

Nr:

## Laboratorium voor Chemische Technologie

Verslag behorende  
bij het fabrieksvoorontwerp  
van

B.T.J. Jaski en M.D. van Weele

onderwerp:

Synthesegasbereiding voor een

methanolfabriek.

opdrachtdatum: nov '71

verslagdatum: mrt '72

SYNTHESE GAS BEREIDING VOOR

EEN METHANOLFABRIEK

Fabrieksvoorontwerp,  
T.H.-Delft,  
Afdeling Chemische Technologie.  
Maart 1972.

B.T.J. Jaski,  
M.D. van Weele.

## INHOUD

	<u>Blz.</u>
I. Samenvatting	1
II. Inleiding	2
III. Uitgangspunten voor het ontwerp	3
IV. Bepaling van de reactie omstandigheden	4
V. Bepaling van de capaciteit	5
VI. Berekeningen betreffende massa- en warmtestromen van het voorontwerp	5
VII. Berekening fluide bedden	9
VIII. Dimensionering fluide bedden	12
IX. Diskussie en nader te onderzoeken punten	12
X. Literatuurlijst	16

## BIJLAGEN

- E1. Lijst van identificers behorende bij rekenprogramma BR (zie ook bijlagen E2-E4)
- E2. Plaats van identificers (behalve van fluide bed) in geschematiseerd flow-diagram
- E3. Algol voor rekenprogramma BR
- E4. Rekenresultaten BR: berekening van het gehele proces, zonder dimensionering en werktuigbouwkundige uitwerking
- F. Flow diagram van het proces
- G. Massa en warmtebalans
- H. Uitwerking processtromen naar massa en warmte per component
- K. Gegevens van de katalysator
- L. Warmtegeleidingscoëfficiënten en viscositeiten van de componenten bij verschillende temperaturen
- M. Gegevens van de warmtedrager

## LIJST VAN SYMBOLEN

$C_p$	=	soortelijke warmte bij konstante druk
$D$	=	diameter reaktoren
$d_p$	=	diameter katalysator deeltjes
$d_{pc}$	=	diameter corundum deeltjes
$G_{kat}$	=	gewicht van de katalysator
$G_{cor}$	=	gewicht van de corundum deeltjes
$G^0$	=	vrije vormingsenthalpie bij 1 atm.
$\Delta H$	=	verschil in enthalpie
$\Delta H^0$	=	idem bij 1 atm.
$\Delta H_f$	=	verschil in enthalpie bij vormingsreactie
$H_0$	=	hoogte van het kat.bed in de reaktoren
$h_p$	=	warmteoverdrachts-coëfficiënt
$k_g$	=	warmtegeleidings-coëfficiënt
$L/D$	=	verhouding hoogte en diameter van de fluide bedden
$M$	=	verhouding van het aantal mol. stoom en het aantal mol. koolstof in de voeding
$M_i$	=	mol.massa van component i
$Nu$	=	kental van Nusselt
$P$	=	totaal druk in atm.
$p$	=	partiaalspanning
$Pr$	=	kental van Prandtl
$R$	=	gaskonstante
$Re$	=	kental van Reynolds
$S.V.$	=	space velocity in vol.kat. per uur
$T$	=	temperatuur
$U_{(lin)}$	=	liniare gassnelheid
$V_{kat}$	=	volume van de katalysator
$y_i$	=	molfractie van component i
$\epsilon$	=	porositeit
$\Phi$	=	vormfaktor van de katalysator
$\eta$	=	viscositeit van gas en/of gasmengsel
$\xi$	=	omzettingsgraad

De dimensies van bovengenoemde symbolen blijken steeds uit de context.



## I. SAMENVATTING.

Dit voorontwerp is een voortzetting van het voorontwerp van Margherita en De Bruijn, de bereiding van synthese-gas voor een methanolfabriek in een fluide bed reaktor. Dit geënt op het lage druk methanolproces in 1966 gestart door I.C.I. (50 atm., 250°C.). Echter de invoer van de vereiste hoeveelheid reaktiewarmte in de reaktor en de daarmee samenhangende temperaturen en drukken werd op een andere manier benaderd. In plaats van recirculatie van de katalysatordeeltjes werd een andere warmtedrager gebruikt, welke circuleerde tussen een verhitter en de reaktor.

Met gebruik van rekenprogramma's door Margherita en De Bruijn ontwikkeld zijn met aardgas als voeding bij variërende temperatuur en stoom/methaanverhouding (M) de druk en de evenwichts-samenstellingen berekend.

De samenstellingseis voor het synthese-gas was hier ook :

$$(H_2) : (CO + 1.5 CO_2) = 2.1$$

Met CO<sub>2</sub> suppletie voor de reaktor werden de gekozen reaktiekondities:

- CO<sub>2</sub> invoer voor de reaktor
- temp. 1000°C.
- druk 57.9 atm.
- stoom/methaan verhouding 3

De samenstelling van het synthese-gas is dan:

$$CH_4/CO_2/CO/H_2/N_2 = 2.00/ 8.35/ 19.19/ 66.60/ 3.87$$

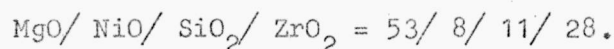
In navolging van Margherita en De Bruijn werd een rekenprogramma (algol op I.B.M. 360) ontwikkeld om het proces qua warmte en massa-stromen vast te leggen.

Er werd tevens optimalisatie van warmtewisselaars betracht en andere inzichten, o.a. wat betreft gebruik van warmte in generator rookgas, werden ingevoerd.

De berekeningen van de fluide bedden van zowel warmtedrager als van katalysator zijn eveneens in dit rekenprogramma opgenomen.

De resultaten en de berekeningen zijn in bijlagen opgenomen.

De samenstelling van de katalysator was:



De deeltjes-grootte lag tussen 300 en 600  $\mu$

De circulerende warmtedrager bestond uit corundumpareltjes.

Ze bevatten tenminste 96 gew.%  $\text{Al}_2\text{O}_3$  en hebben een verwekingspunt van 1700-1800 °C.

## II. INLEIDING.

Aangezien dit ontwerp een voortzetting is van het ontwerp van Margherita en De Bruijn leek het ons zinloos de inleiding en verschillende principiële berekeningsmethoden te kopiëren. Daar dezelfde verslagindeling werd aangehouden werd volstaan met verwijzingen naar hun verslag met aantekening van eventuele aanvullingen en veranderingen.

Ten aanzien van de scherpe prijsdalingen op de methanolmarkt en de daaruit voortvloeiende eis voortdurend goedkoper methanol te produceren is het noodzakelijk ook de kosten van de synthese-gas bereiding te drukken. In dit verband moet genoemd worden, dat volgens litt. bij verbetering van het proces het belangrijkste probleem, verhoging van de intensiteit van hittetoevoer aan de reactie-zone, nog niet opgelost was. Een van de oplossingen voor dit probleem is het gebruik van een circulerende katalysator welke ook dient als warmtedrager.

Dit concept hebben Margherita en De Bruijn gebruikt. Echter de katalysator is dan afwisselend onderworpen aan oxidatie en reductie onder hoge temperatuurgradiënten. Dit zal onvermijdelijk resulteren in aanzienlijke katalysator verliezen.

Het veronderstelde stoom reforming proces is gebaseerd op het gebruik van het bekende scheidingsverschijnsel in een fluide bed van deeltjes van verschillende afmeting en dichtheid.

Afwezigheid van katalysatorcirculatie is karakteristiek voor dit proces. De katalysator blijft in de reaktor gedurende de tijd dat het fluide bed gevormd wordt door een stoom-gas mengsel.

De vereiste warmte voor de reactie wordt aan het bed toegevoegd door een inerte warmtedrager welke verwarmd wordt in een verhitter geplaatst boven de reaktor en komt laatstgenoemde binnen door een valpijp. Na warmteuitwisseling met de gefluidiseerde katalysator in de reaktor verlaat de warmtedrager de reaktor en keert terug naar de verhitter d.m.v. een luchtlift. De circulerende warmtedrager wordt verhit door verbranding van aardgas en lucht in een gefluidiseerd warmtedragerbed. De veronderstelde flow-sheet maakt het mogelijk een hoge intensiteit van warmtetoevoer met een optimaal gebruik van katalysator mogelijkheden, daar de katalysator gebruikt wordt onder benaderende isothermische condities.

### III. UITGANGSPUNTEN VOOR HET ONTWERP.

De uitgangspunten voor dit ontwerp waren dezelfde als die van Margherita en De Bruijn. Het literatuuronderzoek door ons verricht is hoofdzakelijk het zoeken geweest naar gegevens betreffende warmteoverdracht in en dimensionering van fluide bedden met een andere warmtedrager dan de katalysatordeeltjes.

Echter de literatuur welke hierop betrekking had was voornamelijk Oost-Europees en niet te ontsluiten. Uiteindelijk werd literatuur (26) gebruikt voor de dimensionering van de bedden. Voor het overige werd beperkt tot het controleren van de literatuurgegevens van Margherita en De Bruijn.

