel lager zijn, heeft het zin thermochemische processen met een maximum temperatuur van 700° C te ontwikkelen. Zou de HTGR thermische energie bij 900° C afstaan, dan is het te verwachten rendement van de conversie in elektrische energie maximaal 45-46% (Carnot rendement 76%). Voor processen met een maximum temperatuur van 900° C zou het thermisch rendement in principe dus duidelijk beter kunnen zijn dan voor de waterelectrolyse.

Voor de waterontleding zijn twee soorten thermochemische cycli mogelijk. Bij het ene type wordt de zuurstof van het water gebonden, terwijl waterstof vrijkomt:



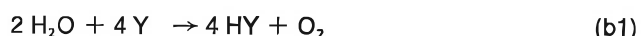
Om deze reactie goed te laten verlopen, moet de verbinding of het element X een voldoende grote affiniteit voor zuurstof hebben.

Als dat niet zo is, moet men allerlei tussenreacties toepassen om de zuurstof te binden. Bij voorkeur moet de zuurstof niet te sterk worden gebonden, daar anders de tweede reactie



moeilijkheden gaat opleveren.

Bij het tweede type wordt primair de waterstof van het water gebonden, terwijl de zuurstof vrijkomt:



In deze reactie moet Y een voldoende affiniteit voor waterstof hebben; in feite zijn hiervoor alleen halogenen geschikt. Hierna moeten één of meer reactiestappen worden uitgevoerd om de gevormde verbinding te ontleden:



Er zijn een groot aantal kringprocessen voorgesteld. Het is binnen het bestek van dit rapport niet mogelijk deze cycli uitvoerig te bespreken. Daar de meeste voorgestelde reactieschema's zelfs op laboratoriumschaal nog niet zijn onderzocht en bovendien veel van de voorgestelde reacties blijken niet te verlopen, zou een volledig overzicht ook niet veel betekenis hebben.

We beperken ons daarom tot de meest belangrijke processchema's.

In het algemeen hebben de voorgestelde processen de volgende bezwaren:

- per m³ waterstof moeten grote hoeveelheden chemicaliën worden verwerkt;
- veel van de voorgestelde chemicaliën zijn sterk corrosief;
- een aantal voorgestelde reacties verloopt traag;
- het is noodzakelijk de reactieproducten zeer effectief te scheiden.

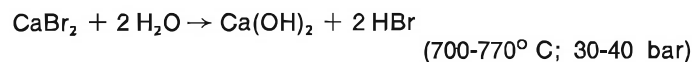
Het verwerken van grote hoeveelheden chemicaliën en het traag verlopen van bepaalde reacties (lange verblijftijden) maken een omvangrijke procesapparatuur noodzakelijk. Dit vergt hoge investeringen. Doordat in veel processchema's sterk corrosieve reactanten of reactieproducten voorkomen, moet althans een deel van de apparatuur in kostbaar, corrosiebestendig materiaal worden uitgevoerd. Tenslotte is een zeer effectieve scheiding van de reactieproducten noodzakelijk. Verlies van een kleine fractie der vaak kostbare reactanten doet de kostprijs van de geproduceerde waterstof sterk toenemen. Verder zal de grote schaal waarop waterstof eventueel geproduceerd zou gaan worden tot een grote hoeveelheid bijproducten leiden, die in de meeste gevallen vermoedelijk niet kan worden geloosd.

3.3.3.2 Kringprocessen met halogenen en edele metalen

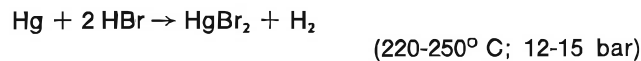
Tot deze groep behoort het MARK 1-proces dat door De Beni is voorgesteld [29]. Dit was het eerste proces dat praktisch uitzicht op thermochemische waterstofproductie bood. Er kleven echter nog teveel bezwaren aan. Het proces berust op de volgende twee reacties:



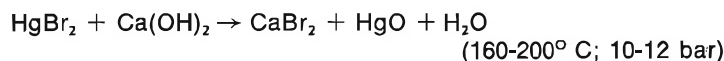
Hoewel de tweede reactie, de dissociatie van kwikoxide, vlot verloopt, reageert water niet zonder meer met kwik. Men moet daarom een omweg kiezen, waarbij water primair met calciumbromide reageert:



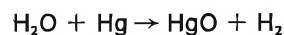
Het broomwaterstof reageert wel, zij het langzaam, met kwik:



Tenslotte wordt het kwikbromide weer met calciumhydroxyde omgezet volgens



Bij sommatie van de laatste drie reacties resulteert er:



Eén van de moeilijkste reacties is de hydrolyse van het calciumbromide; het is lastig een conversie van 100% te bereiken. Ook de reactie van het metallische kwik met broomwaterstof verloopt niet vlot. Het is moeilijk het kwik fijnverdeeld te houden om zodoende een groot reactief oppervlak te handhaven. Met een klein grensvlak verloopt de reactie traag. Dorner en Keller [30] willen daarom het kwik door zilver vervangen. Het zilver is gemakkelijker dan het (vloeibare) kwik in fijnverdeelde toestand te houden. Bovendien trachten zij de conversie van het alkali- of aardalkalibromide met stoom te verbeteren.

Beide reactieschema's zijn voor de toepassing op grote schaal niet aantrekkelijk. De gebruikte chemicaliën zijn kostbaar. Het broom is bovendien (vooral als broomwaterstof) sterk corrosief.

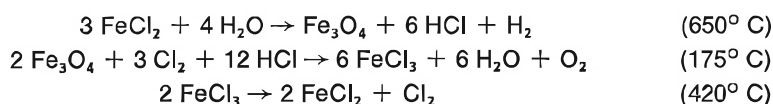
Door General Electric [11] wordt aan een derde proces, eveneens gebaseerd op edelmetalen en halogenen, gewerkt. Het proces staat onder de naam BEULAH bekend. In dit proces gebruikt men koper, chloor en magnesium, chemicaliën die relatief goedkoop zijn; het bezwaar van corrosie door chloor blijft echter bestaan. Desondanks lijkt dit proces redelijk uitvoerbaar.

3.3.3.3 Kringprocessen met ijzer

Ijzer is goedkoop en derhalve een aantrekkelijk reagens. Bovendien is het niet giftig, zodat de milieuverontreinigende werking gering is. Gecombineerd met chloor zijn er een drietal processchema's voorgesteld. Chloor heeft het bezwaar dat een aantal reactanten sterk corrosief is. Daarom moeten of zeer kostbare tantaalreactoren of geëmailleerde reactoren toegepast worden.

Er bestaat ook een proces waarbij als reactanten ijzer en zwavel voorgesteld worden. In dit geval zijn de reactanten veel minder agressief.

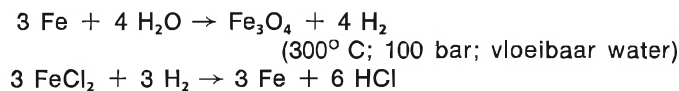
Het eerste ijzer-chloor proces is door Hardy opgezet. Het schema dat als het MARK 9-proces bekend is, omvat de volgende reactiestappen:



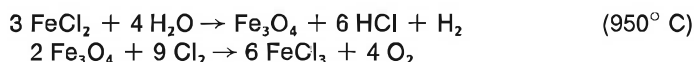
Reactie tot Fe_3O_4 (waarin ijzer zowel twee als driewaardig voorkomt) is noodzakelijk, omdat alleen dit oxyde vlot bij de volgende reacties reageert; het Fe_2O_3 reageert veel minder snel, zodat vorming van dit oxyde moet worden voorkomen. De laatste reactie, de dissociatie van het ijzer (III) -chloride geeft moeilijkheden. Het ijzer (III) -chloride moet goed watervrij zijn. In feite is de afscheiding van het chloor uit het reactiemengsel het grootste probleem.

Een ander schema (proces AGNES) is voorgesteld door Wentorf en Hanneman van General Electric [11]. Terwijl de eerste stap overeenkomt met die in het MARK 9-proces, laat men bij dit proces in de tweede stap het magnetiet niet met een mengsel van chloor en chloorwaterstof reageren, maar alleen met chloorwaterstof.

Terwijl de reactie van magnetiet met chloor nogal wat moeilijkheden oplevert, lost magnetiet vlot op in zoutzuur. Een bezwaar is echter dat hieruit met moeite watervrij ijzer (III) -chloride kan worden verkregen. Knoche [23] heeft daarom de reactie met chloor voorgesteld. Zijn reactieschema ziet er als volgt uit:

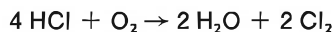


Samen komen deze reacties neer op dezelfde reactie als bij de andere twee processen

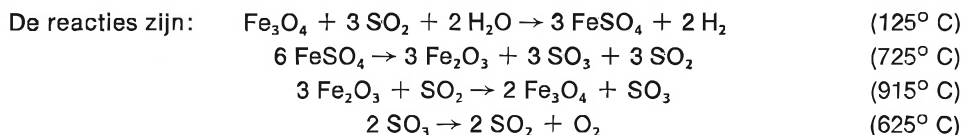


Een groot voordeel is dat het FeCl_3 watervrij wordt verkregen. Het is evenwel lastig te voorkomen dat de vrijkomende zuurstof het nog aanwezige magnetiet oxydeert tot haematiet.

De regeneratie van chloor verloopt via de bekende Deacon-reactie:



In Jülich (West-Duitsland) en bij het I.G.T. (Institute of Gas Technology, U.S.A.) werkt men aan reactiecycli met ijzer en zwavel. Dit processchema is in Duitsland bekend onder de naam E.O.S. (Eisen-Oxygen-Schwefel), terwijl het I.G.T. over het I.G.T. C.5 proces spreekt. Daar de agressiviteit van de hierbij voorkomende verbindingen betrekkelijk klein is, lijkt dit processchema aantrekkelijk. Een ander voordeel is dat er slechts reacties van de vaste naar de gasfase in voorkomen.

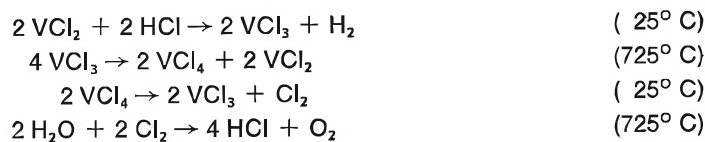


Een van de moeilijkheden is hier dat de reductie van het haematiet bij 925° C alleen bij een lage zuurstof partiaal-spanning verloopt. Deze laag te houden is lastig, daar het gevormde zwaveltrioxyde bij 925° C thermodynamisch niet stabiel is, maar in zwaveldioxyde en zuurstof uiteenvalt. Ook de scheiding van zwaveldioxyde en zuurstof levert moeilijkheden op.

Barnert en Schulten [31] merken op dat het fijnverdeeld aanbrengen van de vaste reactanten op hoog-poreuze dragers, die zelf niet aan de reactie deelnemen, de snelheid van de reacties aanzienlijk kan verhogen. Daardoor kunnen veel reacties met bevredigende snelheden worden uitgevoerd. Deze in de heterogene katalyse toegepaste techniek biedt zeer zeker goede perspectieven voor de thermochemische waterontleding. Men moet er naar streven alle reacties als vast-gas-reacties over het fijnverdeelde vaste materiaal uit te voeren.

Bij de processen op basis van ijzer, waarbij het ijzer van waardigheid verandert sluit een proces aan waarbij van vanadium (dat eveneens ruim beschikbaar is) gebruik gemaakt wordt.

Het vanadiumchloride-proces van Funk [35] omvat de reacties:



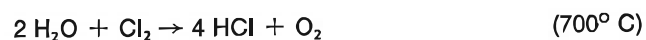
Uit het reactieschema blijkt dat dit proces tot het type (b1), (b2) behoort. Eerst wordt de waterstof uit het water gebonden. Daarna ontleedt men het verkregen chloorwaterstof met behulp van het vanadiumchloride. Het thermisch rendement van de vanadiumchloride cyclus is echter slecht.

3.3.3.4 Kringprocessen met jodium

Hoewel de chemische reactiviteit van jodium voor de thermochemische watersplitsing gunstig is, is het element in andere opzichten zeer onaantrekkelijk. Jodium is kostbaar en voor metalen apparatuur buitengewoon corrosief. Processen op basis van jodium zullen daarom weinig kans op technische toepassing hebben [11, 30].

3.3.3.5 Hybride processen

Bij veel van de boven behandelde processen bleek de binding van de waterstof van het water aan een halogeen erg goed te verlopen:



Bij reactie met water levert de scheiding van zuurstof en chloorwaterstof weinig problemen.

Als men nu het zoutzuur electrochemisch zou ontleden volgens:



zou men over een zeer goed uitvoerbaar stel reacties beschikken. Het energierendement zou dat van de waterelectrolyse moeten overtreffen doordat de electrolyse van zoutzuur een lagere over-spanning vergt. Het hogere energie-rendement moet daarbij wel een aantal investeringskosten goed maken. Het betreft de investering voor de hoge temperatuurreactor voor de reactie van waterdamp met chloor en voor de recirculatie van het chloor.

Verder heeft men ook een electriciteitscentrale en een electrolyse installatie nodig, juist als bij de electrochemische waterontleding. Kostprijsschattingen van deze hybride methode zijn nog niet gepubliceerd.

3.3.4 Vergelijking van de waterelectrolyse met de thermochemische watersplitsing

Het is op het ogenblik niet mogelijk de voor- en nadelen van de diverse thermochemische routes goed af te wegen, daar er van deze laatste heel weinig gegevens bekend zijn. De electrochemische route is daarentegen goed bekend.

Tegen de achtergrond van een koppeling met een kernreactor is de electrochemische route aantrekkelijker. De kernwarmte moet slechts naar de turbine en de gekoppelde elektrische generator worden gevoerd.

De electrolyse-apparatuur kan op veilige afstand van de kernreactor worden gebouwd; het transport van elektrische energie over de relatief korte afstand geeft geen problemen. De bij de kernreactor opgestelde turbine en elektrische generator doen geen afbreuk aan de veiligheid en de bedrijfszekerheid. Het drijfmiddel voor de turbine is stoom of helium, niet corroderende stoffen. Weliswaar kan het schoepenwiel van de turbine het begeven, maar gevaar voor de kernreactor brengt dit niet met zich mee. Bovendien is de ontwikkeling van dit soort turbine-onderdelen zo ver voortgeschreden dat de kans op het uit elkaar vliegen van de turbine niet zo groot is.

Bij de thermochemische processen is de constructie van de warmtewisselaar, waarin de kernwarmte aan de reactanten wordt overgedragen, heel belangrijk. De constructie van een warmtewisselaar die bij temperaturen boven 800°C thermische energie moet overdragen is in de chemische industrie nog steeds een lastige opgave. Slechts heel speciale legeringen hebben een redelijke levensduur. Zeker als de te verwerken reactanten corrosief zijn, zal dit heel veel problemen geven. Qua veiligheid lijkt de electrolytische route voorlopig aantrekkelijker.

Het energie-rendement en de investeringen voor chemicaliën en apparatuur bepalen de economische kant van de beide processen.

Processen die uitzicht bieden op een thermisch rendement dat wezenlijk beter is dan dat van het electrochemische proces, worden begrensd door een maximumtemperatuur van 950°C . Een rendement van ca. 60% lijkt theoretisch bereikbaar, terwijl het thermisch rendement van het waterelectrolytisch proces ca. 45% is.

Voor de thermochemische route kan met een HTGR zonder een elektrische generator volstaan worden. De HTGR moet dan wel met een goede warmtewisselaar uitgerust worden. Daarnaast vergt de thermochemische route procesapparatuur. Daar de processen zelf in de meeste gevallen niet vaststaan, is het vrijwel onmogelijk de kosten van de apparatuur te taxeren. Daar de mogelijkheden voor verbetering in het thermisch rendement niet groot zijn, zal de beslissing welke route het meest aantrekkelijk is, op grond van de noodzakelijke investeringskosten moeten worden genomen.

Als het thermochemisch proces analoog aan heterogeen gekatalyseerde gasfase-reacties zou kunnen worden uitgevoerd kunnen de investeringen worden beperkt. Bij een dergelijk proces worden verschillende gassen over een vast of gefluïdeerd bed van een vaste stof met een hoog specifiek oppervlak geleid.

Men hoeft dan geen vaste stoffen af te scheiden en te verwerken. Het hanteren van grote hoeveelheden vaste stoffen maakt dure procesapparatuur noodzakelijk. Men zal dus naar processen moeten zoeken waarbij een vaste stof, eventueel aangebracht op een inert, hoog-poreus, drager-materiaal, achtereenvolgens met verschillende gassen of gasmengsels in contact wordt gebracht. Alleen een dergelijk proces maakt naar onze mening een kans tegenover het electrochemische proces.

Scheiding en zuivering van reactanten speelt bij thermochemische processen een zeer belangrijke rol. Men zal moeten bereiken dat alle andere reactanten zoveel mogelijk teruggewonnen worden en dat alleen water ontleed wordt.

De mate waarin de terugwinning der reactanten moet geschieden is door Joly [20] geïllustreerd. Deze auteur heeft voor een installatie met een capaciteit van 160.000 ton waterstof per jaar ($1,88 \cdot 10^9 \text{ Nm}^3 \text{ H}_2$ per jaar) de kosten aan chemicaliën op basis van bepaalde percentages waarop die kunnen worden teruggewonnen berekend. Zijn resultaten zijn in de onderstaande tabellen verzameld.