Naar aanleiding van bovenstaande wil ik dan verwijzen naar het verslag van Margherita en De Bruijn, in aanmerking genomen dat bij de door ons aangenomen reactieomstandigheden van 1000 °C. en 57.9 atmosfeer dezelfde aannames gelden.

IV. BEPALING VAN DE REAKTIE OMSTANDIGHEDEN.

Voor dit hoofdstuk wordt behoudens enkele veranderingen verwezen naar het verslag van Margherita en De Bruijn.

Ten aanzien van punt 3, 4 en 5 moet opgemerkt worden dat in rekenprogramma BM2 een gebied werd onderzocht van  $900\text{ }^{\circ}\text{C.} \leq T \leq 1050\text{ }^{\circ}\text{C.}$ ,  $2.0 \leq M \leq 3.6$ , terwijl in rekenprogramma BM3 de temperatuurgrenzen van  $920\text{--}1050\text{ }^{\circ}\text{C.}$  liepen en  $M=3$ .

Ter vergelijking met het schema in punt 5 wordt bij een temperatuur van  $1000\text{ }^{\circ}\text{C}$  een schema verkregen wat er als volgt uitziet:

	CO <sub>2</sub> toevoeging voor de reformer	CO <sub>2</sub> toevoeging na de reformer
M	3.0	3.0
T (°C)	1000	1000
P (atm.)	57.9	54.1
CO <sub>2</sub> (V% droog afgas)	8.4	6.7
CO ( droog afgas)	19.2	15.5
H <sub>2</sub> ( droog afgas)	66.6	71.9
N <sub>2</sub> ( droog afgas)	3.9	3.9
H <sub>2</sub> O (mol/100 mol voeding)	169.1	154.4
Nat afgas (mol/100 mol voeding)	531.6	510.7
Droog Afgas (mol/100 mol voeding)	362.5	356.3
CH <sub>4</sub> (V%)	2.0	2.0
Molen CO <sub>2</sub> toe te voegen per 100 mol voeding	21.1	21.38

Ten aanzien van punt 6b geldt nu, daar de corundumkorrels een temperatuur van  $1700\text{ }^{\circ}\text{C.}$  kunnen hebben (litt.), dat de reaktietemp.  $1000\text{ }^{\circ}\text{C.}$  kan zijn.

De reactieomstandigheden welke werden gekozen op grond van bovenstaande gegevens en op grond van beweringen in het verslag van Margherita en De Bruijn waren:

T =  $1000\text{ }^{\circ}\text{C.}$ , M = 3, dus P =  $57.9\text{ atm.}$

=====

Bij punt 7, roetvorming onder gekozen omstandigheden, kan nog het volgende opgemerkt worden. Om te controleren of roetvorming zou optreden bij de reactie:



werd de K berekend bij 1273 °K.

$$\ln K = (-\Delta G_f^\circ)/RT)_{1273} = (-\Delta G_{\text{fCO}_2}^\circ - 2\Delta G_{\text{fCO}}^\circ)/RT$$

Nu is volgens Van Krevelen en Cherman (litt. 20):

$$(\Delta G_{\text{fCO}_2}^\circ)_{1273} = -94.234 - 0.035 \times 1273/100 = -94.679 \text{ Kcal/mol}$$

$$(\Delta G_{\text{fCO}}^\circ)_{1273} = -26.582 - 2.122 \times 1273/100 = -53.595 \text{ Kcal/mol}$$

$$\ln K = -(-94.679 - 2(-53.595))/1.987 \times 1033 \times 10^{-3} = -4.914$$

$$K = 7.3 \times 10^{-3}$$

Er zou koolstofvorming optreden indien:

$$P_{\text{CO}_2}/(P_{\text{CO}})^2 < K, \text{ nu is } P_{\text{CO}_2}/(P_{\text{CO}})^2 = 4.9/124 = 0.039$$

Hieruit volgt dat er van koolstofvorming geen sprake is.

#### V. BEPALING KAPACITEIT.

Voor dit onderwerp zie het verslag van Margherita en De Bruijn.

#### VI. BEREKENINGEN BETREFFENDE MASSA- EN WARMTESTROMEN VAN HET VOORONTWERP.

##### 1. Inleiding.

De reactiecondities welke in hoofdstuk III en IV beschreven zijn werden gebruikt als basis voor een rekenprogramma waarmee de fabriek wat betreft massa en warmtestromen en de fluide bed reaktoren berekend werd. In de bijlagen E1 t/m E4 is dit programma opgenomen.

In de beschrijving van de berekeningen zal zo veel mogelijk verwezen worden naar de statement nummering voor de desbetreffende berekening (bijlage E3). In bijlage E1 is de lijst van de gebruikte identificers met de betekenis en dimensie opgenomen. Bijlage E2 geeft de plaats van de variabelen aan in het proces. De variabelen van de fluide bedden ontbreken in verband met de overzichtelijkheid. In bijlage E4 vindt men de uitwerking waarvan een nadere uitleg zal plaatsvinden. Opgemerkt moet worden, dat bij de berekening van de warmtewisselaars zoveel mogelijk een drijvende kracht van  $\pm 100$  °C. is aangehouden.

### 2. Massa-balans reaktor R9.

De gekozen reaktiecondities (SC 57-62) met de berekende capaciteit (SC78) bepalen volledig de in- en uitgaande stromen van de reaktor R9. De berekening geschiedt in SC 79-114.

### 3. Reaktiewarmte en warmtewisseling produktgas.

Uit de berekende massa-balans is de benodigde reaktiewarmte uitgerekend (SC116) met behulp van de massastromen (SC79-114) en de vormingsenthalpieën van de componenten (SC 26-56) (litt. 23,25). De benodigde reaktiewarmte is zo groot, dat het raadzaam is de reaktanten op reaktietemperatuur in te voeren.

Na controle met behulp van literatuur 8, bleek er nog geen kalking van methaan plaats te vinden. In het uitgewerkte geval (temp. 1000°C.) zullen daarom de reaktanten tot de reaktietemperatuur worden opgewarmd (SC159).

Dit werd bewerkstelligd in H6 (tot 850°C) en in H7 (tot 1000°C).

Met behulp van de warmte-inhoud van de massastromen uit de reaktor (SC 98-114) en de benodigde warmte in H6 (SC 152) is de temperatuur van het produktgas berekend (SC 165). Voor de warmtewisselaar H6 is namelijk het uit te wisselen vermogen bekend. Aan de warme zijde van H6 is de intree temperatuur van het produkt gas bekend, zodat:

massastroom x enthalpieverschil produktgas = massastroom x enthalpieverschil reaktanten.

Uit deze vergelijking is de uitree-temperatuur van het produkt-gas berekend, door met variërende temperatuur de afgegeven warmtestroom te vergelijken met de op te nemen warmtestroom (SC 152). De temperatuur varieerde telkens 1 °C.

Vervolgens werd er bekeken hoeveel warmte er beschikbaar kwam, wanneer het produktgas van de na H6 berekende temp. werd afgekoeld tot 350 °C in H10 (SC186). Met deze beschikbare warmte werd water van 270 °C in H10 opgewarmd tot stoom van 300 °C in (SC185). Om met koelwater van 20 °C zoveel mogelijk water uit het produktgas te kondenseren en toch een aanvaardbare drijvende kracht te houden werd als eindtemperatuur van het synthesegas na H11 100°C gekozen. Het koelwater van 20 °C (SC 197) werd met de vrijkomende warmte (SC198) opgewarmd tot 270 °C., waarna een gedeelte gebruikt werd als voeding voor H10 en de rest (SC209) als ketelvoedingswater gespuid werd.

#### 4. Massa-balans generator R8 en absorber.

De reaktiewarmte dient geleverd te worden door de verbrandingsreactie van koolwaterstoffen met lucht in generator R8. Zoals reeds beschreven werd de benodigde reaktiewarmte in de reaktor R9 gebracht door een circulerende warmtedrager. In een patent van I.C.I. (litt. 18), waar een dergelijke fabriek onder vergelijkbare condities werkt, wordt voor de verbranding van koolwaterstoffen ook een gedeelte recyclegas uit de methanolfabriek gebruikt. De hoeveelheid hiervan is 1/4 van de verbruikte hoeveelheid methaan in de reaktor R9. Eenzelfde verhouding werd hier aangenomen. De samenstelling van het recyclegas werd wel aangepast op de aanwezigheid van stikstof (SC 216). Deze gegevens zijn verwerkt in SC 226. Bij de berekening van de benodigde hoeveelheid verbrandingsgas werd een veiligheidsfaktor aangenomen van 1,25 x de benodigde reaktiewarmte. De temperatuur van het rookgas van de generator werd op 1500 °C gesteld in verband met

het verwekingspunt van corundum. De warmte-inhoud van het rookgas werd voor een gedeelte (SC 253) gebruikt om reaktanten in H7 op te warmen van 850 tot 1000 °C (de stoom van 300 naar 1000 °C). De resterende warmte werd benut om lucht in H 12 zo hoog mogelijk op te warmen. De warmte-inhoud van de voorverwarmde lucht beïnvloedde de massabalans over de oven, daarom werd dit als lus in het rekenprogramma ingevoerd waarbij weer als eis een minimaal drijvende kracht van 100 °C over H 12 werd aangehouden (SC225-267).