Tabel 11. Kosten chemicaliën MARK 9-proces

Terugwinningspercentage	99,5		99,9	
	10 ⁶ ton / jaar	f / jaar	10 ⁶ ton / jaar	f / jaar
Verbruik zoutzuur	265.000	55,0 · 10 ⁶	52.600	10,8 · 10 ⁶
Verbruik magnetiet	281.000	50,8 · 10 ⁶	55.500	10,0 · 10 ⁶
Verbruik chloor	86.000	17,6 · 10 ⁶	17.000	3,7 · 10 ⁶
Totale kosten		123,4 · 10 ⁶		24,5 · 10 ⁶
Effect op kostprijs H ₂ in f per Nm ³		0,065		0,013

MARK 9 werkt met relatief goedkope chemicaliën. Bij MARK 1 zijn de chemicaliën veel duurder, zoals in onderstaande tabel is weergegeven.

Tabel 12. Kosten chemicaliën MARK 1 en BEULAH-proces

Terugwinningspercentage	kosten chemicaliën f / jaar		effect op kostprijs waterstof f / Nm H ₂	
	MARK 1	BEULAH	MARK 1	BEULAH
99,990	59,0 · 10 ⁶	29,5 · 10 ⁶	0,031	0,016
99,995	15,5 · 10 ⁶	7,8 · 10 ⁶	0,008	0,004

Om een sterke verhoging van de kostprijs der geproduceerde waterstof te voorkomen moet het verlies aan chemicaliën tot het uiterste beperkt blijven. In het algemeen is het moeilijk dergelijke hoge terugwinningspercentages te bereiken; dit vergt zeer goede scheidingsprocessen.

Tenslotte worden in tabel 13 nog enkele karakteristieken van het electrochemische en het thermochemische proces naast elkaar gezet.

Tabel 13. Enkele karakteristieke gegevens van het electrochemische- en het thermochemische proces

Aspecten	electrolyse	thermochemie
Primaire energie	electriciteit	warmte
Te verwerken materiaal in tonnen per ton H ₂	9	50-100
Procestemperatuur	50-90°C	ca. 950°C
Druk	30 bar	max. 10-20 bar
Corrosieproblemen	matig	groot
Scheidingsproblemen	nauwelijks	groot

4 Economie van de waterstofproductie

4.1 INLEIDING

Naarmate in de toekomst fossiele brandstoffen niet meer in voldoende hoeveelheid of tegen aanvaardbare prijzen beschikbaar zijn, zullen andere bronnen, zoals b.v. kern-, wind- of zonne-energie, in de dan bestaande energiebehoefte moeten voorzien. Deze zullen dan in een voor opslag, transport en distributie geschikte vorm omgezet moeten worden.

Daar het overgrote deel van de energie uiteindelijk als thermische energie wordt verbruikt is de verhouding van de kostprijzen van deze thermische energie (uit te drukken in gulden per Gcal) op basis van electriciteit resp. waterstof bepalend voor de keuze tussen deze beide energiedragers.

Waterstof kan thans geproduceerd worden:

- a) uit fossiele brandstoffen, b) langs electrochemische weg en – in principe –
- c) volgens thermochemische methoden.

De productiekosten van waterstof uit fossiele brandstoffen zijn bekend. Deze variëren van f 0,04 – f 0,10 per Nm³ (zie 4.2).

De kostprijs van via electrolyse geproduceerde waterstof is, op basis van bekende gegevens voor het DE NORA-proces, te berekenen. De gegevens over de investerings- en bedrijfskosten van dit proces kunnen worden gebruikt om tot schattingen van deze kosten voor de meer geavanceerde processen van ALLIS CHALMERS en GENERAL ELECTRIC te komen (zie 4.3).

De schatting van de kosten die aan de thermochemische productie van waterstof verbonden zijn is uiterst moeilijk. Tot nu toe staan slechts de algemene karakteristieken van de toe te passen processen vast.

Om tot een eerste benadering van de noodzakelijke investeringen – en mede daarmee van de kostprijs – te komen, kan slechts een zeer globale evaluatietechniek gehanteerd worden. Deze benadering leert dan dat, indien al binnen afzienbare tijd thermochemische waterstofproductie op industriële schaal verwezenlijkt zou kunnen worden, deze tot een kostprijs zou leiden die tenminste 2 x zo hoog zou liggen als bij electrochemische productie (zie 4.4).

Vergelijking van de prijzen van thermische energie op basis van waterstof en electriciteit levert moeilijkheden op. Enerzijds bestaat er onzekerheid omtrent de toekomstige prijs van electriciteit, of deze nu opgewekt wordt met behulp van fossiele brandstoffen of met kern- of windenergie; anderzijds vertonen de schattingen van de kosten die aan de electrochemische waterstofproductie zijn verbonden een vrij grote spreiding, zodra meer geavanceerde installaties dan de nu gebruikelijke ter sprake komen. In 4.2 en 4.3 worden hierover enkele beschouwingen gegeven.

Betrouwbare schattingen van de kostprijs van electrochemisch geproduceerde waterstof variëren van f 0,12 tot f 0,18 per Nm³, bij een aangenomen electriciteitsprijs (voor 1974) van f 0,03 per kWh „aan de klemmen”.

Bij gebruik van een geavanceerde electrolyse-installatie lijkt een kostprijs van f 0,11 per Nm³ zeer wel haalbaar.

Bovendien hangt de kostprijs van de uit waterstof geproduceerde thermische energie sterk af van de mogelijkheid de condensatiewarmte van het bij de verbranding gevormde water al – bovenste verbrandingswaarde – of niet – onderste verbrandingswaarde – te benutten.

In tabel 14 wordt, als voorbeeld, een vergelijking van de kostprijzen van op verschillende wijze geproduceerde thermische energie gegeven.

Daarbij is uitgegaan van enerzijds de stroomprijs van 1974 en anderzijds een gemiddelde van de geschatte kostprijzen van waterstof in 1974 alsmede de in de toekomst zeker bereikbare prijs.

Tabel 14. Kostprijs thermische energie

Productiewijze	prijs <i>f</i>	kostprijs thermische energie <i>f</i> per Gcal	
Electriciteit (1974)	0,03 per kWh	34,83	
Waterstof (1974)	0,14 per Nm ³	57,74 ¹⁾	46,35 ²⁾
Waterstof (1980)	0,11 per Nm ³	45,08 ¹⁾	36,42 ²⁾

¹⁾ gebaseerd op de onderste verbrandingswaarde (2440 kcal per Nm³ H₂)

²⁾ gebaseerd op de bovenste verbrandingswaarde (3020 kcal per Nm³ H₂)

Uit de tabel valt af te lezen dat, bij een waterstofprijs van *f* 0,11 per Nm³ en een stroomprijs van *f* 0,03 per kWh*, indien van de bovenste verbrandingswaarde gebruik gemaakt kan worden, het prijsverschil gering is. Overigens wordt, in eerste instantie, door de economische waarde van de (eventuele) voordelen van waterstof op het gebied van transport en distributie, maar vooral van die welke een gevolg van de opslagmogelijkheden zijn, bepaald welk prijsverschil nog aanvaardbaar is.

4.2 WATERSTOFPRODUCTIE UIT FOSSIELE BRANDSTOFFEN

Voor de volgende processen wordt de kostprijs van waterstof berekend:

- het reformproces met aardgas of nafta;
- het hoge druk partieel oxydatieproces (H.P.P.O.);
- de vergassing van kolen met zuurstof en stoom.

Voor de vaste kosten van de geproduceerde waterstof is de capaciteit van de installatie van doorslaggevend belang. De berekeningen zijn gemaakt voor een installatie met een capaciteit van $50 \cdot 10^6$ SCF** per dag = $1,4158 \cdot 10^6$ Nm³ per dag = $5,90 \cdot 10^4$ Nm³ per uur (97% H₂).

Bij de berekeningen werden de kosten voor bediening en onderhoud, de laboratoriumkosten, tezamen met de afschrijving op de investeringen en de rente op het geïnvesteerde kapitaal, als vaste lasten beschouwd.

Onder variabele kosten zijn dan uitsluitend begrepen: de kosten van de verbruikte energie en grondstoffen, chemicaliën. Daarop worden dan eventuele opbrengsten van bijproducten in mindering gebracht.

Als voorbeeld van deze berekeningsmethode volgt hieronder een berekening van de kostprijs van waterstof uit methaan voor een capaciteit van $48 \cdot 10^7$ Nm³ per jaar. Er wordt van de volgende investeringen uitgegaan:

1. Investerings: WBL***	<i>f</i> 17.000.000
2. Voorzieningen voor opslag en distributie	<i>f</i> 2.000.000
3. Algemene voorzieningen	<i>f</i> 3.000.000
4. Geïnvesteerd vermogen	<i>f</i> 22.000.000

* gebaseerd op continue en bovendien constante electriciteitsproductie

** standard cubic feet

*** within battery limits / binnen het hek van de fabriek

Kostprijsberekening per 1000 Nm³ waterstof, prijsniveau 1972:

Grond- en hulpstoffen

Grondstof: methaan 4,5 Gcal à f 6,— per Gcal	f 27,—	
Katalysatoren	f 0,40	
Chemicaliën	f 0,20	
Totaal		f 27,60

Bedrijfsmiddelen

Stroom	f 0,53	
Koelwater	f 0,70	
Water	f 1,50	
Totaal	f 2,73	
Opbrengst stroomproductie (bijproduct)	f 4,—	— f 1,27

Totale kosten: f 26,33

Vaste lasten

a. bediening: 4 posten	f 500.000
b. onderhoud: 5% van (1 + 2)	f 950.000
c. algemene kosten: (a + 1/2b) + laboratoriumkosten	f 700.000
kosten („out of pocket“)	f 2.150.000
d. afschrijving: 6,7% van (1 + 2)	f 1.273.000
e. rente: 6,4% van 4	f 1.408.000
Totaal vaste lasten hele installatie	f 4.831.000

Totaal vaste lasten per 1000 Nm³ = $\frac{4.831.100}{48 \cdot 10^4} =$ f 10,06

Kostprijs per 1000 Nm³ f 36,39

In tabel 15 zijn de kosten voor de waterstofproductie — op deze wijze berekend — weergegeven. Tevens is daarin een schatting van de kosten in 1980 opgenomen, waarbij de vaste kosten als constant zijn aangenomen en de variabele kosten alleen zijn aangepast aan schattingen van de stijging van de prijzen van de grondstof. Zoals bekend zijn deze prijzen sterk in beweging.

Voor de berekening van de variabele kosten is voor de jaren 1972 en 1980 van de volgende prijzen uitgegaan:

		1972	1980
aardgas	in f per Gcal	6,70	25
nafta	in f per ton	95	350
stookolie	in f per ton	49	200
kolen	in f per ton	27	70

Tabel 15. Kostprijs waterstof in f per Nm³

Proces	grondstof	investering voor 5800 Nm ³ per jaar	kosten			kostprijs	
			vaste	variabele		1972	1980
				1972	1980		
Reform	aardgas	21 · 10 ⁶	0,013	0,027	0,101	0,040	0,114
Reform	nafta	25 · 10 ⁶	0,018	0,042	0,155	0,060	0,173
H.P.P.O.	stookolie	63* · 10 ⁶	0,043	0,019	0,078	0,062	0,121
Vergassing	kolen	108* · 10 ⁶	0,081	0,019	0,049	0,100	0,130

* inclusief 20 à 30·10⁶ voor de luchtscheidingsinstallatie, nodig voor de productie van zuiver zuurstof (zie 3.2.3).

De bovenstaande kostprijzen zijn van dezelfde orde van grootte als die welke door Amerikaanse auteurs zijn gepubliceerd. Zo kwam Michel [39] op basis van de in 1973 geldende prijzen voor uit waterstof verkregen aardgas en aardolie tot een kostprijs van f 0,025 – 0,037 per Nm³.

Wentorf en Hanneman [11] geven voor de kostprijs van waterstof uit aardolie en aardgas: f 0,033 – 0,050 per Nm³ H₂ en uit kolen f 0,040 – 0,055 per Nm³ H₂.

De prognoses van waterstof uit steenkool lopen sterk uiteen: f 0,04 – 0,13 per Nm³. In deze studie wordt een prijs van f 0,08 aangehouden.

4.3 ELECTROCHEMISCHE WATERSTOFPRODUCTIE

Als basis voor de berekening van de kostprijs van waterstof die via een drietal electrolyseprocessen geproduceerd kan worden, zijn in tabel 16 de voornaamste procesgegevens samengevat.

Tabel 16. Technische gegevens van waterelectrolyse processen

Proces	fase	stroomdichtheid A per m ²	stroomverbruik kWh per Nm ³ H ₂	druk bar
DE NORA	vloeistof	3.000	4,5	1
ALLIS CHALMERS	vloeistof	8.000	3,6	10-20
GENERAL ELECTRIC	gas	30.000	3,2 *	1

* Sommigen achten dit cijfer te laag.

Alleen van de DE NORA electrolyse installatie is de samenstelling van het investeringsbedrag ad f 1400 per Nm³ bekend:

	in guldens per Nm ³ per uur	
electrolysecellen	420	30%
electrische voorzieningen	420	30%
gelijkrichters	350	25%
overige voorzieningen (compressoren, watervoorbehandeling)	210	15%
Totaal	1400	100%

Deze gegevens kunnen gebruikt worden om de, voor de meer geavanceerde processen noodzakelijke, investeringskosten te schatten. De door General Electric opgegeven stroomdichtheid voor het stoom-electrolyseproces van 30.000 A per m² is, naar de smaak van de samenstellers van dit hoofdstuk, buitengewoon hoog. Om aan de realistische kant te blijven is daarom in deze studie van een stroomdichtheid van 18.000 A per m² uitgegaan.

De bij een gegeven capaciteit vereiste investering voor de electrolysecellen daalt lineair met de stroomdichtheid. Bij hogere stroomdichtheden zijn de cellen echter meer gecompliceerd. Hiermee rekening houdend is gesteld dat de ALLIS CHALMERS cel per m² elektroden-oppervlak 50% duurder is. Voor de GENERAL ELECTRIC cel is 100% aangehouden. De investeringen voor de electrische voorzieningen

zullen lineair met het aantal cellen dalen. Bij hogere stroomsterkten nemen de kosten echter weer wat toe.

De investeringen voor de gelijkrichters nemen lineair af met het stroomverbruik. De aan de overige voorzieningen verbonden kosten zijn vrijwel constant; bij een kleiner aantal cellen dalen zij in geringe mate.

Deze aannamen leiden tot de investeringskosten voor de beide laatste processen die in tabel 17, naast die voor de DE NORA installatie, zijn vermeld.

Tabel 17. Investering electrolyse-installaties

f per Nm ³ H ₂ per uur	DE NORA	ALLIS CHALMERS	GENERAL ELECTRIC
Cellen	420	240	140
Electrische aansluitingen	420	200	100
Gelijkrichters	350	280	250
Overige voorzieningen	210	200	190
Totaal	1400	920	680

General Electric zelf geeft f 200 per Nm³ op.

Volgens ervaringscijfers bedragen de jaarlijkse vaste kosten — waaronder niet alleen rente en afschrijving van de investering maar tevens de bedrijfskosten (exclusief het verbruik van energie en materiaal) begrepen zijn — 23% van het geïnvesteerde bedrag. Rente en afschrijving vergen n.l., op annuïteitsbasis, 12,5%; het onderhoud wordt op 5% gesteld; de bedieningskosten bedragen 2%; de algemene kosten (zijnde, 60% van de totale loonkosten, eventueel verhoogd met de laboratoriumkosten) vragen nog 3½%.

De variabele kosten omvatten vrijwel uitsluitend de stroomkosten; de kosten van het koelwater en die van de voorbehandeling van het water zijn relatief zo gering dat zij hier verwaarloosd kunnen worden. Gemakshalve stellen we dat de kernwarmte beschikbaar gesteld wordt voor: f 8,00 — 10,00 per Gcal, dit is f 0,0069 — 0,0086 per kWh_{th}.

Als de conversie van thermische naar elektrische energie met een rendement van 40% verloopt, worden de variabele kosten: f 0,0172 — 0,0215 per kWh_{el}.

Daarnaast vergt de elektrische centrale (exclusief de kernreactor!) investeringen. Het gemiddelde van veel literatuuropgaven voor deze investeringen is f 225 per kWh_{el}. Met de bovengenoemde norm van 23% en 8000 h per jaar worden de vaste kosten: f 0,0065 per kWh_{el}.

Totaal wordt de stroomprijs dan: f 0,0237 — 0,0280 per kWh_{el}, hetgeen overeenkomt met f 27,52 — 32,51 per Gcal_{el}.

Als het verlies in de gelijkrichter en de leidingen in aanmerking wordt genomen, kan de stroomprijs na afronding gesteld worden op: f 0,030 per kWh_{el}.

In de V.S. wordt wel met: \$ 0,0085 per kWh_{el} gerekend, wat overeenkomt met f 0,0219 per kWh_{el} en f 25,42 per Gcal_{el}; vaak hanteert men daar echter ook veel lagere prijzen.

De bovenstaande gegevens leiden, bij 8000 bedrijfsuren per jaar, tot de volgende kostprijzen voor de drie eerder genoemde processen.

Tabel 18. Kostprijzen electrolytische waterstof

Proces	investeringen in f per Nm ³ /h	vaste kosten f per Nm ³	variabele kosten f per Nm ³	totaal f per Nm ³
DE NORA	1400	0,040	0,135	0,175
ALLIS CHALMERS	920	0,026	0,108	0,144
GENERAL ELECTRIC	680	0,020	0,096	0,116

Ook het Institute of Gas Technology (Chicago, V.S.) heeft de kostprijs voor waterstof, geproduceerd met een ALLIS CHALMERS installatie, berekend. Deze auteurs stelden dat er met een stroomdichtheid van 17.222 A per m² kan worden gewerkt. De waterstof wordt geleverd bij een druk van 20,4 bar. Voor een installatie met een capaciteit van 23.480 Nm³ H₂ per uur zijn de investeringen f 11.710.000.

Dit komt overeen met f 498 per Nm³ H₂ per uur; dat is veel minder dan het eerder geschatte bedrag van f 920 per Nm³ H₂ per uur. Het stroomverbruik is 4,625 kWh_{el} per Nm³ H₂.

De vaste kosten worden nu f 0,014 per Nm³ H₂, de variabele kosten zijn f 0,139 per Nm³ H₂ en de kostprijs wordt dan f 0,152 per Nm³ H₂.

Duidelijk blijkt dat het effect van de lagere investeringen als gevolg van de hogere stroomdichtheid teniet wordt gedaan door de hogere spanning, nodig om deze te bereiken. De hogere stroomkosten compenseren de lagere vaste kosten. De limiet die de kostprijs bereikt bij het verlagen van de over-spanning is bepaald door de thermodynamische waarde van ΔG .

Het bij een spanning van 1,23 V verkregen energieverbruik van 2,94 kWh_{el} per Nm³ zou bij gelijke investeringen (f 680 per Nm³ H₂ per uur, dus f 0,02 per Nm³ H₂) tot een kostprijs van f 0,108 leiden.

De thermisch neutrale spanning (overeenkomend met ΔH^0) van 1,47 V leidt tot een kostprijs van f 0,125 per Nm³ H₂.

In onderstaande tabel worden een aantal schattingen, van andere auteurs, van de kosten van via water electrolyse geproduceerde waterstof gegeven.

Een toelichting op capaciteiten, investeringen etc. van de door hen besproken installaties is in appendix 1 opgenomen. In deze literatuur wordt veelal van de als basis voor de in de vorige tabel genomen stroomprijs afgeweken.

Voorzover eveneens van een stroomprijs van f 0,03 wordt uitgegaan liggen de berekende kostprijzen binnen de in tabel 19 gegeven range van f 0,115 – 0,178 per Nm³.

Tabel 19. Kostprijs electrolytische waterstof

Auteurs	prijs electr. f/kWh _{el}	verbruik electr. kWh _{el} /Nm ³ H ₂	kostprijs waterstof *	
			f/Nm ³ H ₂	opmerking
Hass en	{ 0,050	4,06	0,30-0,36	
Trom [12]	{ 0,025		0,14-0,21	
Teledyne	{ 0,030	4,87	0,178	
Isotopes [17]	{ 0,030	3,75	0,145	
Chao & Cox [18]	—	—	0,115-0,157	
Gregory [19]	{ 0,021	4,00	0,090-0,097	
	{ 0,030		0,127-0,135	
Wentorf Jr. en Hanneman [11]	{ 0,023	—	0,113 convent.	
	{ 0,023	—	0,078 SPE-cel	
Joly [20]	—	4,5	0,096	
AGA [21]	{ 0,023	5,00	0,074-0,081 convent.	
	{ 0,010	5,00	0,050 } ALLIS	
	{ 0,018	5,00	0,080 } CHALMERS	
	{ 0,010	3,51	0,038 } verbeterde	
	{ 0,018	3,51	0,063 } A. CHALMERS	
TNO [22]	0,022	—	0,070-0,077	
I.G.T. [21]	{ 0,021	—	0,058-0,092	
	{ —	—	0,044-0,051	

* waar nodig, op de onderste verbrandingswarmte van waterstof berekend

In de nu volgende tabel worden de kostprijzen van uit fossiele brandstoffen geproduceerde waterstof, met die van waterstof die door electrolyse werd verkregen vergeleken.

Tabel 20. Vergelijking van de kostprijzen van waterstof op basis van fossiele brandstoffen en electriciteit in f per Nm^3

Grondstof	1972	1980 *
Aardgas	0,040	0,114
Nafta	0,060	0,173
Stookolie	0,062	0,121
Kolen	0,100	0,082
Electriciteit	0,120-0,180	0,120

* geschatte prijzen.

Uit deze gegevens blijkt dat in 1972 electrolytische waterstof zeer veel duurder was dan uit fossiele brandstoffen geproduceerde waterstof.

De vaste kosten van de DE NORA installatie, welke geen grote investeringen vergt, zijn in dat jaar al even hoog als de totale kostprijs van waterstof uit aardgas. Alleen in landen als Egypte en India, waar men of over veel hydro-electrische energie beschikt of het gebruik van fossiele brandstoffen zoveel mogelijk moet beperken, werden daarom electrolyse-installaties gebouwd.

Voor zover de gegevens betrouwbaar zijn, kan men concluderen dat de kostprijs van uit steenkool geproduceerde waterstof van dezelfde orde van grootte is als die van electrolytische waterstof. Men gaat er dan wel van uit dat steenkool tegen redelijke prijzen te koop is. Het ligt voor de hand dan ook de wenselijkheid van de productie van SNG te onderzoeken; zie hiervoor appendix 4.

4.4 THERMOCHEMISCHE WATERSTOFPRODUCTIE

Kostprijzraming voor de thermochemische waterstof

De kostprijs van thermochemisch bereide waterstof is opgebouwd uit kosten voor de volgende drie componenten:

- a) thermische energie
- b) chemicaliën
- c) vaste kosten.

Ad a. Thermische energie

De (bovenste) verbrandingswarmte van waterstof is $3020 \text{ kcal per } Nm^3 H_2$. Bij een thermisch rendement van 50% vergt het thermochemische proces dus ca. $6 \cdot 10^3 \text{ kcal per } Nm^3 H_2$. Bij een thermische energieprijzen van $f 8,-$ per Gcal resulteert er $f 0,048$ per $Nm^3 H_2$.

Ad b. Chemicaliën

Voor de productie van een Nm^3 zijn grote hoeveelheden chemicaliën in omloop. Deze chemicaliën zijn vaak zeer kostbaar (b.v. Hg, Br, Cs). Geringe verliezen van chemicaliën leiden tot hoge kosten (zie 3.3.4). Daar waterstof op grote schaal zal worden geproduceerd, zullen relatief geringe verliezen in absolute zin grote hoeveelheden kunnen vormen. Uit het oogpunt van milieuhygiëne zal men de verliezen tot een uiterste minimum moeten beperken.

Bij deze eerste benadering worden de kosten van de chemicaliën verwaarloosd, hoewel strikte beperking der verliezen extra kosten met zich mee zal brengen.

Ad c. Vaste lasten

In de inleiding werd reeds gesteld dat op het ogenblik van de thermochemische processen slechts de algemene karakteristieken vaststaan. Hierdoor is het zeer moeilijk de mogelijke kostprijs van waterstof die thermochemisch is geproduceerd te ramen. Om, uitgaande van de summier procesgegevens, tot een eerste indicatie van de investeringen en mede daarmee van de kostprijs te komen, moet dan ook een globale evaluatietechniek gebruikt worden. In feite komt hiervoor alleen de z.g. „Functional Unit” benadering in aanmerking.

In appendix 2 is deze methode beschreven en voor de thermochemische waterstofproductie toegepast. Ook worden de resultaten van deze methode met die van de eerder toegepaste vergeleken.

Voor een fabriek met een netto-productie van $8 \cdot 10^8$ Nm³ per jaar komt men via deze benadering tot een geschatte investering van $f 828 \cdot 10^6$.

De vaste kosten worden dan, ook hier uitgaande van 23% van het geïnvesteerde bedrag, $f 0,238$ per Nm³ H₂.

De totale kostprijs van thermochemisch geproduceerde waterstof komt hiermee op

$$f 0,048 + f 0,238 = f 0,286 \text{ per Nm}^3 \text{ H}_2$$

of $f 94,70$ per Gcal (bovenwaarde) respectievelijk $f 117,20$ (onderwaarde). Deze kostprijs steekt zeer ongunstig af bij die van electrolytisch geproduceerde waterstof.

De in de literatuur gepubliceerde kostprijzen voor thermochemisch geproduceerde waterstof blijken zeer veel lager te zijn. In tabel 21 zijn de beschikbare gegevens samengevat (zie appendix 3).

Tabel 21. Vergelijking van de kostprijs van thermochemisch en elektrisch geproduceerde waterstof

Auteurs	investering $f/\text{Nm}^3\text{H}_2/\text{h}$	thermisch rendement	kostprijs	
			$f/\text{Nm}^3\text{H}_2$	f/Gcal^*
Knoche [23]	68	0,4	0,029	11,80
			0,046	18,85
Marchetti [24]	1810	—	0,040	16,40
Chao & Cox [18]	3170	0,5	0,063	25,80
Wentor & Hanneman [11]	—	0,5	0,075	30,75
Marchetti [24]	3450	0,5	0,040	16,40
			0,055	22,55
Electrolyse	6700	0,28	0,11	45,08
		0,35	0,14	57,74

* gebaseerd op de onderste verbrandingswaarde van waterstof (2440 kcal per Nm³H₂).

Zoals gezegd komt men via de „Functional Unit” berekening tot veel ongunstiger getallen dan in de literatuur opgegeven zijn. Volgens deze laatste getallen zou thermische energie verkregen uit thermochemische waterstof zelfs goedkoper dan elektrische energie zijn.

Naar de mening van de samenstellers van dit hoofdstuk, geeft de functional unit methode een beter beeld van de investeringen dan de schattingen uit de literatuur. De conclusie is dan ook dat voorshands electrolytische waterstofproductie betere perspectieven biedt dan thermochemische. Hierbij wordt ook naar 3.3.4 verwezen, waarin de beide productietechnieken worden vergeleken.

4.5 SLOT

Zoals reeds eerder in deze studie werd opgemerkt zal men, zodra de gebruikte energiebronnen (overwegend aardolie, aardgas) uitgeput raken of om andere redenen in mindere mate beschikbaar komen, aangewezen zijn op „nieuwe” bronnen, zoals b.v. kern- en — eventueel — windenergie of terug moeten vallen op steenkool.

Deze „nieuwe” energiebronnen leveren primair warmte of mechanische energie. Beide energievormen zullen in geschikte energiedragers omgezet moeten worden. Men heeft dan de keuze tussen electriciteit als zodanig en waterstof.

De kosten van de electrolyse-installatie en de verliezen bij de waterelectrolyse zullen ertoe leiden dat aan waterstof ontleende energie kostbaarder is dan elektrische energie.

Voor de kostprijs van aan waterstof ontleende energie is het van groot belang of de condensatiewarmte van het bij de verbranding van waterstof gevormde water al dan niet benut kan worden. In de huidige verbrandings-installaties wordt de condensatiewarmte niet gebruikt.

Het kostprijsverschil tussen aan waterstof en aan electriciteit ontleende energie hangt verder nog af van de investeringskosten en het rendement van de electrolyse-installatie. Met de huidige technologie is een prijsverschil van *f* 10,— tot *f* 23,— per Gcal mogelijk. Indien katalytische verbrandings-installaties waarmee ook de condensatiewarmte wordt benut beschikbaar zijn, daalt het verschil in kostprijs van *f* 2,— tot *f* 11,— per Gcal.

De voordelen van waterstof boven electriciteit bij opslag, transport en distributie zullen dit prijsverschil goed moeten maken.

5 Conclusies en aanbevelingen

1. De productie van waterstof uit fossiele brandstoffen is verregaand geoptimaliseerd. De kostprijs bedraagt f 0,04 – 0,10 per Nm^3 .
2. Electrolytische dissociatie van water biedt goede perspectieven. De verhoging van de capaciteit der installaties en de verbetering van het rendement verdienen nog veel aandacht.
Betrouwbare schattingen van de kostprijs varieëren van f 0,12 – 0,18 per Nm^3 .
3. Thermochemische productie van waterstof bevindt zich nog in de laboratoriumfase; van praktische toepassing kan voorshands geen sprake zijn. De kostprijs wordt op f 0,29 per Nm^3 geschat.
4. Nader onderzoek naar het verlagen van de over-spanning van de zuurstof-electrode bij het water electrolytisch proces is gewenst.
5. De ontwikkeling van een electrodemateriaal met een hoge over-spanning voor chloor en een lage over-spanning voor zuurstof verdient sterk de aandacht gezien de wenselijkheid van het gebruik van zeewater voor de electrochemische waterstofproductie.
6. Onderzoek op het gebied van de electrolyse van water bij hogere temperatuur en druk is wenselijk.
7. Met het oog op het volledig benutten van de condensatiewarmte van water verdient de ontwikkeling van katalysatoren voor de oxydatie van waterstof de aandacht.
8. Electrolytisch verkregen waterstof en zuurstof kunnen bij de omzetting van steenkool in gasvormige of vloeibare koolwaterstoffen gebruikt worden.
9. Het is zinvol bij de besluitvorming over de bouw van electrolyse-installaties het feit te belichten dat de daarmee geproduceerde waterstof en zuurstof bij de omzetting van steenkool in koolwaterstoffen gebruikt kan worden.
10. Onderzoek naar de mogelijkheden van verbetering van de steenkoolconversieprocessen is noodzakelijk.

6 Literatuur

- 1 Energy Conservation: Ways and Means. Stichting Toekomstbeeld der Techniek. J. A. Over, A. C. S. Sjoerdsma, eds. Den Haag (1974) blz. 21
- 2 De Nederlandse Energiehuishouding. CBS 's-Gravenhage (1972) Nr. 4
- 3 Chem. Weekblad (1974) 70 (24) 15
- 4 Association Européene de l'Océan (1974) 2 (26) 11
- 5 Muysken, M.; Chem. Weekblad (1974) 70 (44) 13
- 6 van Gool, W.; lezing NIVVEE Maastricht 9 mei (1974)
- 7 Geertman, G. H. M., Steeman, J. W. M., Wetzels, F. J.; De Ingenieur (1974) 86 (23) 444
- 8 Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology
2nd edition. Vol. 11. Interscience New York (1966)
- 9 Eickhoff, H. G., Kugeler, K.; Erdöl und Kohle - Erdgas - Petrochemie
Brennstoff - Chemie (1974) 27 (9) 509
- 10 Wirtschaftliche Aussichten von mit Nuklearer Prozesswärme erzeugtem
technischem Wasserstoff. Fichtner Beratende Ingenieure, Stuttgart,
oktober (1971)
- 11 Wentorf Jr., R. H., Hanneman, R. E.; Science (1974) 185 (4148) 311
- 12 Hass, K., Tromm, W.; Chem.-Ing. Technik (1968) 40 (12) 557
- 13 Pressure lowers Electrolytic H₂ Cost. Chem. Engineering maart (1960)
- 14 Nuttall, L. J., Fickelt, A. P.; The Hydrogen Economy Miami Energy
(Theme) Conference Proceedings. T.N. Veziroglu ed.
University of Miami, Florida (1974) S 9 - 33
- 15 Vielstich, W.; Chem.-Ing. Technik (1961) 33 75
- 16 Zevnik, F. C., Buchanan, R. L. Chem. Eng. Progress (1963) 59 (2) 70
- 17 Chem. Eng. News (1972) juli 3 16
- 18 Chao, R. E., Cox, K. E.; The Hydrogen Economy Miami Energy (Theme)
Conference Proceedings. T.N. Veziroglu ed.
University of Miami, Florida (1974) S 13-1
- 19 Gregory, D. P.; Chem. Eng. News (1972) april 17 34
- 20 Joly, F.; The Hydrogen Economy Miami Energy (Theme) Conference
Proceedings. T.N. Veziroglu ed. University of Miami, Florida (1974) S 5-19
- 21 Gregory, D. P.; A Hydrogen Energy System. AGA Report (1972)
- 22 Intern rapport T.N.O. Apeldoorn. Toekomstige investeringen voor de
Nederlandse elektriciteitsvoorziening. AIC-GBS 73/001 (1973)
- 23 Knoche, K. F.; VGB Kraftwerkstechnik (1974) 54 (9) 582
- 24 Chem. Eng. News (1974) april 1 5
- 25 Costa, R. L., Grimes, P. G.; Chem. Eng. Progress (1967) 63 56
- 26 Laskin, J. B.; The Hydrogen Economy Miami Energy (Theme) Conference
Proceedings T.N. Veziroglu ed. University of Miami, Florida (1974) S 9-3
- 27 Energy Policy (1974) 244
- 28 Pangborn, J. B., Sharer, J. C.; The Hydrogen Economy Miami Energy
(Theme) Conference Proceedings T.N. Veziroglu ed.
University of Miami, Florida (1974) S 11-35
- 29 De Beni, G.; Hydrogen Production Cyclic Process.
French Patent 2.035.558 februari 17 (1970)
- 30 Dormer, S., Keller, C.; The Hydrogen Economy Miami Energy (Theme)
Conference Proceedings. T.N. Veziroglu ed.
University of Miami, Florida (1974) S 3-37
- 31 Barmert, H., Schulten, R.; The Hydrogen Economy Miami Energy (Theme)
Conference Proceedings. T.N. Veziroglu ed.
University of Miami, Florida (1974) S 3-1
- 32 De Beni, G.; The Hydrogen Economy Miami Energy (Theme) Conference
Proceedings. T.N. Veziroglu ed.
University of Miami, Florida (1974) S 11-13
- 33 Abraham, B. M., Schreiner, F.; Ind. Eng. Chem. Fundam. (1974) 13 (4) 305
- 34 Hardy-Grena, C.; Décomposition thermique de l'eau à travers des cyclus
chimiques de la famille Fe-Cl₂. Report EUR-4958f (1973)
- 35 Funk, J. E., Reinstrom R. M.; System Study of Hydrogen Generation by
Thermal Energy. V.2, Supplement A van GM Report TID 20441,
Washington D.C. juni (1964)