De warmtebalans over de generator was:

$$\begin{aligned} & \text{aardgas (kg/s) x enthalpie (0°C) + recyclegas (kg/s) x} \\ & \text{enthalpie (250°C) + lucht (kg/s) x enthalpie (temp.} \\ & \text{berekend uit lus) = 1,25 x reaktie-warmte in R9 +} \\ & \text{rookgas (kg/s) x enthalpie (1500°C)} \end{aligned}$$

De hoeveelheid koolstofdioxide uit de generator is ruimschoots voldoende om de extra invoer voor de reaktor R9 te verzorgen. De verhouding van koolstofdioxide benodigd in de generatorgassen voor recycle en de totale afgasstroom (beide in kg/s), levert de spuverhouding (SC 353). Deze verhouding bepaalt dan de massastromen door de absorber (T15, H16, H17, T18) (SC358-361) en uiteraard de spui in de absorber na verwijdering van de benodigde koolstofdioxide.

##### 5. Verdere warmtewisseling van rookgas na spui.

Om het watergehalte van het rookgas voor de CO<sub>2</sub> absorber tot praktisch nul te reduceren, werd het rookgas in H13 en H14 verder afgekoeld tot 40°C. Gezien de grote hoeveelheid koelwater nodig om het rookgas in één keer af te koelen van 350 °C tot 40°C werd besloten om een luchtkoeler in te voeren. De temperatuur na de luchtkoeler H13 werd op 190°C gesteld in verband met condensatie. De hoeveelheden lucht en koelwater in resp. H13 en H14 werden op dezelfde manier berekend als H6 (SC369, 396, 374, 420). Hierbij werd gesteld een temperatuurverhoging van de lucht van 20 naar 40°C en van water van 20 naar 30°C in verband met kalkafzetting. De rekenresultaten van bovengenoemd programma zijn uitgewerkt in de bijlagen E4, het flowschema (bijlage F) en de massa- en warmtebalans (bijlage G) met bijbehorende lijst van processtromen (bijlage H).



VII. BEREKENING FLUIDE BEDDEN.

1. De fluide bedden werden berekend met de minimale L/D verhouding als basis. Aan de hand van warmteoverdracht werd de hoeveelheid corundum in het kat. bed bepaald. Daar er in de literatuur geen betere relatie te vinden was, werd de vergelijking:

$$Nu_p = 0.3 Re^{1.3} \text{ (lit. 26) (1)}$$

gebruikt. Hier is

$$Nu_p = (h_p \times d_p) / k_g \text{ en}$$

$$Re = \rho \times v \times d_p / \eta,$$

waar  $d_p$  de diameter van een corundumdeeltje,

$\rho$  de dichtheid van het gas,

$\eta$  de viscositeit van het gas en

$v$  de valsnelheid van de corundumdeeltjes

ten opzichte van het gas is. Deze valsnelheid wordt gegeven door de formule:

$$v = (4 \times 9,81 \times (d_p)^{1/6} \times (\rho_{cor} - \rho_{gas}) / 55.5 \times (\rho_{gas})^{0.4} \times \eta^{0.6})^{1/1.4}$$

(lit. 35). Deze formule geldt voor  $Re > 1000$ . Nu is bij bepaalde  $v$  een  $Re$  te berekenen waaruit dan volgens relatie (1)  $Nu_p$  volgt, zodat  $h_p$  te berekenen is. De benodigde hoeveelheid corundum in het katalysatorbed ligt dan vast volgens de relatie: het totaal benodigde warmtewisselend oppervlak is op te nemen warmte gedeeld door warmteoverdrachtscoëfficiënt ( $h_p$ )  $\times \Delta T$ . Het temperatuursverschil werd als logaritmisches gemiddelde tussen reaktor en generator temperatuur genomen. Voor de gegevens van de corundumdeeltjes zie bijlage M. De gegevens van de katalysator zijn bijeen gebracht op bijlage K.

De viscositeit van het gasmengsel is gemiddeld over de waarden van de zuivere componenten bij de juiste temperatuur en wel volgens de methode:

$$\eta = \frac{\sum y_i \eta_i M_i^{1/2}}{\sum y_i M_i^{1/2}} \text{ (litt. 28)}$$

De warmtegeleidings-coëfficiënt werd op soortgelijke wijze gemiddeld volgens:

$$k_g = \frac{\sum y_i k_{gi} M^{1/3}}{\sum y_i M_i^{1/3}} \text{ (} y_i \text{ = molfractie).}$$

De  $k_g$  en  $\eta$  waarden voor de componenten zijn bijeen gebracht in bijlage L (litt. 34).

2. Het doorrekenen van de fluïde bedden verliep nu verder als volgt:

a. katalysatorbed in R9.

Na inlezing van de katalysator gegevens (SC 427-431) volgde de berekening van de gemiddelde  $k_g$  en  $\eta$  (SC 454-455), met behulp van de methode als boven aangegeven. De temperatuur, druk en massastromen bepaalden het volumedebiet, zowel ingaand als uitgaand (SC 443-447), en de dichtheden van de gasmengsels (SC 448-451).

Met deze gegevens werd de minimum fluidisatiesnelheid berekend van de katalysatordeeltjes (SC 458).

Met relatie als boven aangegeven werd de valsnelheid van de corundumdeeltjes ten opzichte van het gas bepaald (SC 459) en bijbehorende  $Re$  van het gas om de corundumdeeltjes (SC 460). Vervolgens werd de  $u_{max}$  van de katalysatordeeltjes bepaald (SC 468-473). Daar het weerstandsgetal in de berekening van de  $u_{max}$  afhankelijk is van het Reynoldsgetal, werd dit ook berekend en gecontroleerd of de juiste relatie gebruikt was. Bij verschillende lineaire gassnelheden variërend tussen maximum en minimum fluidisatiesnelheid werden bepaald: de diameter van de reaktor (SC 488), Nu-getal voor corundum (SC 491), log temperatuurgemiddelde (SC 495),  $\xi$  (SC 497), benodigd warmteuitwisselend oppervlak (SC 499), volume van de corundum nodig voor warmtewisseling (SC 500), gewicht corundum (SC 502) en hoogte van het katalysatorbed (SC 504). Uit de hoogte van het bed en de diameter van de reaktor werd benodigd katalysatorvolume berekend (SC 510), waarmee ook de space velocity vast lag (SC 512).

Vervolgens werd de kontakttijd gas-vast bepaald.

Bij deze opzet werd tevens nagegaan welk soort fluïde bed ontstond, t.w. een z.g. "smooth" (homogeen) of "bubbling" (heterogeen) bed.

Het criterium hiervoor was de snelheid van de porositeitsverstoringen in het bed vergelijken met de snelheid van de in het bed opgewekte longitudinale golf (litt. 31). (SC 518-520).

b. corundumbed in R8.

Na inlezing van de  $k_g$  en de  $\eta$  van de componenten (SC 524-531), werden de gemiddelde  $k_g$  en  $\eta$  met behulp van de methode als boven aangegeven berekend (SC 532-533).

Allereerst werd de minimum fluidisatiesnelheid met bijbehorend Reynoldsgetal berekend (SC 537-538). De kleinste deeltjes diameter bepaalt de uitblaassnelheid ( $u_{\max}$ ). De snelheidsberekeningen geschieden in drie gebieden, t.w. voor  $Re < 0.4$ , voor  $0.4 \leq Re \leq 500$ , en voor  $Re > 500$ , in verband met een telkens verschillende relatie tussen weerstandsgetal van de deeltjes en het Reynoldsgetal (SC 547-551). De dimensies van het corundumbed werden bij verschillende lineaire gassnelheden berekend. Deze snelheid varieert uiteraard in het gebied tussen minimale en maximale fluidisatiesnelheid (SC 562). Bij een gekozen snelheid ligt bij berekend volume debiet de diameter van de reaktor vast (SC 566). De snelheid bepaalt het Reynoldsgetal en dus volgens beschreven relatie het Nusseltgetal (SC 569-572).

De warmteoverdrachts-coëfficiënt volgt uit het Nusseltgetal (SC 574). Vervolgens werd de  $\xi$  (SC 576), hoogte van het bed (SC 578), volume van corundum nodig voor het bed (SC 579), gewicht van corundum (SC 581), space velocity (SC 587), contacttijd gas - corundum (SC 590) en tenslotte het criterium "smooth" of "bubbling" bepaald (SC 593-595).

Voor de reaktor R 9 werd voor de warmteoverdracht de overdrachts-coëfficiënt, de viscositeit, en  $Re$  gemiddeld over het inkomend gasmengsel. Voor de uitblaassnelheid werd dit gedaan over het uitgaand mengsel. Voor de generator R8 werd het fluide bed op eenzelfde wijze berekend.