- 36 Hickman, R. G., Krickorian, O. H., Ramsey, W. J.; The Hydrogen Economy Miami Energy (Theme) Conference Proceedings. T.N. Veziroglu ed. University of Miami, Florida (1974) S 11-23
- 37 Werkgroep RCN; Verwerking en opslag van radioactief vast afval afkomstig van kerncentrales in Nederland. Atoomenergie (1972) 14 235
- 38 Tweede indicatief programma voor kernenergie voor de E.E.G. stuk XVIII/341/4/71 -N p. 36 1 juli (1972)
- 39 Michel, J. W.; Hydrogen and Synthetic Fuels for the Future. aangeboden op het Symposium on Chemical Aspects of Hydrogen as a Fuel, 166 th National American Chemical Society Meeting, Chicago, Ill. augustus (1973)
- 40 Energy Conservation: Ways and Means. Stichting Toekomstbeeld der Techniek. J. A. Over, A. C. S. Sjoerdsma, Eds. Den Haag (1974)
- 41 Velzeboer, P. Th.; Chemisch Weekblad (1974) 70 (24) S 2
- 42 Perry, H.; Chemical Engineering (1974) juli 22 88
- 43 Chem. Eng. News augustus 27 (1973) 15
- 44 Chem. Eng. News september 3 (1973) 32
- 45 Shearer, H. A., Conn, A. L.; Economic Evaluation of OECD Process plus char Gasification. OCR (Office of COAL Research) Research and Development Report No. 72 (1972)
- 46 Ullmanns Encyklopädie der technischen Chemie. Dritte Auflage. W. Foerst ed. 10. Band Urban & Schwarzenberg, München Berlin (1958) blz. 363
- 47 van Lier, J. J. C.; De Ingenieur (1974) 86 (15) 284
- 48 van Lier, J. J. C.; Elektrotechniek (1974) 52 (7) 16
- 49 Third International Cost Engineering Symposium. The Association of Cost Engineers. London october 6-9 (1974)
- 50 Meijer, F. A.; Chemisch Weekblad (1974) 70 (24) S 12
- 51 Ullmanns Encyklopädie der technischen Chemie. Dritte Auflage. W. Foerst ed. 10. Band. Urban & Schwarzenberg, München Berlin (1958) blz. 418
- 52 Montfoort, A. G.; Chemisch Weekblad (1974) 70 (24) S 5
- 53 Ullmanns Encyklopädie der technischen Chemie. Dritte Auflage. W. Foerst ed. 10. Band. Urban & Schwarzenberg, München Berlin (1958) blz. 443
- 54 Reed, T. B., Lerner, R. M.; Science (1973) 182 1299
- 55 Wigg, E. E.; Science (1974) 186 785
- 56 Anderson, R. B.; Catalysis Vol IV. P. H. Emmet ed. Hydrocarbon Synthesis, Hydrogenation and Cyclization. Reinhold Publishing Corporation New York (1961)
- 57 Pichler, H.; Advances in Catalysis 4 (1952)
- 58 Schuit, G. C. A.; Chemisch Weekblad (1974) 70 (33) 11
- 59 Chem. Eng. News januari 10 (1972) 36
- 60 Chem. Eng. News december 11 (1972) 14
- 61 Ullmanns Encyklopädie der technischen Chemie. Dritte Auflage. W. Foerst ed. 10. Band. Urban & Schwarzenberg, München Berlin (1958) blz. 483 e.v.
- 62 van den Berg, G. J., Rijnaard, P., Byrne, D. J.; Hydrocarbon Processing (1966) 45 (5) 193.
- 63 ter Haar, L. W.; Ind. Chim. Belg. (1968) 33 655
- 64 van den Berg, G. J., van Lookeren Campagne, N.; Ingenieur (1971) 83 ch. 71
- 65 Nitrogen 50 november/december (1967) 41
- 66 Grotz, B. J.; Hydrocarbon Processing (1967) 46 (4) 197
- 68 Arnold, J. H., Dixon, W. T.; Petrol. Process (1956) 11 (1) 62
- 69 Eastman, D.; Ind. Eng. Chem. 48 (1956) 1118
- 70 Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology 2nd Edition. Vol. 2. Interscience New York (1963) blz. 275
- 71 Ullmanns Encyklopädie der technischen Chemie. Vierte Auflage Band 7. Verlag Chemie Weinheim/Bergstr. (1974) blz. 473
- 72 Udnyttelsen of vindkræfter til elektricitetsproduktion, DEFU, Lyngby, Denemarken, Nr. 152 20 september (1974)
- 73 Wilson, R. E.; Windenergy conversion systems, workshop proceedings. NSF/NASA, Washington D.C.; Paper: Oregon State University Wind Studies juni (1973) blz. 180

7 Appendices *

Appendix 1 Toelichting bij tabel 19

Het artikel van Hass en Tromm [12] bevat een aantal gegevens over technische electrolyse-installaties (Pintsch-Bamag/Linde). Deze auteurs geven de onderstaande investeringskosten op:

capaciteit	investeringen
100 Nm ³ H ₂ /h	DM 3800/Nm ³ H ₂ /h
1000 Nm ³ H ₂ /h	DM 2050/Nm ³ H ₂ /h

Ook bij electrolyse-installaties beïnvloedt de capaciteit de investeringskosten per eenheid sterk, juist als bij andere chemische procesinstallaties. Hass en Tromm geven voor een 1000 Nm³ H₂/h installatie een investering op die hoger is dan de f 1400,—/Nm³ H₂/h voor de De Nora fabriek. In het laatste geval is met een hogere capaciteit gerekend.

Teledyne Isotopes tracht de know how van Allis Chalmers te commercialiseren [17]. Volgens deze onderneming zou de maximale stroomdichtheid die thans wordt toegepast 2155 A per m² zijn. (In de De Nora apparatuur werkt men echter met 3000 A per m²). Volgens Teledyne Isotopes is voor een thans gebruikelijke installatie met een capaciteit van 23.500 Nm³ H₂/h de investering ongeveer f 1050,—/Nm³ H₂/h. Men hoopt in de toekomst tot ongeveer f 500,—/Nm³ H₂/h te komen. Voor de geavanceerde Allis Chalmers apparatuur vermelden zij gedetailleerde gegevens. Voor dezelfde capaciteit van 23.500 Nm³ H₂ per uur zijn de investeringen van een tweetal stroomdichtheden de volgende:

stroomdichtheid	investering	investering per Nm ³ /h	bedrijfskosten
8.640 A per m ²	f 14,1 · 10 ⁶	f 603,—	f 4,13 · 10 ⁶
17.280 A per m ²	f 11,6 · 10 ⁶	f 494,—	f 4,65 · 10 ⁶

Met het opgegeven stroomverbruik van 4,87 en 3,75 kWh_{el} per Nm³ H₂ leidt dit tot de in de tabel opgegeven kostprijzen.

Chao en Cox [18] geven als investering voor de kerncentrale inclusief de elektrische generatoren \$ 300 - \$ 450 per kW_{el}. De electrolyse-installatie zou \$ 200 per kW vergen, waardoor de totale investering \$ 500 - \$ 650 per kW wordt. Op deze cijfers is de door Chao en Cox opgegeven kostprijs van f 0,115 - 0,157 per Nm³ H₂ gebaseerd. De schatting voor de kerncentrale is aan de lage kant.

Gregory [19] stelt dat de kosten voor de electrolyse-apparatuur steeds minder dan 10% van die voor de kerncentrale zijn. Uitgaande van een gangbare elektriciteitsprijs en de gebruikelijke kapitaals- en bedrijfskosten komt hij dan tot de in de tabel gegeven kostprijzen.

Volgens Wentorf Jr. en Hanneman [11] van General Electric zou een prijs voor elektrische energie van f 0,023 per kWh_{el} tot een kostprijs van f 0,113 per Nm³ H₂ met de huidige installatie geproduceerd, leiden.

Als een cel met een geleidend polymeer membraan (SPE, solid polymer electrolyte) wordt gebruikt, daalt de kostprijs met 30% tot f 0,078 per Nm³ H₂.

Joly [20] van Pechiney Ugine Kuhlmann vermeldt vrij gedetailleerde gegevens over de economie van de waterelectrolyse. Hij baseert zich op een productiecapaciteit van 2,35 · 10⁵ Nm³ H₂ per uur, waarbij de electriciteit met een thermisch rendement van 40% uit een HTGR wordt verkregen.

* De literatuurverwijzingen in de appendices 1 tot en met 4 corresponderen met de literatuurlijst in paragraaf 6, blz. 64.

De investeringskosten geeft hij als volgt op:

kernreactor (2520 MW _{th}) met electriciteitscentrale (1008 MW _{el}) electrolyse-installatie	$f 590 \cdot 10^6$ ($f 585$ per kW _{el}) $f 129 \cdot 10^6$ ($f 550$ per Nm ³ H ₂ /h)
totaal	$f 719 \cdot 10^6$

Volgens hem zijn de bedrijfskosten:

kerncentrale	$f 70,6 \cdot 10^6$ per jaar
electrolyse-apparatuur	$f 3,7 \cdot 10^6$ per jaar
totaal	$f 74,3 \cdot 10^6$ per jaar

De in de tabel gegeven kostprijs, $f 0,096$ per Nm³ H₂, is berekend op basis van jaarlijkse lasten ad. 15% van het geïnvesteerde vermogen.

Ook werd de kostprijs voor een Allis Chalmers installatie met een capaciteit van $2,35 \cdot 10^5$ Nm³/h berekend. Afhankelijk van de prijs voor elektrische energie resulteerde een kostprijs van $f 0,050 - 0,080$ per Nm³ H₂. Doordat men de elektrische energie voor een zeer lage prijs heeft ingezet komt men tot zulke lage waterstofprijzen.

In de toekomst hoopt men het rendement van de installatie te verbeteren en met behoud van het rendement de stroomdichtheid op te voeren. Het moet mogelijk zijn het rendement — op basis van thermische en elektrische energie — van 70% tot 100% op te voeren. Bij een hogere stroomdichtheid zouden de kapitaalkosten 50% kunnen dalen. Dit zou dan tot de in de tabel gegeven kostprijs van $f 0,038 - 0,063$ per Nm³ H₂ moeten leiden.

I.G.T. (Institute of Gas Technology) heeft het effect van de verkoop van zuurstof op de waterstofprijs berekend.

Bij een prijs van \$ 8.00 per ton zuurstof daalt de waterstofprijs van $f 0,058 - 0,092$ tot $f 0,044 - 0,051$ per Nm³ H₂. Het is echter onwaarschijnlijk dat voor de grote hoeveelheden zuurstof die men zou verkrijgen een markt gevonden zou kunnen worden.

Mits dezelfde prijzen voor elektrische energie worden aangehouden, blijken de kostprijzen uit tabel 19 goed met de prijzen die voor de drie typen electrolyse-installaties zijn berekend overeen te stemmen.

Appendix 2 Raming van de investeringskosten voor installaties ten behoeve van de waterstofproductie met de „functional unit” benadering

Bij deze benadering gaat men ervan uit dat ieder processchema in een aantal hoofdbewerkingen is op te splitsen. Indien nu in het voorgestelde processchema een voldoende groot aantal van deze hoofdbewerkingen (de „functional units”) aanwezig zijn, mag men voor de investering per „functional unit” een statistisch gemiddelde aanhouden [16, 49].

In de eenvoudigste vorm mag men in het hier beschouwde gebied van capaciteiten de relatie tussen de benodigde investeringen en de proceseigenschappen schrijven als:

$$I = [N] \cdot [C] \cdot \left[\frac{CCI}{100} \right] \cdot [1,33] \cdot [I_0] \cdot [(cap)^{0,66}]$$

waarin

- I = investeringskosten (f)
 N = aantal hoofdbewerkingen („functional units”)
 C = „complexity factor”; deze factor brengt de mate waarin de installatie meer of minder gecompliceerd is in rekening;
 $C = 10^{(C_m + C_t + C_p)}$
 C_m : materiaalfactor 0,0 - 0,4
 C_t : temperatuurfactor 0,018 per 100° C
 C_p : drukfactor 0,1 log (p/p bar).
 CCI = constructie-kosten-index, thans ca. 150; deze index corrigeert voor het effect van de inflatie
 1,33 = deze factor brengt een toeslag van 33% voor de algemene- en productvoorzieningen in rekening
 I_0 = f 1125, de investering per eenheid van capaciteit bij een CCI van 100
 (cap) = capaciteit van de installatie in tonnen per jaar; 0,66 is de z.g. vergrotingsfactor, de investeringen nemen niet lineair met de capaciteit toe

Voor een raming van de benodigde investeringen dient men zich uit te spreken over:

- het aantal „functional units”
- de capaciteit (doorzet) van de installatie
- de aard van de reactiecondities, namelijk temperatuur, druk en agressiviteit der reactanten.

Ad a. Het aantal „functional units”

Men kan het aantal „functional units” voor de thermochemische waterstofproductie slechts zeer voorlopig ramen. In het algemeen bevatten thermochemische cycli tenminste drie en in veel gevallen vier tot zes reacties. Iedere reactiestap bestaat uit een reactiesysteem gevolgd door één of meer scheidingsstappen voor de reactanten en reactieproducten, gecombineerd met warmteuitwisselingen, etc. Het minimale aantal functionele eenheden wordt op acht gesteld. In werkelijkheid kunnen echter veel meer (hoofd)bewerkingsstappen in het proces aanwezig zijn.

Ad b. De doorzet van de installatie

Om tot een vergelijking met de electrochemische route (4.3) te kunnen komen wordt ook hier van een installatie met een netto-productie van 10^5 Nm³ H₂ of 9 ton H₂ per uur uitgegaan.

Naast deze waterstof wordt 72 ton O₂ per h geproduceerd. De doorzet van de installatie is echter veel groter, daar grote hoeveelheden chemicaliën met moleculair gewichten tot ca. 360 (b.v. Hg, Br₂) circuleren. Als gemiddeld moleculair gewicht wordt 50 genomen.

Met deze (lage) aanname wordt de doorzet van de installatie:

$$50 \cdot \frac{9}{2} \cdot 8000 = 2 \cdot 10^6 \text{ ton per jaar}$$

Ad c. De reactie-condities

Voor de raming van de „complexity factor” is inzicht in de temperatuur, druk en de agressiviteit van de reactanten en reactieproducten vereist.

De temperatuur: zal in het algemeen variëren tussen b.v. 100 en 1000 °C. Voor de berekening wordt als gemiddelde 600 °C aangehouden.

De druk: varieert in de verschillende voorgestelde cycli tussen 0,1 en 10 bar. Vooral lage drukken geven aanleiding tot verhoging van de investeringen. Als gemiddelde wordt 10 bar aangenomen.

De corrosie: de meeste tot nu toe voorgestelde cycli worden gekarakteriseerd doordat zeer agressieve chemicaliën (b.v. Cl₂, HCl, HBr, J₂, FeCl₃) bij hoge temperaturen worden toegepast.

Voor deze condities wordt de „complexity factor”: $C = 10^{(0,1 + 0,11 + 0,3)} = 3,2$.

Op basis van de boven besproken uitgangspunten worden de investeringen als volgt geraamd:

$$I = 8 \cdot 3,2 \cdot \frac{150}{100} \cdot 1,33 \cdot 1125 \cdot (2 \cdot 10^6)^{0,66} = f 828 \cdot 10^6$$

De uitkomst van deze raming mag men slechts als een eerste oriëntatie zien. Uit de raming blijkt vooral goed waarom thermochemische waterstofproductie waarschijnlijk duur zal zijn, namelijk een hoge materiaal-doorzet, gecompliceerde processen en corrosieve reactiecondities.

Men kan zich afvragen of deze principiële bezwaren niet min of meer inherent zijn aan de thermochemische waterontleding. De electrochemische route voor de waterstofproductie vertoont de bezwaren in veel mindere mate.

Ter illustratie wordt een analoge globale oriëntatie van de voor deze route benodigde investeringen gegeven. De karakteristieke capaciteit is bij de electrochemische route gelijk aan de som van waterstof- en zuurstofproducties. Deze is $18 \times 9/2 = 81$ ton per uur = $0,65 \cdot 10^6$ ton per jaar. Bij het vaststellen van het aantal functionele eenheden, beschouwen we de kernwarmte als grondstof, zoals we dat ook bij de thermochemische waterontleding hebben gedaan. In dat geval hebben wij acht „functional units”, namelijk: gasturbine, regenerator, helium compressie, electriciteitsgenerator, gelijkrichter, electrolyt-bereiding, electrolyse cel en waterstofzuivering.

De „complexity factor” is laag. Bij het proces worden geen corrosieve chemicaliën gebruikt en het wordt bij lage temperatuur uitgevoerd. In principe kan men onder atmosferische druk werken; de heliumturbine wordt in dit verband buiten beschouwing gelaten. Daarmee wordt de „complexity factor” ongeveer $10^{0,18} = 1,5$.