### 3. Circulatie van de corundumdeeltjes.

De benodigde hoeveelheid circulerende corundum (kg/s) nodig om de reaktiewarmte te leveren werd berekend volgens de relatie : benodigde reaktiewarmte = hoeveelheid circulerende corundum(kg/s)  $\times c_p$  van corundum / molgew. van corundum, waar de  $c_p$  en het molgew. werd gevonden in lit. 32 (zie bijlage M) (SC 598). Er werd een veiligheidsfactor van 1,1 ingevoerd. Na invoering van de  $\rho$  corundum,  $\rho$  lucht,  $\eta$  lucht en de kleinste diameter van corundum (SC 599-602) werd de minimale transportsnelheid berekend (SC 603). Daarna volgde er een controle door  $Re$  getal berekening op de gebruikte snelheidsrelatie (SC 604-606).

Vervolgens werd voor de stijgsnelheid in de stijgpip 3 m/s genomen (lit 36), dit i.v.m. slijtage van de pijp. Hiermee was de diameter van de pijp bepaald (SC 619-620). Met deze doorsnede werd tenslotte de hoeveelheid lucht nodig voor de pijp berekend (SC 627).

#### VIII. DIMENSIONERING VAN DE BEDDEN.

Uitgaande van de eis dat de lineaire gassnelheid tussen  $u_{\max}$  en  $u_{\min}$  moest liggen, werd voor de reaktor een lineaire gassnelheid van 0.55 m/s en voor de generator een lineaire gassnelheid van 3.01 m/s genomen. De L/D verhouding werd voor beide bedden zo klein mogelijk genomen (0.6)(lit 14, 26).

Voor de dimensies van beide bedden zie onderstaande tabel.

	u-lin (m/s)	D (m)	V-kat (m <sup>3</sup> )	G-kat (ton)	Ho-bed (m)	L/D -	SV (vol/s) /vol	kont. tijd (s)
R9	0.55	3.0	12.8	13.5	1.80	0.6	.31	3.26
R8	3.01	1.5	2.0	1.6	.92	0.6	1.96	.31

Uit literatuuraanwijzingen (litt. 6) blijkt dat de kontakttijd gas-vast wat betreft de stofoverdracht meer dan voldoende is.

Aan corundum is ongeveer 2 ton nodig, i.v.m. volume stijgpip en valpijp, waarvan 117 kg/s gecirculeerd wordt.

#### IX. DISCUSSIE EN NADER TE ONDERZOEKEN PUNTEN.

##### 1. Hoeveelheid katalysator en warmtedrager.

In het ontwerp van Margherita en De Bruijn was 31 ton katalysator nodig in de reaktor en nog eens 55 ton in de generator, (totaal 86 ton),

28 ton per minuut werd gerecirculeerd. Scheiding van katalysator en warmtedrager maakte hogere temperatuur mogelijk, zodat de hoeveelheid kat. kon worden gereduceerd tot 13,5 ton en 2 ton corundum als warmtedrager (1,6 ton in de generator en 0,4 ton voor het circulatiesysteem). Het enorme verschil in afmeting van de generator (1.50 m tegen 5.30 m bij Margherita en De Bruijn) werd behalve door de grotere drijvende kracht in de reaktor (500 graden tegen 200 graden temperatuurverschil) en de grotere druk (57.9 tegen 10.4 atm.), mede veroorzaakt doordat wij de verbrandingslucht (90 % van de totale gasinvoer van de generator) voorverwarmd hebben tot 1000 °C (tegen 300 °C bij Margherite en De Bruijn).

De warmte hiervoor werd geleverd door het generator-afgas (H 12), deze warmte werd door Margherita en De Bruijn gebruikt om stoom te maken (overmaat). Daar staat tegenover, dat wij ongeveer 7 van de 18,5 kg/s stoom van 300 °C moeten suppleteren, hiervoor leveren wij hogedruk ketelvoedingswater van 270 °C (uit H11).

## 2. Condenseren van water.

Om het watergehalte in het synthesegas te reduceren tot 2 %, was het noodzakelijk dit gas af te koelen tot 100 °C (in H11).

Van het generator-afgas werd een gedeelte gebruikt voor CO<sub>2</sub>-absorptie, hiervoor moest het watergehalte tot praktisch 0 worden gereduceerd.

Dit werd bereikt door het gas in H 14 af te koelen tot 40 °C (met 330 kg/s koelwater). Gezien de partiaalspanning van CO<sub>2</sub> in het afgas, kan de absorptie-eenheid misschien vervangen worden door een fysische absorptie-eenheid. Warmtewisselaar H 14 kan dan vervallen.

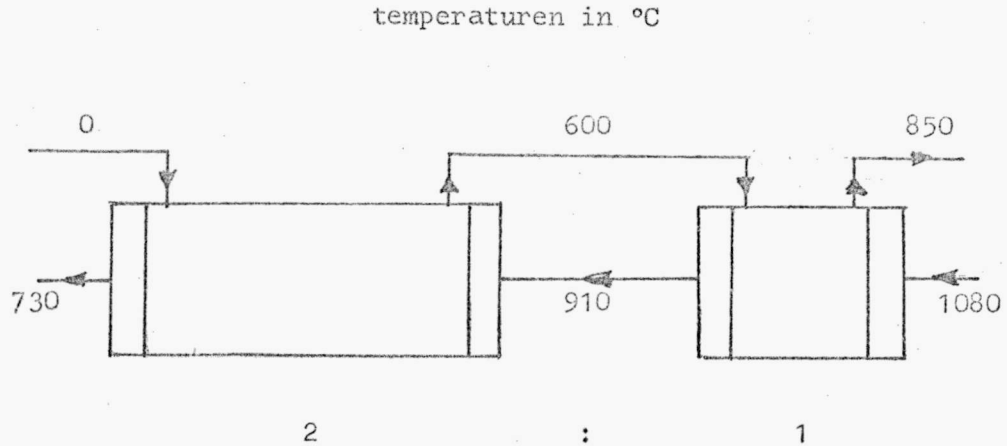
In de warmtewisselaars H 10 en H 13 werd de eindtemperatuur zodanig gekozen dat hierin geen water kondenseerde.

## 3. Bespreking warmtewisselaars.

Bij het berekenen van de warmtewisselaars werd steeds gestreefd naar een drijvende kracht van minstens 100 °C.

Bij w.w. H 6 is de temperatuur van het uitredende produktgas ca. 100 °C lager dan van de opgewarmde reaktanten. Warmtewisselaar H 6 zal dus moeten worden gesplitst in 2 warmtewisselaars waarvan de oppervlakten zich verhouden als 2 : 1 (zie tekening).

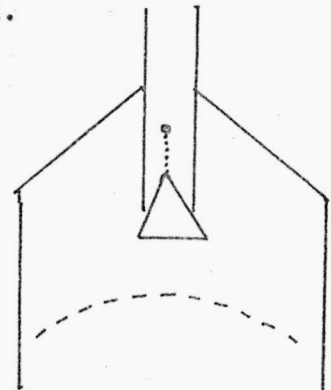
Eenzelfde oplossing kan worden toegepast voor H 12 met een verhouding van 1 : 1.



Bij warmtewisselaar H 7 vormt de hoge temperatuur (1500 °C) een probleem. De druk in de warmtewisselaar is echter aan beide zijden van de buizen gelijk, zodat een gekoelde mantel de hoge druk (57,9 atm.) zou kunnen opvangen. Voor de hoge temperatuur zal echter keramisch materiaal of grafiet (monobloc warmtewisselaar) moeten worden gekozen. Vanwege de uitzetting van het materiaal bij opstarten van de fabriek, zal voor de warmtewisselaars H 6, H 7 en H 12 tenminste gekozen moeten worden voor losse pijpenplaten. Een voordeel is dat kleine lekkages van de warmtewisselende stromen geen bezwaar vormen. De warmtewisselaars zijn niet verder berekend.

4. Uitvoering reaktor en verhitter.

Om de corundum goed te verdelen zal een of ander rooster moeten worden aangebracht onder de valpijp. Dit zou misschien gecombineerd kunnen worden met een konische afsluiter onder aan de valpijp (zie tekening).



De stijgpipj voor corundum eindigt vlak boven het rooster in de generator, omdat de lucht nodig voor transport van de deeltjes ook gebruikt wordt voor verbranding (in totaal werd bij de berekening 10 % overmaat verbrandingslucht genomen). De valpijp begint daarom bovenin het fluide bed.

Uiteraard moeten zowel in de reaktor als in de generator cyclonen worden aangebracht om de vaste deeltjes te scheiden van de gasstroom.

5. Bijprodukten.

Hogedruk-ketelvoedingswater en de afgassen naar de schoorsteen kunnen worden gebruikt voor aandrijving van de turbines.

6. Warmtebalans.

De warmtestromen in de warmtewisselaars en de reaktoren zijn berekend met een rendement van 100 %. Kleine verschillen kunnen optreden omdat in het rekenprogramma de eindtemperatuur van de warmtewisselaars benaderd werd tot op 1 graad.