Deze gegevens leiden tot een investeringsraming van

$$I = 8 \cdot 1,5 \cdot \frac{150}{100} \cdot 1125 \cdot (6,5 \cdot 10^5)^{0,66} = f 185 \cdot 10^6$$

Dit komt overeen met ongeveer $f 1850,-$ per $\text{Nm}^3 \text{H}_2$ per uur.

In de volgende tabel wordt de uitkomst met de in 4.3 genoemde investeringen vergeleken. Zoals dit bij de globale ramingen via de „functional unit” methode gedaan is, moet ook nu de kernwarmte als grondstof voor de bestaande en voorgestelde installaties worden genomen. De voor de electriciteitscentrale benodigde investeringen moeten nu wel in de berekening opgenomen worden.

Tabel A2-1. Investeringsraming in waterelectrolyse-installaties in f per $\text{Nm}^3 \text{H}_2$ per uur

Proces	electrolyse	centrale	totaal
DE NORA	1400	1010	2410
ALLIS CHALMERS	920	810	1730
GENERAL ELECTRIC	680	720	1400
Schatting volgens de „functional unit” methode			1850

De gegevens in deze tabel laten zien dat de globale raming via de „functional unit” methode een goede overeenstemming vertoont met de eerder op basis van bestaande installaties uitgevoerde ramingen. Indien de „functional unit” methode met kennis van zaken wordt gebruikt, verkrijgt men aanvaardbare resultaten. Hiervoor is echter veel ervaring vereist; met name de keuze van het aantal functionele eenheden is en blijft een moeilijk probleem.

Ook al is de keuze van het aantal hoofdbewerkingsstappen lastig, het effect van het structurele verschil tussen de electrolytische en thermochemische waterstofproductie op de investeringen komt duidelijk naar voren.

Appendix 3 Toelichting bij tabel 21

Knoche [23] stelt dat voor een thermochemische waterstofinstallatie een investering van DM 1000 per ton H₂ per jaar nodig is. Samen met de benodigde thermische energie leidt dit tot kostprijzen van f 11,90 – 18,85 per Gcal. Marchetti [24] stelt dat voor de gehele installatie (kernwarmte- en thermochemische installatie) \$100 per kW nodig is, terwijl Chao en Cox [18] hiervoor \$ 175 per kW nodig achten. Wentorf Jr. en Hanneman [11] stellen dat voor de thermische energie een investering van f 310 – f 515 per kW_{th} nodig is. Voor de kosten van de kernbrandstof nemen deze auteurs f 0,515 per 10⁶ kJ aan, terwijl de kapitaalslasten en de bedrijfskosten voor de thermochemische installatie minstens f 2,58 per 10⁶ kJ bedragen; zij werken hierbij met een jaarlijkse kapitaalslast van 17% van het geïnvesteerde kapitaal.

In referentie [24] nemen de auteurs aan dat de kernwarmte voor f 6,15 per Gcal beschikbaar is. Het laatste bedrag wordt nog wat gepreciseerd door Barnert en Schulten [31]. Deze auteurs delen mee dat de kosten voor de brandstofcyclus ca. f 2,00 per Gcal bedragen, waarvan 25% voor uraan (à \$ 8,00 per lb U₃O₈). De prijs van de thermische energie wordt daarmee DM 6,00 per Gcal; in 1980 zal deze prijs voor een 3000 MW_{th} reactor DM 8,00 per Gcal zijn. Het chemische deel van de installatie vergt volgens referentie [24] f 1270 – 3720 per Nm³ H₂/h. Als voor de kernwarmte de investering van Wentorf Jr. en Hanneman wordt aangenomen, wordt de totale investering f 3450 – 7340 per Nm³ H₂/h.

Appendix 4 Waterstof en de verwerking van fossiele brandstoffen

1 INLEIDING

Daar de reserves aan steenkool ongeveer een factor tien hoger zijn dan de reserves aan aardolie en aardgas [40, 41], is het te verwachten dat er nog lange tijd steenkool beschikbaar zal zijn. Het opwekken van thermische energie via de verbranding van steenkool als zodanig heeft een aantal nadelen. Het grootste bezwaar komt voort uit het hoge as-, zwavel- en stikstofgehalte van veel koolsoorten. Daarnaast gaan veel koolsoorten bij hoge temperatuur samenbakken wat o.a. in de verbrandingsinstallaties moeilijkheden geeft. Tenslotte is het transport van steenkool duurder dan dat van aardolie; kool eist een groter volume. Men kan de bezwaren van steenkool voor de verbruikers ondervangen door de kool in gasvormige of vloeibare koolwaterstoffen om te zetten. Bij deze conversie worden as, zwavel en stikstof verwijderd, zodat er geen milieubezwaren meer zijn. Bij het verwerken van steenkool kunnen waterstof en zuurstof een belangrijke rol spelen.

De huidige energiecrisis, de bezwaren die men tegen kernsplijting heeft en het feit dat kernfusie voorlopig nog niet op grote schaal voor opwekking van energie is te gebruiken, hebben ertoe geleid dat vooral in de V.S. de belangstelling voor steenkool weer sterk is toegenomen. Op laboratoriumschaal werkt men daar aan veel verschillende processen, terwijl een aantal andere mogelijkheden reeds in semi-technische installaties wordt beproefd. Voor een deel bouwt men hierbij voort op de kennis en ervaring die voor en tijdens de tweede wereldoorlog in Duitsland opgedaan werd.

De belangrijkste steenkoolverwerkingsprocessen zijn:

- a) pyrolyse
- b) conversie met stoom in waterstof en/of koolmonoxyde
- c) hydrogenering met waterstof tot gasvormige of vloeibare koolwaterstoffen
- d) oplossen, gevolgd door hydrogenering van het extract.

De voor c) benodigde waterstof verkrijgt men op het ogenblik vaak via een proces volgens b). Ook kan men de bij b) verkregen koolmonoxyde en waterstof langs katalytische weg in methaan, methanol of vloeibare koolwaterstoffen omzetten.

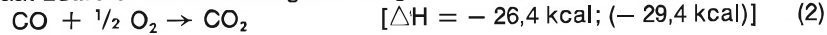
2 THERMODYNAMISCHE GEGEVENS

Bij de bespreking van thermodynamische gegevens over de reacties van kool kan men zich op de verbrandingswarmte van grafiet of op de gemiddelde verbran-

dingswarmte van cokes [46] baseren. Hieronder worden de waarden op basis van grafiet opgeven en de voor cokes berekende waarden tussen haakjes vermeld. Door reactie met zuurstof verkrijgt men uit steenkool thermische energie volgens:



Bij ondermaat zuurstof kan kool reageren volgens:



Hieruit blijkt dat bij reactie tot koolmonoxyde veel minder thermische energie vrijkomt dan bij vorming van kooldioxyde. Koolmonoxyde kan verder reageren volgens:



Bij het vergassen van kool is het Boudouard evenwicht van groot belang:



De laatste reactie wordt gebruikt bij de productie van generatorgas.

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 koolmonoxyde ontstaat.

Reeds eerder is gebleken dat de reactie van kool met stoom bij de productie van waterstof een belangrijke rol speelt:



Ook deze reactie is belangrijk:



Deze reactie komt neer op reactie (5) gecombineerd met de z.g. CO-shift-reactie:



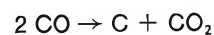
Bij het hydrogeneren van kool is de volgende reactie belangrijk:



Daarnaast kunnen koolmonoxyde en kooldioxyde worden gehydrogeneerd:



Als we voor de hydrogenering de disproportioneerende van koolmonoxyde laten verlopen

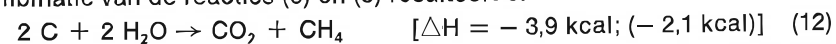


is de resulterende reactie:



Om kool te kunnen hydrogeneren moet men over waterstof beschikken. Uit kool en stoom kan men via reactie (6) waterstof produceren. We hebben gezien dat reactie (6) opgebouwd is uit de reacties (5) en (7). Het is echter niet mogelijk deze beide reacties onder dezelfde condities te laten gebeuren. De endotherme reactie (5) vergt een hoge temperatuur om naar rechts te verlopen. Bij de hiervoor vereiste temperatuur van 800-900 °C ligt het evenwicht van de CO-conversie-reactie (7) sterk naar links. Eerst na afkoelen van het koolmonoxyde-waterstof-stoom mengsel, kan de stoom met koolmonoxyde reageren. Naarmate de reactie bij lagere temperatuur verloopt, verschuift het evenwicht verder naar rechts. Ondanks toepassing van katalysatoren (koper-zinkoxyde katalysator) is toch een temperatuur boven 300° C nodig om voldoende reactiesnelheid te krijgen. Voor reactie (5) is 31,4 kcal nodig. De bij lage temperatuur vrijkomende energie van 9,9 kcal bij de CO-conversie volgens reactie 7 is echter niet gemakkelijk te benutten.

Als de verkregen waterstof volgens reactie (8) met kool reageert komt er 17,6 kcal vrij. Bij combinatie van de reacties (6) en (8) resulteert er



Op zuiver thermische gronden is dus te verwachten dat de conversie van grafiet door reactie met stoom maar weinig thermische energie vergt. Bij de conversie

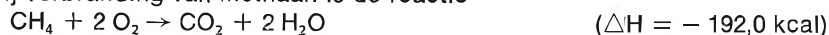
van cokes komt zelfs energie vrij. Evenals de bij de CO-conversie vrijkomende energie is echter de bij de hydrogenering tot methaan vrijkomende energie niet goed te benutten. Op deze wijze zou de methaan-productie uit grafiet 31,4 kcal per Mol CH_4 kosten.

Als grafiet met stoom tot koolmonoxyde en waterstof wordt vergast kost dit, naast de verdampingswarmte van het water, 31,4 kcal. Bij verbranding verloopt naast reactie (3), die 67,6 kcal levert, de reactie:



De verbruiker krijgt dus 125,4 kcal vrij. Daar de reacties (5) en (3) en de verbranding van waterstof in reactie (1) resulteren is het totale thermische effect 94,0 kcal. Dat klopt met de energie die de verbruiker vrijkrijgt, als de voor reactie (5) benodigde thermische energie in rekening wordt gebracht. In werkelijkheid zal reactie (5) aanzienlijk meer energie dan 31,4 kcal vergen, zodat het thermisch rendement lager zal zijn. Theoretisch is dit echter 100%.

Het theoretisch rendement is bij de conversie van kool met stoom tot methaan minder goed. De productie van waterstof via reacties (5) en (7) kost 31,4 kcal (de 9,9 kcal van reactie (7) is lastig te benutten). Als de verkregen waterstof nu met koolstof volgens reactie (8) reageert komt er 17,6 kcal vrij die weer moeilijk te gebruiken is. Het verkregen gas (SNG, methaan) wordt naar de verbruiker getransporteerd. Bij verbranding van methaan is de reactie



De gesommeerde reactie is weer tweemaal reactie (1), waarbij 188,0 kcal vrijkomt. Daar reactie (12) een thermisch effect van 3,9 kcal heeft, klopt de warmtebalans ($192,0 - 3,9 = 188,1$ kcal). Daar de thermische energie die bij de CO-conversie en de methaanvorming vrijkomt moeilijk is te benutten, kunnen we in eerste benadering deze hoeveelheden energie als verloren beschouwen. Het thermisch rendement wordt daarmee:

$$\eta_{\text{th}} = \frac{192,0 - 31,4}{188,0} = 0,855$$

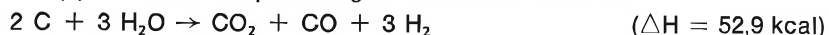
Uiteraard houden we in deze thermodynamische beschouwing geen rekening met de thermische efficiency bij de conversie van kool met stoom.

Behalve tot methaan kan men steenkool met geschikte katalysatoren ook tot vloeibare koolwaterstoffen hydrogeneren. Voor het thermisch rendement van deze hydrogenering kan men een analoge beschouwing houden.

Bij de hydrogenering van steenkool produceert men juist voldoende waterstof om deze uit te kunnen voeren. Daar de bereiding van waterstof uit fossiele brandstoffen op het ogenblik nog het meest economisch is, gebruikt men een deel van de steenkool voor de productie van waterstof, waarmee de rest van de steenkool wordt gehydrogeneerd. Men kan echter de steenkool ook volledig in waterstof en koolmonoxyde omzetten. Door de verhouding waarin de reacties (5) en (7) verlopen te kiezen, kan men de waterstof/koolmonoxyde verhouding instellen. Uit het waterstof-koolmonoxyde mengsel kan men dan zowel gasvormige als vloeibare brandstoffen produceren.

Voor de uitvoering van de reacties biedt de volledige conversie van kool met stoom tot waterstof en koolmonoxyde voordelen. De reactie van de vaste kool met stoom of met waterstof vergt een hoge temperatuur als men een voldoende hoge reactiesnelheid wil bereiken. Voor de hydrogenering van kool, hetwelk een exotherme reactie is, is dit minder gunstig; het evenwicht verschuift bij hogere temperaturen naar links. Voor de endotherme reactie van kool met stoom is werken bij hoge temperatuur echter aantrekkelijk.

Bij de productie van gasvormige brandstof uit koolmonoxyde en waterstof, laat men de beide gassen volgens reactie (9) tot methaan reageren. Om de vereiste waterstof/koolmonoxyde verhouding van drie te krijgen, laat men reactie (5) tweemaal en reactie (7) éénmaal verlopen. De gesommeerde reactie is



Samen met reactie (9) leidt dit tot reactie (12). Bij verbranding door de gebruiker levert methaan weer 192,0 kcal per Mol. Voor de productie van methaan heeft men nu echter meer thermische energie bij lage temperatuur af moeten voeren. Bij

reactie (7) moet 9,9 kcal en bij reactie (9) 49,0 kcal worden gedissipeerd. Het thermisch effect van de reacties (8) en (9) verschilt sterk. Het thermisch rendement wordt, als we weer aannemen dat de bij lage temperatuur af te voeren energie verloren gaat:

$$\eta_{th} = \frac{192,0 - 62,8}{188,0} = 0,690$$

Hoewel de technische uitvoering bij volledige omzetting van kool in koolmonoxyde en waterstof vereenvoudigd is, is het thermisch rendement lager.

De vervaardiging van vloeibare brandstoffen uit koolmonoxyde en waterstof kan geschieden door de reactie tot methanol of, via de Fischer-Tropsch reactie tot koolwaterstoffen.

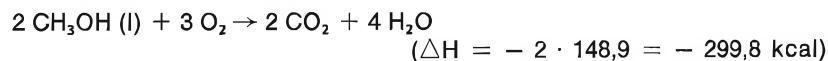
De methanol synthese is



gesommeerd



Bij verbranding van methanol verloopt



Gesommeerd over alle reacties is het thermisch effect $\Delta H = -281,3$ kcal; dit klopt met de verbranding van drie gm atoom koolstof, n.l. 282,0 kcal. Als we weer aannemen dat de af te voeren reactiewarmte bij de CO-conversie en de methanol synthese verloren gaat, is het thermisch rendement:

$$\eta_{th} = \frac{299,8 - 84,3}{282,0} = 0,765$$

Daar bij de methanol synthese minder thermische energie is af te voeren dan bij de methaanvorming, is het thermisch rendement hier hoger.

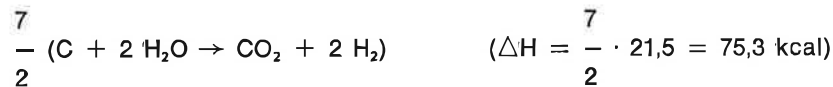
Voor de Fischer-Tropsch synthese kan een analoge beschouwing worden opgezet. Hier is de synthese-reactie, als we ons op de vorming van n-hexaan baseren:



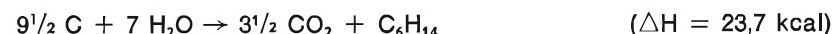
Bij de bereiding van het synthese-gas mengsel verloopt



en



De synthese uit kool en stoom heeft dus als totale reactie



Bij de verbranding van n-hexaan komt vrij:



Dit klopt met reactie (1), die voor zes gm atoom koolstof 893 kcal levert, want $916,3 - 23,7 = 892,6$ kcal. De productie van het synthese-gas kost 298,3 kcal. Als de bij lagere temperaturen vrijkomende reactiewarmte niet is te benutten, is het thermisch rendement:

$$\eta_{th} = \frac{916,3 - 298,3}{893} = 0,690$$

Uit thermodynamisch oogpunt is conversie van steenkool met stoom tot koolmonoxyde en waterstof het meest aantrekkelijk. De productie van waterstof en de hydrogenering van steenkool tot methaan of vloeibare koolwaterstoffen heeft ook een gunstig rendement, zij het dat dit duidelijk lager ligt. Bij conversie van de steenkool in koolmonoxyde en waterstof en reactie tot methanol is het rendement lager, terwijl het rendement nog lager wordt als koolmonoxyde en waterstof in gasvormige of vloeibare koolwaterstoffen worden omgezet.

3 CONVERSIE VAN STEENKOOL MET STOOM IN KOOLMONOXYDE EN WATERSTOF

Bij de omzetting van steenkool met stoom in koolmonoxyde en waterstof gebruikt men de sterk endotherme reactie (5):



Bij het op technische schaal uitvoeren van deze reactie zijn de toevoer van de thermische energie, nodig voor het naar rechts doen verlopen van de reactie en het realiseren van een goed contact tussen stoom en steenkool de twee belangrijkste factoren. Vooral het feit dat bij veel koolsoorten de kooldeeltjes door de vrijkomende teer aan elkaar kleven („bakken”), maakt het moeilijk het vereiste grote vast-gas grensvlak te handhaven.