Bij de berekening van de verhitter is rekening gehouden met een verlies van 25 % in de corundumcyclus.

7. Economie.

Door de hoge druk hoeft het synthesegas in de methanolfabriek niet meer te worden gekomprimeerd. Dit scheelt aanzienlijk in de kompressiekosten, daar het volume synthesegas 3 maal zo groot is als het nu te kompromeren volume aardgas en CO<sub>2</sub> (excl. water).

Bekeken zal moeten worden of dit voordeel van hoge druk opweegt tegen het nadeel van de daarmee samenhangende hoge temperatuur. Hierdoor moeten dure materialen worden gebruikt voor de warmtewisselaars H6b en H 12 en een speciale oplossing worden gezocht voor warmtewisselaar H 7 (b.v. inbouw boven in de generator R8).

X. LITERATUURLIJST

1. Chem. Week, 35, 34-6 (1968)
2. Chem. Weekbl. 64, (50) 14 (1968)
3. Chem. Econ. & Eng. rev., april 1970
4. Chem. Week, 108 (25) (1971), 23 juni
5. Eur. Chem. News, 20, 479 (1971), 7 mei
6. V.I. Atroshchenko & G.L. Zvyagintsev, Khim Drom 44, (6) 454 (1968)
7. Khim Tekhnol 16, 188 (1970)
8. A.R. van Cauwenberghe & R. Verleye, Ind. Chim. Belge 33, (12), 1109 (1968)
9. W. Frohn, Chem. Techn. 23, (4/5), 203 (1971)
10. F.J. Dent, Gas World, 161, 275-58 (1965)
11. J.M. Garvie, Chem. Process Eng., 48 (11), 55-65 (1967)
12. J.M. Fox & J.C. Yarze, Ind. Chem., 40, 65-9 (1964)
13. P.J. van den Berg & W.A. de Jong, Kollegediktaat M 32 (intern T.H.-Delft)
14. B. Lhonoré, J. Quibel & M. Sénès, Fr.Pat. 1.543.423, (okt. 1968)
15. P.J. van den Berg & W.A. de Jong, Kollegediktaat M 31 (intern T.H.-Delft)
16. Ned. Oktrooiaanvraag no. 6404815, IPC C01b, nov. 1965
17. J. Hoekstra, U.S.Pat. 3.216.801 (nov 1965)
18. Ger.Pat. 1.194.523 (1970)
19. C. Edeleanu, Materials Technology in Steam Reforming Processes, Symposium Publ. Div., Pergamon Press, Oxford, 1st ed (1966)
20. D.W. van Krevelen & H.A.G. Chermin, Chem. Eng. Sci., 1, 66 (1952)
21. D.H. Bolton, Chem. Ing. Tech., 41, (3), 129 (1969)
22. Kirk-Othmer, Encyclopedia of Chemical Technology, 2nd Ed, vol 13 pag 379 (1967)
23. F.D. Rossini et al, Selected Values of Physical and Thermodynamic Properties of Hydrocarbons and related compounds, Carnegie Press, 1953
24. S.S. Zabrodsky, Hydrodynamics and heat transfer in fluidized beds, The M.I.T. press, 1966.
25. G.M. Barrow, Physical Chemistry, pag. 122, Mc. Graw Hill Book Cy Inc, New York 1961
26. D. Kunix & O. Levenspiel, Fluidization Engineering, John Wiley & Sons Inc., New York, 1967
27. W.E. Ranz & W.R. Marshall Jr., Chem. Eng. Progr., 48, 141 (1952)



28. J.H. Perry et al, Chemical Engineers' Handbook, 3.226 en 3.230 Mc. Graw Hill Book Cy Inc., New York, 4th Ed. (1963)
29. W.H. Mc. Adams, Heat Transmission, Mc. Graw Hill Book Cy Inc., New York, 3d Ed. (1954)
30. J. Hilsenrath et al, Tables of Thermodynamic and transport properties, Pergamon Press, Oxford (1960)
31. J. Verloop, The origin of bubbles in fluidized systems, Diss. Delft (1971)
32. Handbook of Chemistry and Physics, 49th Ed, 1968-1969.
33. A.R. Brun-Tsekhovoi, Khim. Tekhnol. Topl. Masel, 14, (4), 10-12, (1969).
34. Hilsenrath, Touloukian, Trans. Am. Soc. Mech. Eng., 76, 967-985 (1954).
35. W.J. Beek, Fysische Transportverschijnselen I, kollegediktaat (intern T.H.-Delft).
36. A.R. Brun-Tsekhovoi et al., Eighth World Petroleum Conference, 4th. Ed., 1971, Moskou.

Lijst van identificers in rekenprogramma BR.

<u>Symbol:</u>	<u>Verklaring:</u>	<u>Dimensie:</u>
A	Aardgas invoer reaktor R9	mol/s
AA	Aardgas invoer generator R8	kg/s
AARD	Toe te voeren warmte in H6	kW
AB	Totaal invoer in reaktor R9	kmol/s
AC	Totaal uitvoer uit reaktor R9	"
AX	Onbenoemd	
B	Methaan invoer reaktor R9	kg/s
BAARD	Toe te voeren warmte in H7	kW
BECO2	Verhouding CO2 naar absorber/CO2 in reg. afgang	-
BU	Methaan uit reaktor R9	kg/s
C	Stikstof invoer in reaktor R9	kg/s
CH4A	Methaan invoer in RR8 uit aardgas	"
CHURC	Methaan invoer in R8 uit recyclegas methanolfabriek	"
CO2	CO2 uitvoer R8 als molfractie	-
CO2A	CO2 invoer R8 uit aardgas	kg/s
CO2RC	CO2 invoer R8 uit recyclegas methanolfabriek	"
CO2UR	CO2 uitvoer R8	"
CORC	CO invoer R8 uit recyclegas methanolfabriek	"
CORCIR	Circulerende hoeveelheid corundum	"
CU	Stikstof uitvoer uit reaktor R9	"
D	CO2 totaal invoer in R9 (aardgas+suppl.)	kg/s
DELAF	Totaal af te voeren warmte van reaktiemengsel	kW
DELTAH	Reaktiewarmte bij reaktietemperatuur	"
DIAM	Diameter van de stijgpip	m
DOORSN	Doorsnede van de stijgpip	m <sup>2</sup>
DP	Gemiddelde deeltjesdiameter katalysator	m
DPC	Gemiddelde deeltjesdiameter corundum	m
DPM	Kleinste deeltjesdiameter katalysator	m
DPMC	Kleinste deeltjesdiameter corundum	m
DRE	Diameter R9 resp. R8	m
DU	CO2 totaal uitvoer uit R9	kg/s
DUU	CO totaal uitvoer uit R9	"
E	Stoominvoer in reaktor R9	kg/s
EMF	Porositeit bij minimum fluidisatiesnelheid	-
EPS	Porositeit	-
EU	Stoomuitvoer uit R9	kg/s
F	Aardgas invoer R9 (A.mol.gew.)	kg/s
FAARD	Warmte uit H10 (produktgas van TL tot 350°C)	kW
FAK	Faktor	-
FF	Faktor om de gassnelheid in R8 en R9 te variëren	-
FI	Vormfaktor katalysator	-

<u>Symbol:</u>	<u>Verklaring:</u>	<u>Dimensie:</u>
G	Totaal invoer in reaktor R9 (B+C+D+E)	kg/s
GA	Kriterium voor homogeen/heterogeen bed	aangepast
GCOR	Gewicht corundum in R8	kg
GK	Gewicht minimale hoeveelheid corundum in R9	kg
GU	Totaal uitvoer uit R9 (BU+CU+DU+DUU+EU+HU)	kg/s
H2O	Stoom uitvoer uit R8 molfractie	-
H2OA	Ketelvoedingswater van 270°C uit H11	kg/s
H2OA1	Aftap van H2oA, wat niet nodig is in H10	"
H2OF	Water van 270° naar stoom van 300°C in H10	"
H2OK	Koelwater van 20 naar 30 °C in H14	"
H2ORC	Stoom invoer R8 uit recyclegas	"
H2OS	Water gekondenseerd in H11	"
H2OUR	Stoom uitvoer R8	"
H2OWW	Water in synthese gas na condensatie (EU-H2OS)	"
H2RC	Waterstof invoer R8	"
HP	Warmteoverdrachtsgetal gas/corundum in R8, R9	-
HU	Waterstof uitvoer R9	kg/s
HCO (T)	Procedure ter bepaling vormingsenthalpie van CO bij T °C	kcal/mol
HCO2 (T)	Idem van CO2	"
HCHU (T)	Idem van CH4	"
HH2 (T)	Idem van H2	"
HH20 (T)	Idem van H2O (stoom)	"
HH20L (T)	Idem van H2O (water)	"
HN2 (T)	Idem van N2	"
HO2 (T)	Idem van O2	"
KG	Warmtegeleidingscoëfficiënt gassen gemiddeld (in R9 inkomend, in R8 uitgaand gasmengsel)	BTU/ hr.ft.gr.F
KGCH4	Idem van CH4	"
KGCO2	Idem van CO2	"
KGH2O	Idem van H2O	"
KGN2	Idem van N2	"
KGO2	Idem van O2	"
KRIT	Kriterium voor homogeen/heterogeen bed	-
L	Hoogte fluide bed in R8 en R9	m
LD	Hoogte/diameter verhouding fluide bedden (0,6)	-
LUCHT	Warmte nodig om in H12 verbrandingslucht op te wekken	kW
LUM	Lucht invoer in R8 (mol)	kmol/s
LUNS	Lucht nodig voor stijgpip	kg/s
LUS	Lucht invoer in R8	"
LUVE	Lucht voor luchtkoeler H13	"
M	Stoom/methaan verhouding invoer R9 (3.0)	-
MU	Viscositeit (inkomend gas R9, uitgaand gas R8) gemiddeld	kg/m.s
MUCH4	Idem CH4	"
MUCO2	Idem CO2	"
MUH2O	Idem H2O	"
MUL	Idem lucht voor stijgpip	"
MUN2	Idem N2	"
MUO2	Idem O2	"