Ook bij de productie van waterstof uit gasvormige of vloeibare fossiele brandstoffen bleek veel thermische energie nodig te zijn. Zoals in 3.2 is gezegd, kan men de thermische energie van buiten aan het reactiemengsel toevoeren (allotherm) of de energie binnen het reactiemengsel opwekken (autotherm). Bij de verwerking van steenkool ligt, evenals bij de verwerking van stookolie (H.P.P.O.), een autotherme uitvoering van het proces het meest voor de hand. In dat geval verkrijgt men de energie door de oxydatie van kool met zuurstof tot kooldioxycde, deze reactie verloopt sterk exotherm (1). Als men voor oxydatie lucht gebruikt, kan deze tegelijk met de reactie van stoom met steenkool worden uitgevoerd of in een aparte processtap geschieden.

Bij het oude watergas-proces geschiedde de oxydatie gescheiden van de reactie met stoom. Een vast bed van steenkool werd met lucht „warm” geblazen. Wanneer het bed hierdoor voldoende was verhit (het uitstromende gas ging dan door het verlopen van reactie (4) veel koolmonoxyde bevatten), werd van lucht op stoom overgeschakeld. Met de stoom verloopt reactie (5), waarbij de kool „koud” wordt geblazen. Als de temperatuur van het koolbed te laag werd, schakelde men weer over op lucht. Dit proces had een aantal bezwaren. Het periodiek omschakelen van lucht op stoom en omgekeerd, vergt als gevolg van de vereiste apparatuur veel investeringen. Bovendien blijft de capaciteit van de installatie laag, daar slechts de helft van de tijd koolmonoxyde en waterstof worden geproduceerd. Het ligt voor de hand deze nadelen op te heffen door de beide reacties, oxydatie en reactie met stoom, gelijktijdig uit te voeren. In dat geval krijgt men bij reactie met lucht een met stikstof verdund gas, waarvan de verbrandingswarmte relatief laag is. Dit gas kan goedkoop worden geproduceerd. Het leidingnet wordt dan niet efficiënt gebruikt; bovendien zou de verbruiksapparatuur aangepast moeten worden. Men geeft er daarom meestal de voorkeur aan gas met een hoge verbrandingswarmte te produceren.

Wanneer men dan toch aan simultane uitvoering van de oxydatie en de reactie met stoom wil vasthouden, moet men op zuivere zuurstof of op met zuurstof verrijkte lucht overgaan. De productie van zuivere zuurstof is echter kostbaar. De hiervoor benodigde compressie-arbeid vergt elektrische energie, terwijl de apparatuur veel investeringen vergt. Zeker nu de prijzen sterk in beweging zijn, is het lastig te voorspellen wat economisch het beste is, de productie van hoog-calorisch- of die van laag-calorisch gas. In de V.S. voert men op het ogenblik ook veel ontwikkelingswerk, gericht op de productie van laag-calorisch gas uit [42]. De meeste kennis en ervaring heeft men echter met de fabricage van hoog-calorisch gas. Men werkt hierbij met zuivere zuurstof. Op technische schaal heeft men met drie processen ervaring opgedaan. Gewerkt wordt met een vast bed of met een gefluïdiseerd bed van steenkool, of met poederkool die in de reactor verstoven wordt. De temperatuur waarbij de reacties worden uitgevoerd, neemt

in deze volgorde toe; de eisen die aan de afmetingen van de deeltjes en aan de eigenschappen van de kool gesteld worden nemen in dezelfde volgorde af. Thans kan men alleen met verhoogde druk werken indien een vast bed van steenkool gebruikt wordt.

Het LURGI-proces werkt met een vast bed. De druk is 25-30 bar. De kool wordt gelijkmatig op een roterend rooster, waardoor men zuurstof en stoom blaast gestort. De as wordt aan de onderzijde van de reactor afgevoerd. Aan de bovenzijde voert men het verkregen gasmengsel af. Hierdoor doorlopen de gassen en de steenkool de reactor in tegenstroom, wat een efficiënt gebruik van de ontwikkelde warmte mogelijk maakt. Het opwekken van de vereiste energie kost 20% van de steenkool [50]. De maximum temperatuur in het steenkoolbed is 1000 - 1200° C; bij deze temperatuur vindt de verbranding plaats. Boven dit steenkoolbed, waar de temperatuur 700 - 900° C is, vindt de reactie van stoom met steenkool plaats. Aan de uitgang van de reactor is de temperatuur tot 450° C gedaald. Dankzij het temperatuurprofiel in de reactor vervluchtigen lichte koolwaterstoffen en teevormende bestanddelen uit de kool zonder te worden geoxydeerd. Bovendien verloopt de methanisering, slecht (8); het zuurstofverbruik blijft hierdoor laag. Een aantal belangrijke delen van de reactor wordt met water gekoeld, waarbij men stoom verkrijgt. Door de stoomdruk op de werkdruk in de reactor te houden, bereikt men dat dat deel van de reactorwand dat op hoge temperatuur is niet aan drukverschillen onderhevig is [51]. Een bezwaar van het LURGI-proces is dat er aan de te verwerken steenkool hoge eisen worden gesteld. Deeltjes kleiner dan 3 mm en groter dan 60 mm zijn onbruikbaar. Behalve breeken zeef-installaties, zal men voor het kolengruis een briketteerinstallatie nodig hebben. „Bakkende” koolsoorten zijn ook niet te verwerken. Een laatste bezwaar van het LURGI-proces is dat de capaciteit per reactor niet boven een bepaalde waarde is op te voeren. Uit de gegevens van [50] kan men berekenen dat de capaciteit ongeveer $2,4 \cdot 10^5 \text{ Nm}^3$ per dag is. Om een grote capaciteit te bereiken zijn veel door een ingewikkeld buizensysteem verbonden reactoren nodig. Volgens [52] is de thermische efficiëntie van het LURGI-proces 55-75%; [42] geeft ca. 70% op.

Het WINKLER-proces werkt met een gefluïdiseerd bed van steenkool. Bij dit proces werkt men onder atmosferische druk; er is ook ervaring met een druk van 1,5 bar. De kool wordt gefluïdiseerd met zuurstof en stoom. De temperatuur van het gefluïdiseerde bed varieert van 815 - 1010 °C [42]. De constructie van de reactor is betrekkelijk eenvoudig; de as wordt met het gas afgevoerd. Aan de afmeting van de kooldeeltjes worden bij dit proces geen eisen gesteld. De gebruikte koolsoort mag niet te sterk „bakken”. Dit proces heeft als bezwaar dat een niet te verwaarlozen fractie van de kool met het gas wordt afgevoerd. Als de kooldeeltjes door de reactie zeer klein zijn geworden, worden ze evenals de as met het gas meegesleept. Om deze kooldeeltjes niet verloren te laten gaan, voert men in de ruimte boven het gefluïdiseerde bed nog stoom en zuurstof toe. De temperatuur is daardoor boven het bed hoger dan in het bed. In [51] geeft men een temperatuur van 950° C in het gefluïdiseerde bed en een temperatuur van 1000 °C daarboven op. Anderzijds mag de temperatuur niet zo hoog oplopen dat de fijne asdeeltjes slakken kunnen vormen. De grotere slakken zouden niet uit het gefluïdiseerde bed verdwijnen. Daarom wordt boven het bed een deel van de thermische energie via straling naar stoomspiraal afgevoerd.

In een gefluïdiseerd bed is de temperatuur vrij homogeen. De onder in de reactor toegevoerde kooldeeltjes worden daarom vrijwel direct bij een temperatuur van ca. 900° C aan zuurstof en stoom blootgesteld. Lichte koolwaterstoffen en teevormige bestanddelen die uit de kool vervluchtigen zullen dan ook grotendeels geoxydeerd worden. Het zuurstofverbruik is daardoor hoger dan dat bij het LURGI-proces. Anderzijds bevat het gas geen teer en fenolen. De afscheiding hiervan vergt meestal aparte apparatuur.

De capaciteit van een Winkler-reactor is tot $7,48 \cdot 10^5 \text{ Nm}^3$ per dag opgevoerd. Terwijl de thermische efficiëntie over het geheel genomen 75% is.

Bij het KOPPERS-TOTZEK-proces verstuift men poederkool in een zuurstof-stoom atmosfeer („entrained bed”). In [42] wordt meegedeeld dat de temperatuur in de

reactiekamer 1820 °C is. In [51] daarentegen worden temperaturen van 1000 - 1250 °C vermeld. De asbestanddelen van de kool worden voor een deel met het gas meegevoerd. Een ander deel smelt en verzamelt zich onderin de reactor. Bij deze hoge temperaturen reageren alle meer vluchtige bestanddelen van de kool tot koolmonoxyde en waterstof, zodat het zuurstofverbruik hoog is. Apparatuur voor het verwerken van teer en fenolen is hier niet nodig. In principe kan men bij dit proces onder druk werken; apparatuur om poederkool in de reactor te brengen en de slak af te voeren moet nog ontwikkeld worden. Aan de gebruikte koolsoort worden bij dit proces geen eisen gesteld.

In de V.S. werkt men aan andere processen voor de reactie van kool met zuurstof en stoom. In tegenstelling tot de bovengenoemde processen heeft men de nieuwe processen nog niet op technische schaal uitgevoerd. Bij deze processen tracht men de voordelen van het LURGI- en het WINKLER- of KOPPERS-TOTZEK-proces te combineren. Bij de laatste twee processen is het niet mogelijk het tegenstroom-principe van het LURGI-proces te realiseren; dit brengt met zich mee dat het zuurstofverbruik hoog wordt. Een tegenstroom tracht men bij de nieuwe processen te bereiken door het proces in twee secties op te splitsen, een lage en een hoge temperatuursectie. Ook geeft men van de nieuwe processen meestal op dat zij onder druk werken.

Bij het SYNTHANE-proces [42] heeft men het WINKLER-proces tot een tweetrapsproces gemodificeerd. Een reactor met een gefluïdiseerd bed is in twee secties verdeeld. De onderste sectie werkt bij een temperatuur van 950 - 1010° C. De van de bovenste sectie afkomstige kool reageert daar met zuurstof en stoom. Onderaan deze sectie wordt de resterende cokes en de as afgevoerd. In de bovenste sectie, die op een temperatuur van 590° C wordt gehouden, wordt de kool omgezet in cokes, waarbij de vluchtige bestanddelen vrijkomen. Voordat de kool in de lage temperatuursectie kan worden ingebracht, moeten de „bakkende” eigenschappen door een behandeling met stoom en zuurstof worden geëlimineerd.

In het BIGAS-proces [42, 59] gebruikt men de „meesleep”-reactor van Koppers-Totzek in een tweetrapsuitvoering. De onderste reactor werkt bij 1540 °C. Hier reageert de uit de eerste sectie met stoom en zuurstof afkomstige cokes. De hete gassen afkomstig uit de onderste reactor worden samen met poederkool toegevoerd aan de bovenste, die bij 760 - 980° C werkt. Daar wordt de steenkool in cokes omgezet. Samen met de vluchtige bestanddelen uit de kool worden de koolmonoxyde en waterstof die in de eerste sectie gevormd zijn afgevoerd.

Zoals gezegd is de productie van zuivere zuurstof vrij kostbaar. Als men een hoogcalorisch gas wil produceren, is bij autotherme uitvoering van de reactie zuurstof onontbeerlijk. Men heeft daarom ook naar alotherme processen gekeken. In West-Duitsland tracht men kernwarmte voor deze reactie te gebruiken. De constructie van een warmtewisselaar waarin vaste steenkool met stoom en zuurstof moet reageren, lijkt echter nog lastiger dan een warmtewisselaar voor het methaan- of nafta-stoom reformproces.

In de V.S. werkt men aan de ontwikkeling van processen waarbij men de reactiewarmte via vaste-stof-deeltjes of vloeistoffen aan de kool wil overdragen. Het verst ontwikkeld is het CO₂-ACCEPTOR-proces, dat reeds op proefabrieksschaal wordt uitgevoerd [42]. De thermische energie verkrijgt men bij dit proces door een bed van dolomiet (calcium/magnesiumcarbonaat) en cokesdeeltjes met lucht te fluïdiseren. De cokes verbrandt hierbij en het carbonaat dissocieert tot de overeenkomstige oxyden. De hete oxydedeeltjes worden nu naar een gefluïdiseerd bed gevoerd, waarin men onderin stoom leidt en bovenin steenkool toevoert. Vooraf is de steenkool van de meest vluchtige bestanddelen ontdaan. In de reactor wordt de kool in cokes, die voor een deel met stoom tot koolmonoxyde en waterstof reageert, omgezet. De thermische energie die hiervoor nodig is, wordt gedeeltelijk door de voelbare warmte van de oxyden geleverd en gedeeltelijk door de warmte vrijkomend bij reactie der oxyden met de in de reactor gevormde kooldioxyde. Doordat de temperatuur in de reactor niet extreem hoog is, verloopt ook de reactie (7) merkbaar. Samen met de niet omgezette cokes worden de met kooldioxyde beladen oxydedeeltjes naar de verbrandingsreactor gevoerd.

Dit proces lijkt op het katalytisch kraakproces dat ook in gefluïdiseerde bedden wordt uitgevoerd. De voor de endotherme kraakreactie benodigde thermische energie wordt, door in een tweede reactor de op de katalysator afgezette kool

met lucht te verbranden, verkregen. Interessant is ook de benutting van de reactiewarmte der oxyden met kooldioxyde. Dat men geen zuiver zuurstof nodig heeft is een groot voordeel. Dat dit proces waarschijnlijk alleen maar geschikt is voor reactieve koolsoorten, zoals bruinkool is een nadeel. Met minder reactieve kool is de conversie in de stoomreactor mogelijk te laag. Ook is het niet zeker of het dolomiet voldoende slijtvast is om in een gefluïdiseerd bed te worden gebruikt.

Union Carbide en Battelle werken aan een proces dat veel overeenkomst met het CO₂-ACCEPTOR-proces vertoont [42]. Ook in dit proces gebruikt men twee afzonderlijke reactoren met gefluïdiseerde bedden. In het eerste gefluïdiseerde bed laat men steenkool met lucht reageren. Men laat in het onderste deel van de reactor de temperatuur zo hoog oplopen dat de asdeeltjes tot grotere agglomeren. Deze hete asdeeltjes leidt men naar de tweede reactor, waaraan steenkool en stoom worden toegevoerd. Een deel van de geagglomereerde asdeeltjes wordt teruggevoerd naar de verbrandingsreactor, terwijl de rest wordt afgevoerd. In de vijftiger jaren hadden Lurgi en Ruhrgas A.G. reeds een dergelijk proces ontwikkeld en op proeffabrieksschaal toegepast [53]. Men gebruikte gesinterde aluminiumoxyde bolletjes (diameter 10-12 mm) om de thermische energie over te dragen. Gedurende dit proces zakten deze langzaam in de lange reactor naar beneden.

Bovenin wordt fijn verdeelde steenkool aan de inkomende stroom kogeltjes van aluminiumoxyde toegevoegd en gedeeltelijk met lucht geoxydeerd. Door de reactiewarmte worden de oxydedeeltjes en de kool sterk verhit. In het onderste deel van de reactor wordt stoom ingeblazen. Daar ontstaat koolmonoxyde en waterstof dat onder de verbrandingszone wordt afgevoerd.

Men heeft ook aan vloeistoffen als medium voor warmteoverdracht gedacht. Zo is vroeger aan een proces gewerkt waarbij een gesmolten zout voor de warmteoverdracht wordt gebruikt („MOLTEN SALT“-proces). Daar men niet over een bruikbaar (niet kostbaar) materiaal beschikte dat tegen het sterk corrosieve gesmolten zout bestand was, heeft men dit onderzoek destijds gestopt.

M. W. Kellogg Co. is echter korte tijd geleden weer met dit proces begonnen [60]. Men werkt nu aan een proces waarbij men een gesmolten carbonaat, waarin kooldeeltjes zijn gesuspendeerd, in een reactievat dat in twee delen is verdeeld heeft ondergebracht [42]. Aan de ene kant van de reactor wordt lucht, aan de andere kant stoom in de smelt geleid.

Alle bovenbesproken processen leveren een koolmonoxyde-waterstof mengsel op. De verbruiker krijgt bij verbranding thermische energie. Via de CO-conversie reactie (7) kan men de koolmonoxyde met stoom in waterstof omzetten. De vrijwel zuivere waterstof kan (eventueel na methaniseren) voor de ammoniaksynthese worden gebruikt of bij de hydrogenering van steenkool ingezet worden. Ook kan men de koolmonoxyde tot methaan laten reageren, nadat via een CO-conversie de gewenste koolmonoxyde-waterstof verhouding is ingesteld. Bij de reactie tot methaan komt veel thermische energie vrij. Men moet het grote warmte-effect van reactie (9) trachten te benutten. Daar bij temperaturen rond 450° C het evenwicht nog goed naar de kant van methaan en water ligt, kan men de thermische energie gebruiken om stoom van ongeveer 30 bar te produceren. Daar deze stoom in het proces kan worden gebruikt, wordt het thermisch rendement veel hoger. Aan de uitvoering van de reactor en de thermostabiliteit van de katalysator worden echter hoge eisen gesteld. Toepassing van een gefluïdiseerd katalysatorbed lijkt hier aangewezen. De hiervoor noodzakelijke slijtvaste nikkelkatalysator moet echter nog worden ontwikkeld.