<u>Symbol:</u>	<u>Verklaring:</u>	<u>Dimensie:</u>
N2	Stikstof uitvoer R8 (molfractie)	-
N2A	Stikstof invoer R8 uit aardgas	kg/s
N2L	Stikstof invoer R8 uit lucht	"
N2RC	Stikstof invoer R8 uit recyclegas	"
N2UR	Stikstof uitvoer R8	"
NU	Nusselt kental (in R8 en R9)	-
O2	Zuurstof uitvoer R8 (molfractie)	-
O2L	Zuurstof invoer R8 uit lucht	kg/s
O2UR	Zuurstof uitvoer R8	"
OPP	Corrundumoppervlak nodig om reaktiew. over te dragen	m <sup>2</sup>
P	Reaktiedruk	ata
PAARD	Warmte af te voeren uit H11	kW
RAARD	Warmte af te voeren uit H6	kW
RECO2	Massastroom uit rookgas R8 naar CO2-abs. (CO2)	kg/s
REH2O	Idem H2O	"
REN2	Idem N2	"
REO2	Idem O2	"
REP	Reynolds min. fl. snelheid (betrokken op deeltjes)	-
REPUT	Reynolds max. fl. snelheid. (betrokken op deeltjes)	-
REPUTA	Hulpvariabele bij REPUT	-
REST	Warmte gebruikt in H12 voor opwarmen lucht	kW
RESPIJG	Reynolds in stijgbuis (betr. op kleinste deeltjes)	-
RETO	Totaal invoer CO2-absorber (uit afgas)	kg/s
RETOM	Idem in kmol	kmol/s
ROC	Dichtheid corrundum (eps=1)	kg/m <sup>3</sup>
ROG	Dichtheid gas R8	"
ROI	Dichtheid inkomend gas R9	"
ROL	Dichtheid lucht stijgpip	"
ROU	Dichtheid uitkomend gas R9	"
ROK	Dichtheid katalysator (eps=1)	"
S1	Molen suppletie-CO2 per 100 mol aardgas	-
SNELH	Snelheid corrundumkorrels t.o.v. lucht (stijgpip)	m/s
SS	Kontaktijd draaggas/kat. resp. corrundum	s
STOOM	Warmte voor stoom van 100°C tot reaktietemperatuur	kW
STIJGSG	Stijgsnelheid corrundum in stijgpip	m/s
SV	Space velocity	vol.gas/ vol.kat
T	Reaktietemperatuur	gr.X
TAARD	Warmte af te voeren in H14	kW
TC	Temperatuur afgassen R8 na H12	gr.X
TD	Temperatuur afgassen R8 na H12 (TC-273)	gr.C
TE	Reaktietemperatuur (T-273)	gr.C
TI	Kondensatietemperatuur in produktgas na H6	gr.X
TL	Temperatuur produktgas G9 na H6	gr.X
TLU	Temperatuur produktgas R9 na H6 (TL-273)	gr.C
TO	Totaal gasstroom in R8 uit recyclegas	kg/s
TOE	Toe te voeren warmte aan reaktanten tot T	kW
TOM	Totaal gasstroom in R8 uit recyclegas (A/4)	kmol/s

<u>Symbool:</u>	<u>Verklaring:</u>	<u>Dimensie:</u>
TOT	TOE+STOOM	kW
TQ	Hulptemperatuur berekening TU	gr.K
TT	Logaritmisch temperatuur-gemiddelde	-
TU	Temperatuur afgas R8 na H7	gr.K
TUL	Temperatuur afgas na H7 (TU-273)	gr.C
TV	Temperatuur verbrandingslucht na H12	gr.K
TX	Temperatuur koelwater na H14	gr.K
TY	Temperatuur koelwater na H14 (TX-273)	gr.C
U	Lin. gassnelheid in R8/R9 betrokken op lege buis	m/s
UIT	Totale gasstroom uit R8 (1500°C)	kg/s
UITM	Totale gasstroom uit R8 (1500°C)	kmol/s
UMF	Minimum fluidisatiesnelheid	m/s
UTU	Maximum fluidisatiesnelheid (uitblaassnelheid)	m/s
V	Snelheid corundum t.o.v. gas in R9	m/s
VCOR	Volume corundum in R8	m <sup>3</sup>
VG	Volumedebiet gas in R8	m <sup>3</sup> /s
VI	Volumedebiet inkomend gas in R9	m <sup>3</sup> /s
VK	Volume corundum nodig in reaktor R9	m <sup>3</sup>
VKAT	Volume katalysator in reaktor R9	m <sup>3</sup>
VU	Volumedebiet uitgaand gas uit R9	m <sup>3</sup> /s
WAARD	Warmte af te voeren in luchtkoeler H13	kW
WAR	Warmte af te voeren in H7	kW
XX	Te verbranden aardgas in R8	kmol/s
YO	Molen waterdamp per 100 mol ingev. aardgas uit R9	-
YC1	Co in produktgas uit R9	vol%
YC2	CO2 in produktgas uit R9	"
YH	H2 in produktgas uit R9	"
YN	H2 in produktgas uit R9	"
YNT	Totaal aantal molen gas uit R9 per 100 mol ingevoerd aardgas	kmol/s



SOURCE STATEMENT

SOURCE PROGRAM

```

00003 *BEGIN INTEGER T1, TL, SA, S, TLU, TU, TUL, TA, TB, TC, N, TD, TE, TS, TR, TX, TY;
00001 *REAL P, YC2, YC1, YH, YN, YO, YNT, SI, M, A, B, C, D, E, F, G, BJ, DU, DUJ, HU,
00001 LUS, EU, CU, GU, DELTA, DELAF, TDE, STDOM, TOT, AARD, STAARD, BAARD,
00001 C2RC, C2RC, H2RC, C2RC, N2RC, TO, TOM, CO2A, CH4, N2A, N2L, O2L, LU, LUM, CO2UR,
00001 H2UR, N2UR, UT, UTM, CO2, O2, N2, H2O, XX, AA, H2RC, LUCHT, KRIT,
00001 TAARD, SI, RAARD, MAR, MAR, H2OWP, REST, H2OWP, H2OWC, H2OW, ST100, CONDR, AX,
00001 BECO2, RECO2, PEN2, REH2O, REO2, RETO, RETOM, H2ON, CON, CONDR, H2OV, H2OS, H2OT,
00001 MUG4, MUGO2, MUGH2, MUGN2, MUGO2, KGH4, KGC02, KGH2D, KGN2, KGD2, FE;
00001 T:=1; BEGIN
00003 V, DPC, POC, VGOR, GGOR, VKAT, DPMC, STJGSN, RESTJUG, SNEFH, ROL, MUL, DODRSN,
00003 DIAM, LUNS, CORCTR, LAAP, D, HITTE, TD, TOL, TV, H2OA, WAARD, PAARD, H2OA1, LUVF,
00003 AB, AC, VI, VU, VG, ROT, ROU, ROG, UMF, UTU, PED, REPUT, REPUTA, MU, DP, DPM, FI, RUK, FME
00003 U, PE, PRE, NU, HP, KG, DP, TT, EPS, VK, LD, L, SV, SS, FAK, GR, KGIN, FAARD, GA
00004 *PROCEDURE RLANK(D, N); VALUE D, N; INTEGER D, N; CODE *;
00004 *PROCEDURE LINE(D, N); VALUE D, N; INTEGER D, N; CODE *;
00012 *PROCEDURE FIX(D, M, N, X); VALUE D, M, N, X; INTEGER D, M, N; REAL X; CODE *;
00017 *PROCEDURE FLO(D, M, N, X); VALUE D, M, N, X; INTEGER D, M, N; REAL X; CODE *;
00022 *PROCEDURE SETTING(D, P, Q); VALUE D, P, Q; INTEGER D, P, Q; CODE *;
00025 *REAL *PROCEDURE HCO2(T); VALUE T; REAL T;
00029 HCO2:=-26.416+(6.420*(-1)*(T-298.15)+(-.8325 *(-6)*(T**2-298.15**2)
00029 -(-.553 *(-10)*(T**3-298.15**3)));
00033 *REAL *PROCEDURE HCO2(T); VALUE T; REAL T;
00033 HCO2:=-94.052+(6.214*(-1)*(T-298.15)+(5.198 *(-6)*(T**2-298.15**2)
00033 -(-11.817 *(-10)*(T**3-298.15**3)));
00034 *REAL *PROCEDURE HH2(T); VALUE T; REAL T;
00037 HH2:=(6.9469*(-1)*(T-298.15)-(-.10 *(-6)*(T**2-298.15**2)+
00037 (1.5027 *(-10)*(T**3-298.15**3)));
00039 *REAL *PROCEDURE HH2(T); VALUE T; REAL T;
00041 HH2:=(6.524*(-1)*(T-298.15)+(1.625 *(-6)*(T**2-298.15**2)-
00041 (-.003 *(-10)*(T**3-298.15**3)));
00042 *REAL *PROCEDURE HCHU(T); VALUE T; REAL T;
00045 HCHU:=-17.889+(3.381*(-1)*(T-298.15)+(9.022 *(-6)*(T**2-298.15**2)
00045 -(-14.33 *(-10)*(T**3-298.15**3)));
00046 *REAL *PROCEDURE HH2OL(T); INTEGER T;
00048 HH2OL:=-68.32+(11.2*(-1)*(T-298.15)+(7.17*(-6)
00048 *(T**2-298.15**2)));
00049 *REAL *PROCEDURE HH2O(T); VALUE T; REAL T;
00052 HH2O:=-57.789+(7.255*(-1)*(T-298.15)+(1.149 *(-6)*(T**2-298.15**2)
00052 +(-.9433 *(-10)*(T**3-298.15**3)));
00053 *REAL *PROCEDURE HD2(T); VALUE T; REAL T;
00056 HD2:=(6.148*(-1)*(T-298.15)+(1.551*(-6)*(T**2-298.15**2)-
00056 (3.077*(-10)*(T**3-298.15**3)));
00057 ININTEGER(T); INREAL(O, P); INREAL(O, YC1); INREAL(O, YH);
00062 INREAL(O, YN); INREAL(O, YO); INREAL(O, YNT); INREAL(O, SI); INREAL(O, M);
00067 *BEGIN SETTING(1, 132, 66);
00068 OUTSTRING(1, 'MASSABALANS METHAAN REFORMING

```







SC

SOURCE STATEMENT

SOURCE PROGRAM

PAGE 003

```

00159 PAARD:=B*(HCHU(T)-HCHU(1123))*4184/16+C*(HN2(T)-HN2(1123))*4184/23+
00159 N*(HCO2(T)-HCO2(1123))*4184/44+E*(HH2(T)-HH2(573))*4184/18;
00160 OUTSTRING(1,('RENDONDE WARMTE VOR OPMAKEN REAKTIEMENSEL VAN 850 TOT
00160 REAKTIF-TEMP (IN H7) - - - - (KW)')):BLANK(1,7);
00162     FIX(1,6,0,PAARD):LINE(1,1);
00164     T:=482;
00165     *FOR:TL:=T
00165     *BEGIN:PAARD:=DU*(HCO2(T)-HCO2(TL))*4184/44+DU*(HCO(T)-HCO(TL))
00165     *4184/28+DU*(HH2(T)-HH2(TL))*4184/2+DU*(HH2(T)-HH2(TL))*
00165     *4184/18+DU*(HCHU(T)-HCHU(TL))*4184/16+DU*(HN2(T)-HN2(TL))*
00165     *4184/28; *IF:TL<TI THEN *BEGIN:OUTSTRING(1,('PAS OP ER
00165     GAAT IETS MIS')):LINE(1,3):END; *IF:PAARD<0 THEN *
00169     *BEGIN:OUTSTRING(1,('TEMPERATUUR PRODUCTGAS NA W H6')):
00170     BLANK(1,57):OUTSTRING(1,(' (GR C)')):BLANK(1,7);
00173     TLU:=TL-273:FIX(1,4,0,TLU):LINE(1,1);
00176     OUTSTRING(1,('HOEVEELHEID WARMTE UIT W H6')):BLANK(1,61);
00179     OUTSTRING(1,(' (KW)')):BLANK(1,7);
00182     *GOTO:FINDE;
00183     *END;
00184     *END;:FINDE;
00185     H2OF:=(1 *PAARD-PAARD*DU*(HCO2(TL)-HCO2(623))*4184/44+DU*(HCO(TL)-HCO(62
00185     3))*4184/28+DU*(HH2(TL)-HH2(623))*4184/2+
00195     *EJ/18*(4184*(HH2(TL)-HH2(623)))+
00185     *RU*(HCHU(TL)-HCHU(623))*4184/16+DU*(HN2(TL)-HN2(623))*
00185     *4184/28)/((HH2(573)-HH2(543))+10.5195)*4184/18;
00186     PAARD:=H2OF*(HH2(573)-HH2(543))+10.5195)*4184/18;
00187     OUTSTRING(1,('HOEVEELHEID WARMTE UIT WHH1')):
00188     BLANK(1,62):OUTSTRING(1,(' (KW)')):BLANK(1,7);
00191     FIX(1,6,0,PAARD):LINE(1,1);
00193     OUTSTRING(1,('HOEVEELHEID KOELWATER OPGEWAKD VAN 27C GR C TOT STOMM VA
00193     N 300GR C(IN W H10) - - - - (KG/S)')):BLANK(1,5);
00195     *H2OA:=I
00197     *HCO(37
00197     3))*4184/28+DU*(HH2(623)-HH2(373))*4184/2+
00197     *EU/18*(4184*(HH2(623)-HH2(373)))+(YO-VNT/57.9)*A*4.184*10.5195/170+
00197     *BU*(HCHU(623)-HCHU(373))*4184/16+DU*(HN2(623)-HN2(373))*
00197     *4184/28)/((HH2(543)-HH2(293))*4184/18);
00198     PAARD:=H2OA*(HH2(543)-HH2(293))*4184/18;
00199     OUTSTRING(1,('HOEVEELHEID WARMTE UIT WHH1')):
00200     BLANK(1,62):OUTSTRING(1,(' (KW)')):BLANK(1,7);
00203     FIX(1,6,0,PAARD):LINE(1,1);
00205     OUTSTRING(1,('HOEVEELHEID KOELWATER OPGEWAKD VAN 20 GR C TOT WATER VAN
00205     270GR C(IN W H11) - - - - (KG/S)')):BLANK(1,5);
00207     *H2OA1:=H2OA-
00207     *H2OF;
00209     OUTSTRING(1,('HOEVEELHEID WATER VAN 270 GR C NAAR DE AFTAP')):
00210

```

100

102

103

103A

117

118

119

120

124

12

128

137

139

141A

142

143

145

146A

146C

138

146H

146I

146L

146M

```

00211 BLANK(1,46);OUTSTRING(1,(''(KG/S)')));BLANK(1,5);
00214 FIX(1,4,1,H2O(1));LINE(1,4);
00216 OUTSTRING(1,('NARMBERSON IS AARDGAS EN RECYCLE-GAS METANOL-FARRIEK (CO
2/CO/H2/CH4/N2=0.7/4.5/55.5/13.4/25.9 V%)')));
00217 LINE(1,2);OUTSTRING(1,('MASSABALANS OVER OVEN R8 (IN KG/S)')));LINE(
00219 1,2);BLANK(1,11);
00221 OUTSTRING(1,('
00222 LINE(1,2);OUTSTRING(1,('IN EX RFCYCLEGAS')));A:=A/1000;
00225 TV:=1274;HERMAN;
00226 XX:=(18.6/400*(HCO2(1773)*4184+82.3/400*(HH2O(1773)*4184
+25.9/400*(HN2(1773)-HN2(523))*4184-0.7/400*(HCO2(523)*4184
-13.4/400*(HCHJ(523)*4184-56.8/400*(H2(1773)*4184
-4.5/400*(HCO(523)*4184-55.5/400*(HH2(523)*4184+
56.8/72*(A*
+20*(HO2(1773)-HO2(TV))*4184))+1.25*DELTAH)
/
-1.7/0.18* ('R*(HN2(1773)-HN2(TV))*4184
+2*(H32(1773)-HO2(TV))*4184)
-.86*(HCO2(1773)*4184-1.7*(HH2O(1773)*4184
-.14*(HN2(1773)-HN2(273))*4184+
1.7*(HO2(1773)*4184+.01*(HCO2(273)*4184+
0.85*(HCHU(273)*4184));
N2L:=.8*(56.8*(A/72+1.7*(XX/.18))*28;
O2L:=.2*(56.8*(A/72+1.7*(XX/.18))*32;
LUS:=N2L+O2L;
CO2RC:=.7*(A/400)*44;
CORC:=4.5/400*(A*28;
H2RC:=55.5*(A/400)*2;
CHURC:=13.4*(A/400)*16;
N2RC:=25.9*(A/400)*28;
TO:=CO2RC+CORC+H2RC+CHURC+N2RC;
TOW:=A/4;
CO2A:=XX*.01*44;
CH4A:=XX*.85*16;
N2A:=XX*.14*28;
AA:=CO2A+CH4A+N2A;
LUM:=N2L/28+O2L/32;
CO2UR:=18.6/400*(A+0.86*(XX)*44;
H2UR:=182.3/400*(A+1.7*(XX)*18;
N2UR:=N2L+N2RC+N2A;
O2UR:=1.2*(56.8*(A/72+1.7*(XX/.18)-56.8*(A/400-1.7*(XX))*32;
UITM:= CO2UR/44+H2UR/18+N2UR/28+O2UR/32;
H2O:= (H2UR/18*100)/UITM;
N2:= (N2UR/28*100)/UITM;
O2:= (O2UR/32*100)/UITM;
TO:=1773;