Behalve in methaan kan men het koolmonoxyde-waterstof mengsel ook in vloeibare brandstoffen omzetten. Bij drukken van 100 - 300 bar kan met bepaalde katalysatoren methanol verkregen worden. Het gebruik van de bij deze reactie vrijkomende warmte voor de productie van stoom is reeds ver ontwikkeld. Bij de ontwikkeling van de huidige technische methanol-reactoren is veel aandacht aan de productie van stoom besteed. Het thermisch rendement van de methanol fabricage ligt daardoor betrekkelijk hoog. Aan de toepassing van methanol als energiedrager zijn reeds diverse artikelen gewijd [54].

Een veel bestudeerde reactie van koolmonoxyde en waterstof komt in het FISCHER-TROPSCH-proces voor. Bij deze reactie reageren koolmonoxyde en

waterstof tot vloeibare koolwaterstoffen [56, 57, 58]. De reactie wordt gekatalyseerd door kobalt en ijzer. Hoewel men reeds veel onderzoek naar optimalisering van de katalysator heeft verricht, lijkt het waarschijnlijk dat de deze nog te verbeteren is. Omdat bij hogere temperaturen de vorming van methaan gaat overwegen moet men de temperatuur op 200 - 250 °C houden. Bij deze temperatuur is de vrijkomende reactiewarmte niet goed te benutten. Bij productie van stoom moet de stoomdruk laag blijven, waardoor de stoom niet efficiënt te gebruiken is. Het thermisch rendement van het FISCHER-TROPSCH-proces is daardoor laag (38%) [42]. Elders vermeldt men zelfs een waarde van 31% [52]. Technisch is de afvoer van de reactiewarmte bij deze lage reactortemperatuur moeilijk. In een gefluïdiseerd katalysatorbed is de temperatuur vrij goed in de hand te houden. Een slijt-vaste katalysator, welke voor een gefluïdiseerd bed nodig is, is echter nog niet beschikbaar. In een vast katalysatorbed is de afvoer van de reactiewarmte veel lastiger. Men heeft daarom wel voorgesteld de conversie „per pass” (doorgang door de reactor) laag te houden en het reactiemengsel te recirculeren. (een kostbare oplossing)

Ook denkt men wel aan het werken met een katalysator die in olie is gesuspenderd. De warmte-afvoer is dan goed te realiseren, terwijl de afzetting van wasachtige producten op het katalysator oppervlak wordt tegengegaan.

Het FISCHER-TROPSCH-proces levert in hoofdzaak koolwaterstoffen met rechte koolstofketens op. De klopvastheid (het octaangetal) van de verkregen benzine is hierdoor slecht. Via „reforming”, een proces waarbij de benzine katalytisch wordt geïsomeriseerd, is het octaangetal te verhogen. Daar dit weer thermische energie vergt, wordt het rendement slechter.

Hoewel men reeds aan processen werkt die geen zuivere zuurstof voor de productie van waterstof en koolmonoxyde uit steenkool vergen, is men daarmee nog niet ver gevorderd. Zeker is dat bij productie van een hoog-calorisch gas meer gecompliceerde apparatuur gebruikt zal moeten worden. Wanneer goedkope zuurstof ter beschikking zou staan, zou dit de mogelijkheden der nu reeds op technische schaal gerealiseerde processen veel groter maken. Mede daarom is de ontleding van water in waterstof en zuurstof, hetzij langs electrolytische, hetzij langs thermochemische weg, van belang. Men kan de geproduceerde waterstof aan synthetisch of natuurlijk aardgas toevoegen, of gebruiken voor de hydrogenering van steenkool (zie de volgende paragraaf). De zuurstof kan gebruikt worden om in de huidige installaties waterstof en koolmonoxyde te produceren. Door toepassing van de uit water verkregen zuurstof zal de kostprijs van de waterstof kunnen dalen.

Ook bij het gebruik van kernwarmte kan de ontleding van water een belangrijke rol spelen. Zoals gezegd tracht men de voor de reactie van steenkool met stoom benodigde reactiewarmte aan kernenergie te ontfen. De reactor voor de verwerking van de (vaste) steenkool moet daartoe in de kernreactor ingebouwd worden. Bovendien is de constructie van een goede warmtewisselaar, die temperaturen rond 950° C werkt, moeilijk. Het feit dat aan de kernreactor en daarmee ook aan de steenkoolconverter hoge veiligheidseisen gesteld worden, maakt de installatie kostbaar. Koppeling van een turbine en een elektrische generator aan de kernreactor zal minder moeilijkheden opleveren. De elektrische energie kan zonder moeite naar een dichtbij gelegen electrolyse-eenheid worden getransporteerd. De koolverwerkingsinstallatie is bij de electrolyse-eenheid opgesteld. Het is een voordeel van de laatste werkwijze dat uitsluitend goed bekende processen worden gebruikt. Het thermisch rendement kan echter lager blijven dan dat van een werkwijze waarbij de kernwarmte rechtstreeks bij de kolenvergassing wordt gebruikt.

4 HYDROGENERING VAN STEENKOOL TOT GASVORMIGE EN VLOEIBARE KOOLWATERSTOFFEN

Bij de hydrogenering van steenkool laat men waterstof direct met de steenkool reageren. De vereiste waterstof wordt elders geproduceerd.

Thermodynamisch is directe hydrogenering van steenkool aantrekkelijk. De reactie is exotherm, zodat er geen extra energie behoeft te worden toegevoegd. Om een voldoende hoge reactiesnelheid te krijgen, is echter een hoge temperatuur

nodig; steenkool reageert sneller met zuurstof dan met waterstof. Zowel hydrogenering tot gasvormige als tot vloeibare koolwaterstoffen is mogelijk.

Bij de vraag of men vloeibare of gasvormige koolwaterstoffen gaat produceren is het gebruik van de brandstof van belang. Voor huishoudelijk verbruik zet men steenkool bij voorkeur in SNG om. Het verkregen gas, dat een hoge verbrandingswarmte moet hebben, kan via het aardgasnet getransporteerd en gedistribueerd worden. Voor gebruik in mobiele verbrandingsmotoren is productie van vloeibare koolwaterstoffen aantrekkelijk.

Ook het streven naar de meest economische werkwijze voor het omzetten van steenkool in een brandstof die voor het milieu niet schadelijk is kan bij de keuze gas of vloeistof een rol spelen. Hierbij zijn het waterstofverbruik en de afscheiding van as belangrijk. Daar de productie van waterstof energie (brandstof) kost, is het van belang het waterstofverbruik laag te houden. Qua waterstofverbruik is conversie tot synthetische stookolie het meest aantrekkelijk, daar de productie van stookolie minder waterstof vergt dan die van motorbrandstoffen, terwijl voor gasvormige koolwaterstoffen nog meer waterstof nodig is. Aan de andere kant is afscheiding van de asbestanddelen technisch het meest eenvoudig bij gasvormige koolwaterstoffen. De verwijdering van as uit vloeibare koolwaterstoffen is veel lastiger. Dit geldt temeer als de hydrogenerings-katalysator uit de asrest moet worden teruggewonnen.

In dit kader is de waterstofprijs belangrijk. Indien waterstof tegen lage kosten beschikbaar is, zal men uit technologisch oogpunt voor de productie van SNG kiezen. Bij duurdere waterstof zal men eerder tot productie van vloeibare koolwaterstoffen overgaan. Men moet dan wel een goede oplossing voor de afscheiding van as en katalysator vinden.

Voor de hydrogenering van steenkool tot synthetisch aardgas (SNG) zijn twee processen opgezet. De beide processen, die op het ogenblik in proeffabrieken (capaciteit 3 ton per h) worden uitgevoerd, zijn vrijwel identiek. Het Institute of Gas Technology (IGT) werkt aan het HYGAS-proces [42]. Evenals bij het SYNTHANE-proces tracht men de reactie in een gefluïdiseerd bed met waterstof en steenkool in tegenstroom uit te voeren. Ook bij dit proces gebruikt men twee in serie geschakelde „fluid bed” reactoren; de bovenste reactor werkt bij 650° C en de onderste bij 927° C. De waterstofdruk is 68-102 bar. De waterstof wordt in de onderste reactor geleid, terwijl de steenkool aan de bovenste reactor wordt toegevoerd. In de bovenste reactor vervluchtigen de lichte koolwaterstoffen uit de kool, terwijl het meest reactieve deel van de kool met waterstof tot methaan reageert. Het minder reactieve deel van de kool reageert in de onderste reactor tot methaan. Bruinkool is reactief en reageert reeds bij 750° C met waterstof, terwijl steenkool pas bij 950° C reageert. Niet reactieve poedercokes en as wordt uit de onderste reactor afgevoerd. Deze overblijvende cokes gebruikt men voor de bereiding van de in het proces noodzakelijke waterstof.

Hiervoor heeft het IGT drie verschillende processen ontwikkeld. Naast de reactie van de overblijvende cokes met zuurstof en stoom, beschikt men over een proces waarbij stoom met ijzer reageert en over een proces waarbij de voor de reactie vereiste energie langs elektrische weg wordt verkregen. Het proces met ijzer is vroeger op grote schaal toegepast. Bij 550° C reageert stoom met ijzer; terwijl het ijzer tot magnetiet wordt geoxydeerd, komt waterstof vrij. Met lucht wordt de cokes in koolmonoxyde omgezet, waarmee het magnetiet bij 800 °C wordt gereduceerd.

In de V.S. werkt het Bureau of Mines aan het HYDRANE-proces [42]. Ook bij dit proces verloopt de reactie tussen waterstof en kool in twee reactoren. Het gas uit de onderste reactor wordt gebruikt om de steenkool in de bovenste van de vluchtige bestanddelen te ontdoen. De kool uit de bovenste reageert in de onderste reactor bij ca. 900° C met waterstof. Het proces levert SNG op met 80% methaan bij een druk van 140 bar [52].

Zoals gezegd is bij de verwerking van steenkool tot vloeibare koolwaterstoffen het waterstofverbruik lager. Voor de tweede wereldoorlog is men in Duitsland met de productie van motorbrandstoffen uit steenkool begonnen. Naast het FISCHER TROPSCH-proces paste men de directe hydrogenering van steenkool toe. Voor-

namelijk werd het van Bergius afkomstige proces gebruikt, waarbij in de eerste processtap 5 à 6 gew. % waterstof door de kool wordt opgenomen. Ongeveer 85% van alle synthetische motorbrandstof is gedurende de oorlog in Duitsland volgens dit proces gefabriceerd. Nadat in de vijftiger jaren, doordat aardolie ruim beschikbaar was, alle onderzoek aan het proces was gestopt, heeft men, toen de energiecrisis zich begon af te tekenen, het onderzoek hervat. Recent ontwikkelde versies van het BERGIUS-proces zijn het H-COAL- en het SYNTHOIL-proces.

Naast het BERGIUS-proces voerde de I.G. in de twintiger jaren het UHDE-proces uit, dat sterk op het POTT-BROCHE-proces lijkt. De kool neemt hierbij 1 à 2% waterstof op en lost daarbij op in een reactieproduct dat gerecirculeerd is. Thans werkt men aan het PAMCO- en het SRC- („solvent refined coal") proces, varianten op het UHDE-proces.

In 1921 voerde Bergius de eerste continue hydrogenering van steenkool uit [61]. Om de kool continu aan de hoge druk reactor te kunnen toevoeren, werd de fijn-gemalen kool met olie gemengd („Sumpffase"). De conversie van de kool bleef echter te gering om een technisch proces mogelijk te maken. Pas toen Pier (I.G.) in 1924 zwavelbestendige katalysatoren had ontdekt (oxyden en sulfiden van wolfram, molybdeen, kobalt en ijzer), kon men aan de realisatie van het proces op technische schaal gaan denken. Pier constateerde dat het proces slechts in twee stappen goed is uit te voeren. Doordat bestanddelen uit de as de katalysator vergiftigden, bleef de mate waarin de kool in de eerste fase gehydrogeneerd kon worden beperkt. Daarom werd de steenkool in de „Sumpffase" tot een zware olie gehydrogeneerd. Na afscheiding van de as kan men de olie in de gasfase over een vast katalysatorbed verder hydrogeneren.

De moeilijke terugwinning van de katalysator uit de as liet men bij het BERGIUS-proces achterwege. Tot 1934 voegde men 0,06% molybdeenzuur als katalysator aan de kool toe. Later werd as uit de Winkler-generator als drager voor het molybdeenzuur gebruikt. Na 1934 gebruikte men ijzer als katalysator in de „Sumpffase", wat veel goedkoper is. Men gebruikte 1,3% $\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ of 1,5 - 2% van het residu dat bij de bauxiet-zuivering volgens het BAYER-proces ontstaat. Voor de hydrogenering in de gasfase gebruikte men eerst een molybdeenoxoxyde, vervolgens zinkoxyde op magnesiumoxyde en later wolfraamsulfide als katalysator. Deze laatste bleek het meest geschikt.

De hydrogenering in de „Sumpffase" geschiedde bij 450 - 500° C. De vereiste waterstofdruk hangt van de reactiviteit van de kool af; voor bruinkool is een druk van 200 - 300 bar nodig, terwijl antracietachtige kool een waterstofdruk van niet minder dan 500 - 700 bar vergt. Deze extreme condities stellen hoge eisen aan de apparatuur, waardoor de investeringen hoog zijn. Het proces zette waterstofarme steenkool in aromaatrijke benzine om; bruinkool leverde meer paraffinische koolwaterstoffen. De thermische efficiëntie van het proces was ca. 55%.

Doordat de katalysator die in de „Sumpffase" werd gebruikt weinig actief was, moest de apparatuur voor hoge drukken en temperaturen geschikt zijn. De investeringen waren daardoor hoog. Samen met het hoge waterstofgebruik werd hierdoor het verkregen vloeibare koolwatermengsel te duur om een economisch verantwoord proces mogelijk te maken. Het onderzoek is daarom vooral op een verlaging van eisen tijdens de eerste fase van de hydrogenering gericht.

Hydrocarbon Research Inc. werkt aan de ontwikkeling van het H-COAL-proces [42, 50]. Dit proces werd oorspronkelijk voor de verwerking van aardolie-residuen ontwikkeld. Vergeleken met het BERGIUS-proces is de waterstofdruk laag; men hydrogeneert bij 450° C met een waterstofdruk van 190 bar. Terwijl bij het BERGIUS-proces drie tot vier reactoren nodig waren, hydrogeneert men bij het H-COAL-proces in één enkele reactor. Desondanks bereikt men een hoge conversie; meer dan 90% van de steenkool wordt geconverteerd, meer dan 75% hiervan is vloeibare koolwaterstof.

Het gebruik van één reactor en van een betrekkelijk lage waterstofdruk is mogelijk doordat een actieve katalysator wordt toegepast, namelijk een kobaltmolybdaat katalysator. Daar deze katalysator reeds eerder voor de ontzwaveling van aardoliefracties ontwikkeld is, is deze al ver geoptimaliseerd. De katalysator is te duur om met de as af te voeren. In het H-COAL-proces gebruikt men daarom een speciale reactor. Een suspensie van fijn-gemalen kool in olie wordt binnen de reactor

met zodanige snelheid gerecirculeerd dat de wat grotere katalysatordeeltjes op een bepaald niveau in de reactor blijven zweven. Aan dit gefluïdiseerde bed van katalysatordeeltjes wordt continu katalysator toegevoegd en onttrokken. Onderin de reactor voert men de koolsuspensie toe, terwijl bovenin waterstof en lichte koolwaterstoffen worden afgevoerd. Na zuivering wordt de waterstof gerecirculeerd. Boven het niveau waar de katalysatordeeltjes zweven, onttrekt men vloeistof aan de reactor waarin asdeeltjes en niet omgezette kooldeeltjes voorkomen. Een groot probleem bij dit proces is de afscheiding van de niet-omgezette kool en de as van de vloeistof. Hoewel men hydrocyclonen, centrifuges, magnetische afscheiding en filters heeft beproefd, geeft vacuümdestillatie nog het beste resultaat. Zelfs dan is het niet mogelijk meer dan ongeveer 70% van de synthetische ruwe olie af te scheiden. Het omzetten van het destillatie-residu in cokes is lastig. De verkregen cokes wordt voor de bereiding van waterstof gebruikt.

Zoals gezegd neemt de steenkool bij dit proces 5 à 6 gew. % waterstof op. Indien het product verder tot benzine moet worden gehydrogeneerd, is nog meer waterstof nodig. De installatie voor de productie van waterstof vraagt nogal veel investeringen. Bij de hydrogenering tot benzine is de cokes onvoldoende voor de vereiste hoeveelheid waterstof. Men moet dan de verkregen lichte koolwaterstoffen, die op andere wijze goed toepasbaar zijn, voor de productie van waterstof gebruiken. Overigens is het proces erg aantrekkelijk; het katalysator-verlies is gering, terwijl het thermisch rendement 70% is (BERGIUS 55%).

Het SYNTHOIL-proces [42, 52], waaraan het Bureau of Mines werkt, gebruikt ook kobaltmolybdaat als katalysator. Men tracht hier, evenals bij het H-COAL-proces, de investeringen laag te houden door bij relatief milde reactiecondities te werken en de specifieke capaciteit (capaciteit per volume-eenheid reactor) zo hoog mogelijk te maken. De waterstofdruk bij dit proces is 136 - 272 bar en de temperatuur 427 °C [42]. In [52] geeft men als reactiecondities 280 bar en 450 °C.

Eén van de voorwaarden om een hoge reactiesnelheid te krijgen is het gebruik van een actieve katalysator, welke tot een hoge chemische reactiesnelheid leidt. Bovendien is voor een hoge „overall” reactiesnelheid ook een snel transport van de reactanten en de reactieproducten van en naar het katalysatoroppervlak nodig. In een driefasen systeem (vloeistof - vast - gas) is een hoge transportsnelheid moeilijk te bereiken. In het SYNTHOIL-proces komt men tot een hoge transport-snelheid door een heftige turbulentie van de waterstof en de koolsuspensie. Daartoe wordt de waterstof en de koolsuspensie met een hoge lineaire snelheid door een buisreactor, waarin een vast katalysatorbed aanwezig is, gevoerd. In een proefreactor heeft men bij een verblijfsduur van de kool van slechts 2 min een voldoende hoge conversie verkregen.

Het is te verwachten dat de in de aardolie-industrie opgedane technologische ervaring en know how op het gebied van de katalysatorfabricage een hoge specifieke capaciteit mogelijk zullen maken. De reactiecondities zullen hierbij ook niet extreem zijn. Dit maakt dat de noodzakelijke investeringen veel lager zullen zijn dan die voor het klassieke BERGIUS-proces. Daarnaast moet dan nog in de waterstofbehoefte worden voorzien. Voor de productie van een mengsel van vloeibare koolwaterstoffen dat in benzine is om te zetten of dat in een raffinaderij verwerkt kan worden is het waterstofverbruik noodzakelijkerwijs hoog. Wanneer men steenkool alleen in een zwavel- of asvrije vloeibare brandstof (stookolie) wil omzetten kan het waterstofverbruik lager blijven.

Via het SYNTHOIL-proces heeft men uit een steenkoolsoort met 5,5% zwavel een stookolie met 0,2 tot 0,4% zwavel verkregen. Het verbruik van waterstof was nu slechts 2,3%, terwijl de thermische efficiëntie 75 - 78% was. Ook het H-COAL-proces heeft men voor de productie van zwavelarme stookolie toegepast. Daar de steenkool minder waterstof behoeft op te nemen, kan men de capaciteit van de installatie vergroten (men kan de „space velocity” sterk opvoeren). Het waterstofverbruik daalt tot tweederde van de hoeveelheid die normaal nodig is.

Andere processen zijn specifiek op het oplossen van de kool onder verwijdering van de zwavel en de stikstof gericht. Na het oplossen kan de as van de kool gescheiden worden. Zoals boven gezegd zijn er twee van dergelijke processen in ontwikkeling. Eén van deze processen staat onder de namen „PROJECT GAS-OILINE” [42] of „PAMCO” [52] bekend. Nadat Gulf-Spencer in 1962 - 1965 aan dit

proces had gewerkt, werd het later aan Pittsburgh and Midway Coal Mining overgedragen, vandaar de benaming PAMCO-proces. De steenkool wordt eerst door een lichte hydrogenering in olie opgelost en van as en niet-omgezette kool gescheiden. De vloeistof wordt daarna in een reactor met een gefluïdiseerd katalysatorbed verder gehydrogeneerd. Het afscheiden van de as levert hier ook grote problemen op. De hoge temperatuur filters werkten nooit bevredigend, terwijl bij scheiding met cyclonen het product meer as en zwavel bevatte dan gewenst is.

De bovenstaande beschrijving laat zien dat er voor de conversie van steenkool met waterstof goede processen beschikbaar zijn. Het ontwikkelingswerk is al vrij ver gevorderd. Zowel de productie van gasvormige als van vloeibare koolwaterstoffen is mogelijk. Het is erg lastig de voor- en nadelen der verschillende processen te overzien. De indruk bestaat dat de processen die tot gasvormige producten leiden minder investeringen vergen. Anderzijds is voor de conversie tot gas veel meer waterstof nodig dan voor de productie van synthetische stookolie.

5 DE ECONOMIE VAN DE STEENKOLVEREDELING

5.1 Conventionele energieopwekking en steenkoolveredeling

Tot nu toe berust de energievoorziening in Nederland praktisch geheel op fossiele brandstoffen. Ongeveer 95% wordt uit aardolie en aardgas en circa 5% uit steenkool geproduceerd.

Als gevolg van het steeds moeilijker bereikbaar worden van de nog aanwezige voorraden zullen de exploratie- winnings- en transportkosten van vooral aardgas en aardolie en – zij het in veel mindere mate – van steenkool toenemen. Het valt dan ook te voorzien dat althans de uit aardgas en aardolie gewonnen energie zó duur zal worden, dat men in toenemende mate van andere bronnen gebruik zal gaan maken.

De daarvoor noodzakelijke nieuwe processen en installaties zijn ten dele reeds toepasbaar (b.v. kernenergie), ten dele bevinden zij zich nog in een vroeg stadium van ontwikkeling (b.v. wind- en zonne-energie).

Om een inzicht te krijgen in een in de toekomst te verwachten verdeling van het gebruik van de verschillende energiebronnen is een prognose van de ontwikkeling van de prijzen der daaruit gewonnen thermische energie van belang. Een dergelijke prognose is gepubliceerd [7]. Een vergelijking van deze prijzen voor de periode 1975 - 1980, met behulp van gegevens uit deze publicatie berekend, is in tabel A4-1 opgenomen.

Uit deze tabel valt de verwachting af te lezen dat uit fossiele brandstoffen gewonnen thermische energie voorshands aanmerkelijk goedkoper zal blijven dan die welke uit waterstof of electriciteit, beide energiedragers waarin zowel kern- als eventuele windenergie primair moeten worden geconverteerd, wordt geproduceerd. Daarom zullen de prijzen van fossiele brandstoffen nog sterk moeten stijgen alvorens hun vervanging uit economisch oogpunt aantrekkelijk wordt.

Een dergelijke prijsstijging is op iets langere duur als gevolg van de beperkte voorraden voor aardolie en aardgas zeker te verwachten. De steenkoolvoorraden zijn nog voor lange tijd toereikend zodat, uit dien hoofde, geen of althans geen sterke prijsstijgingen gevreesd hoeven te worden.

Zoals eerder in deze paragraaf is uiteengezet is het wenselijk steenkool in de gemakkelijk te distribueren gas- of vloeistoffase om te zetten. Het thermisch rendement van conversie in gasvormige koolwaterstoffen is ongeveer 70%; bij de moderne processen voor omzetting in vloeibare koolwaterstoffen ligt dit rendement eveneens rond de 70%. Men verwacht dan ook dat de prijzen van thermische energie uit synthetische vloeibare koolwaterstoffen niet sterk van die uit gasvormige koolwaterstoffen af zullen wijken. Op grond van technologische factoren zal de omzetting in gas echter de voorkeur verdienen.

Tabel A4-1. Kostprijs thermische energie uit stookolie, aardgas, steenkool en kernwarmte

Bron 1)	prijs grondstoffen			kostprijs thermische energie in guldens per Gcal		
	1974	1975 - 1980	1985	1974	1975 - 1980	1985
Stookolie (35% S) in guldens/ton (11.250 kcal/kg)	175			15,56		
		200 - 250			17,78 - 22,22	
			175 - 200			15,56 - 17,78
Stookolie (1% S) in guldens/ton (11.250 kcal/kg)	200			17,78		
		225 - 275			20,00 - 24,44	
			200 - 225			17,78 - 20,00
Aardgas in guldens/1000 Nm ³ (8400 kcal/Nm ³)	169			20,12		
		206 - 252			24,52 - 30,00	
			183 - 206			21,79 - 24,52
Steenkool 2) in guldens/ton (7000 Gcal/kg)	97			13,93		
		125 - 157			17,86 - 22,50	
			112 - 125			16,07 - 17,86
Kernwarmte in guldens/Gcal		8 - 10		34,83 3) 36,42 - 46,35 4) 45,08 - 57,74 5)		

1) Hoewel de hierin gegeven prijzen aanzienlijk hoger zijn dan de in 4.2 genoemde, worden deze prijzen toch aangehouden. In dit stadium is het niet mogelijk een betrouwbare raming van de toekomstige prijzen te geven

2) uit V.S.

3) via electriciteit

4) via waterstof (bovenste verbrandingswaarde)

5) via waterstof (onderste verbrandingswaarde)

De invloed van de prijs van de steenkool — uitgaande van constante vaste kosten van *f* 10,— per Gcal en een thermisch rendement van 70% — op de prijs van thermische energie uit SNG is in onderstaande tabel weergegeven.

Tabel A4-2. Kostprijs SNG uit steenkool

Periode	prijs steenkool <i>f</i> /ton	variabele kosten <i>f</i> /Gcal	vaste kosten <i>f</i> /Gcal	totaal <i>f</i> /Gcal
Begin 1974	97,50	19,89	10,00	29,89
1975-1980	125,00-157,50	25,50-32,13	10,00	35,50-42,13
1985	112,00-125,00	22,85-25,50	10,00	32,85-35,50

Bij vergelijking van de aldus verkregen kostprijzen met die uit tabel A4-1 blijkt de prijs van conversie van steenkool in SNG hoog te zijn, n.l. *f* 16,— à *f* 20,— per Gcal. De prijs van energie uit SNG ligt veel dichterbij die van energie uit kernwarmte dan de prijs van energie uit aardgas en aardolie. Overigens is te verwachten dat verdere optimalisering der processen de conversiekosten omlaag zal brengen.

Voor de periode van 1975 - 1980 wordt de gemiddelde prijs van thermische energie op basis van waterstof (bovenste verbrandingswaarde) $\pm 6\%$ en die op basis van waterstof (onderste verbrandingswaarde) $\pm 32\%$ hoger geschat dan die van energie uit SNG. Daarbij is dan uitgegaan van een electriciteitsprijs van *f* 0,03 — die overigens door sommigen te laag wordt geacht — zie tabel A4-3.

Indien men echter in de toekomst de energievoorziening uitsluitend op synthetische koolwaterstoffen, dus op steenkool, zou baseren, komt West-Europa in een sterk afhankelijke positie te verkeren. Mede daarom zal men niet van het bouwen van installaties voor kern- en (in de toekomst wellicht ook) windenergie afzien, maar deze baseren op een situatie waarin niet alleen aardgas en aardolie maar ook steenkool niet in voldoende mate beschikbaar zijn. Deze installaties zullen echter zolang steenkool wel tegen economisch aanvaardbare prijzen beschikbaar is niet volledig op economisch rendabele wijze gebruikt kunnen worden.

Tabel A4-3. Vergelijking gemiddelde kostprijzen thermische energie uit diverse bronnen in de periode 1975 - 1980

Energiebron	via	guldens per Gcal
Aardgas	—	27,26
Stookolie	—	21,11
Steenkool	—	20,18
Steenkool	SNG	38,82
Kernwarmte	electriciteit	34,83
Kernwarmte	waterstof	41,39 *
		51,41 **

* bovenste verbrandingswaarde

** onderste verbrandingswaarde

Daar echter bij de ontleding van water twee gassen ontstaan, die als grondstof bij de conversie van steenkool onontbeerlijk zijn, n.l. waterstof en zuurstof, is het zinvol om na te gaan of een waterontledingsinstallatie met een steenkoolverwerkingsinstallatie gecombineerd kan worden. In dat geval zou n.l. de nog niet benutbare capaciteit van de nu reeds te bouwen water electrolyse-installatie gebruikt en daarmee rendabel gemaakt kunnen worden.

5.2 De combinatie van een waterontledingsinstallatie met een steenkoolverwerkingsinstallatie

Het thermisch rendement bepaalt in sterke mate de variabele kosten bij de conversie van steenkool in gasvormige of vloeibare energiedragers. In de onderstaande tabel zijn de in de literatuur gepubliceerde thermische rendementen voor de verschillende processen samengevat. Het thermisch rendement van de vergassingsprocessen is ongeveer 70%. In dit opzicht is er geen duidelijk verschil tussen oxydatie en hydrogenerende processen. Bij de thermodynamische beschouwing van het rendement van het FISCHER-TROPSCH-proces bleek reeds dat dit proces ongunstig is. In de praktijk wordt dit bevestigd; het rendement is 31-38%. Hoewel het thermisch rendement van het BERGIUS-proces hoger is, blijft het lager dan dat van de andere processen. Het H-COAL-proces en de methanol fabricage hebben een rendement dat niet merkbaar lager is dan dat van de vergassingsprocessen. Bij de berekening is voor alle hier genoemde processen van een thermisch rendement van 70% uitgegaan.

Tabel A4-4. Thermisch rendement van steenkoolveredelingsprocessen

Proces	thermisch rendement	
Vergassingsprocessen:		
Oxydatief:		
LURGI	70% [42]	65-70% [50]
WINKLER	75% [42]	55-75% [52]
KOPPERS-TOTZEK	77% [42]	
Hydrogenerend:		
HYGAS		
HYDRANE	70% [7]	70-80% [52]
Productie vloeibare koolwaterstoffen:		
FISCHER-TROPSCH	31% [52]	38% [42]
BERGIUS	55% [42]	
H-COAL	70% [50]	
METHANOL	60-67% [42]	

Van de meeste besproken processen zijn de vereiste investeringen alleen globaal te schatten. Hiervoor zijn drie redenen op te geven. Er zijn meestal nog geen technische installaties gebouwd, waarmee gebruikservaring is opgedaan. Verder is het een ervaringsfeit dat tijdens de ontwikkelingsfase van processen de investeringskosten te laag worden opgegeven. Tenslotte wordt de milieuwetgeving strenger waardoor er steeds meer kostbare voorzieningen moeten worden getroffen om milieuverontreiniging te voorkomen. Uit de grote onderlinge verschillen blijkt hoe onzeker de ramingen zijn. Perry [50] geeft niet minder dan 8 schattingen voor het LURGI-proces. Voor een nieuw te bouwen grote SNG installatie volgens Lurgi is de recente raming \$ 500 · 10⁶.

In tabel A4-5 wordt de kostprijs van de, volgens het FISCHER-TROPSCH- en het H-COAL-proces, uit steenkool gefabriceerde vloeibare koolwaterstoffen vermeld. Voor het FISCHER-TROPSCH-proces nemen we een thermisch rendement van 35% aan. Dat houdt in dat per Gcal 0,41 ton steenkool nodig is. Bij het H-COAL-proces rekenen we met een thermisch rendement van 70%. De volgens het FISCHER-TROPSCH-proces verkregen energie blijkt erg kostbaar te zijn. Vooral het slechte thermische rendement beïnvloedt de kostprijs nadelig. Het H-COAL-proces levert energie tegen kostprijzen die binnen de onzekerheidsmarge overeenkomen met die van SNG. Op dit ogenblik lijkt de conversie tot vloeibare koolwaterstoffen economisch dus net zo aantrekkelijk als de conversie in SNG.

Tabel A4-5. Kostprijs vloeibare koolwaterstoffen uit steenkool

Periode	prijs steenkool f/ton	FISCHER-TROPSCH			H-COAL		
		vaste kosten f/Gcal	variabele kosten f/Gcal	totale kosten f/Gcal	vaste kosten f/Gcal	variabele kosten f/Gcal	totale kosten f/Gcal
1974	97,50	15,33	39,80	55,13	8,25	19,89	28,14
1975 - 1980	125,00 - 157,50	15,33	51,02 - 64,29	66,35 - 79,62	8,25	25,50 - 32,13	33,75 - 40,38
1985	112,00 - 125,00	15,33	45,71 - 51,02	61,04 - 66,35	8,25	22,85 - 25,50	32,10 - 33,75

Aangenomen dat waterstof – verkregen via waterelectrolyse – voor de omzetting van steenkool in vloeibare koolwaterstoffen in b.v. het H-COAL-proces gebruikt zou gaan worden, impliceert dit het aan elkaar „koppelen” van diverse, zeer grote, installaties. Een eerste verkenning – op basis van investeringskosten – lijkt hier op zijn plaats om de „haalbaarheid” van het een en ander te onderzoeken. Uiteraard is slechts een globale aftasting mogelijk.

Een H-COAL installatie met een capaciteit van $91,8 \cdot 10^3$ Gcal per dag kost $f 362,5 \cdot 10^6$. Deze fabriek heeft een waterstof toeleveringsinstallatie met een capaciteit van $4,63 \cdot 10^5$ Nm³ H₂ per uur nodig.

Voor deze toelevering is een Lurgi installatie geschikt. Het LURGI-proces heeft echter, zoals besproken, zuurstof nodig om uit kolen waterstof te maken. Het liefst werkt men met zuivere zuurstof daar het gebruik van lucht problemen schept (stikstof). De zuurstofinstallatie van het LURGI-proces (capaciteit $63 \cdot 10^3$ Gcal per dag) kost $f 112 \cdot 10^6$ bij levering van $1,773 \cdot 10^5$ Nm³ O₂ per uur. Deze waterstof-zuurstof installatie kost dan in totaal $f 474,5 \cdot 10^6$.

Voor het ALLIS-CHALMER-proces bleken de investeringskosten (zie 4.3) $f 920$ per Nm³ H₂ per uur te zijn; voor de levering van bovengenoemde $4,63 \cdot 10^5$ Nm³ H₂ per uur betekent dit een totale investering van $f 424 \cdot 10^6$. Deze installatie levert tevens zuurstof en wel $2,31 \cdot 10^5$ Nm³ O₂ per uur en zou dan ook bijzonder geschikt zijn om een steenkoolinstallatie van zowel zuurstof als waterstof te voorzien. Daarmede zou dan een onrendabele top van de electrolyse installatie rendabel gemaakt worden.

Het lijkt er dus op dat gebruik van een waterelectrolyse installatie een geringere investering zou vergen.

III Opslag