```

```

146P
1460
149
153A
1588
158C
158D
158F
173
181
185
186
188
189
190
191
191AA

```

SC

SOURCE STATEMENT

SOURCE PROGRAM

PAGE 005

```

00253 *FOR: TU:=1773*STEP-1 UNTIL: 500 DO:
00253 *BEGIN: MAR:= CO2UR*(HC02(TU)-HC02(TU))*4184/44+H2OUR*(HH20(TU)-
00253 -HH20(TU))*4184/18+N2OUR*(HN2(TU)-HN2(TU))*4184/28+O2UR*(HO2(TU)
00253 -HO2(TU))*4184/32;
00254 *IF: BAARD-1 *MAR<0 THEN: RESIN:
00254 LUCHT:=O2L*(HO2(TU)-HN2(273))*4184/32+N2L*(HN2(TV)-HN2(273))*4184/28
00257 *GOTO:AF: END:AF:
00257 ;
00258 *FOR:TC:=973*STEP-1 UNTIL:273 DO:
00258 *BEGIN:REST:=CO2UR*(HC02(TU)-HC02(TC))*4184/44+H2OUR*(
00258 HH20(TU)-HH20(TC))*4184/18+N2OUR*(HN2(TU)-HN2(TC))*4184/28+
00258 O2UR*(HO2(TU)-HO2(TC))*4184/32;
00259 *IF: LUCHT-1 *REST<0 THEN: *BEGIN:
00259 *GOTO:STOP: END:STOP:
00262 *IF:TV<(TU-100) THEN: *BEGIN:TV:=TV+10;GOTO:HERMAN: END:
00265 *IF:TV<(TU-100) THEN: *BEGIN:TV:=TV+1;GOTO:HERMAN: END:
00268 FIX(1,3,3,CO2RC):
00269 FIX(1,3,3,CO2RC):
00270 FIX(1,3,3,H2RC):BLANK(1,8);
00272 FIX(1,3,3,CH2RC):
00273 FIX(1,3,3,CH2RC):
00275 FIX(1,3,3,N2RC): BLANK(1,21);
00277 *BLANK(1,3);
00279 *BLANK(1,3);
00281 FIX(1,3,3,CO2A):BLANK(1,28);
00283 FIX(1,3,3,CH4A):
00284 FIX(1,3,3,N2A): BLANK(1,11);
00286 LINE(1,1);OUTSTRING(1,*(IN LUCHT ' '); BLANK(1,55);
00291 *FIX(1,3,3,AA):BLANK(1,11);
00294 *FIX(1,3,3,N2L):
00295 *FIX(1,3,3,DEL): BLANK(1,11);
00297 *FIX(1,3,3,LUS):BLANK(1,1);
00301 *FIX(1,3,3,LUM): LINE(1,2);
00303 *FIX(1,3,3,CO2UR):BLANK(1,18);
00305 *FIX(1,3,3,H2OUR):BLANK(1,10);
00307 *FIX(1,3,3,N2UR):
00309 *FIX(1,3,3,OPUR):
00313 *BLANK(1,22);
00314 *FIX(1,3,3,UT1):BLANK(1,2);
00316 *FIX(1,3,3,UTM): LINE (1,1);
00318 *OUTSTRING(1,*(VOLUME *INAFGAS ' '); BLANK(1,10);
00320 *FIX(1,2,1,CO2): BLANK(1,21);
00322 *FIX(1,2,1,H2O): BLANK(1,13);
00324 *FIX(1,2,1,N2): BLANK(1,3);
00326 *FIX(1,2,1,O2) : LINE(1,4);
00328 *OUTSTRING(1,*(TEMP VAN AFGAS
NA W(H*) MET REAKTANTEN TOT REAKTIE-TEMP)');BLANK(1,32);OUTSTRING(1,"
(* (GR C)');BLANK(1,7);TU:=TU-273;
198

```

192

196

199

216\*

211

212

213

226A

226R

226T

226X

226Y

226AA

226AB

226AC

226AD

226AE

226AF

SC	SOURCE STATEMENT	SOURCE PROGRAM	PAGE NOA
00331	FIX(1,4,0,TUL); LINE(1,1);		199
00333	OUTSTRING(1,('HDEVEELHEID WARMTE UIT WWH7*(OPMAREN REAKTANTEN TOT REA		226AI
00336	KTF-TEMP) - - - - - (KW)"); BLANK(1,7); FIX(1,6,0,WAR); LINE		201
00337	(1,1);		226AK
00337	OUTSTRING(1,('HDEVEELHEID WARMTE IN WWH2(LUCHT VAN 0 TOT TV GR.C)");		226AK
00341	); BLANK(1,36); OUTSTRING(1,('KW)"); BLANK(1,7);		226AM
00341	FIX(1,6,0,LUCHT); LINE(1,1);		219*
00343	OUTSTRING(1,('TEMP VAN AFGAS NA WWH2 MET LUCHT VAN 0 TOT TV GRC		226AO
00343	- - - - - (GR.C)"); BLANK(1,7); TD:=TC-273;		217
00345	FIX(1,4,0,TU); LINE(1,1);		226AQ
00348	OUTSTRING(1,('TEMP VAN LUCHT NA H12, VOOR VERBRANDING IN R8 (TV) - -		226AR
00349	- - - - - (GR.C)"); BLANK(1,7);		226AS
00352	TV:=TV-273; FIX(1,4,0,TV); LINE(1,2);		
00353	RECO2:=(1.0*(D-F+R+C1)/CO2UR;		
00354	OUTSTRING(1,('MASSASTROMEN NAAR CO2-ABSORBER IN KG/S)");		
00355	LINE(1,1);		
00356	OUTSTRING(1,(' N2 CO2 H2O O2 TOTAAL TOT. I		
00356	N.KNOL.PERS)"); LINE(1,1);		
00358	RECO2:=BECO2*CO2UR; REN2:=8*FCO2*W2UR; REH2O:=0;		
00361	REO2:=BECO2*O2UR; BLANK(1,4);		
00363	FIX(1,3,2,REN2); FIX(1,3,2,REH2O); FIX(1,3,2,REO2);		
00367	RETO:=BECO2*(UIT-H2UR); FIX(1,3,2,RETO);		
00369	WAARD:=(REN2*(HN2(TC)-HN2(463)))*4184/28+RECO2*(HCO2(TC)-HCO2(463))*4184/		
00369	44+(H2O2*(HH2O(TC)-HH2O(463)))*4184/18		
00369	+REO2*(HO2(TC)-HO2(463))*4184/32);		
00370	TC:=463;		236 D
00371	RETO:=RECO2*(UIT-H2UR/18); FIX(1,3,2,RETO); TX:=303;		
00374	H2OK:=(REN2*(HN2(TC)-HN2(313)))*4184/28+RECO2*(HCO2(TC)-HCO2(313))*4184/		
00374	44+RECO2*H2O2*(HH2O(TC)-HH2O(313))+10.5195)*4184/18		
00374	+REO2*(HO2(TC)-HO2(313))*4184/32)/(4.184*(TX-293)); LINE(1,2);		
00375	H2OS:=(YO-1/57.9*(WIT)*A*18/100;		
00377	OUTSTRING(1,('WATER GECONDENSEERD IN H11 UIT PRODUCTGAS R9)");		240
00378	BLANK(1,46); OUTSTRING(1,('KGS)");		
00381	BLANK(1,5); FIX(1,4,2,H2OS); LINE(1,1);		
00383	H2OW:=FU-H2OS; OUTSTRING(1,('WATER IN SYNTHESE GAS)"); BLANK(1,69);		
00386	OUTSTRING(1,('KGS)"); BLANK(1,5); FIX(1,4,2,H2OW); LINE(1,1);		
00392	OUTSTRING(1,('HDEVEELHEID WARMTE AF TE VOEREN IN LUCHTKOEFER H 13 ());		242B
00392	); BLANK(1,38); OUTSTRING(1,('KW)"); BLANK(1,6);		
00394	FIX(1,6,0,WAARD); LINE(1,1);		
00396	LUVE:=WAARD/(4184/29*(.8*(HN2(313)-HN2(293)))+		242E
00396	.**(HN2(313)-HN2(293)));		242F
00397	OUTSTRING(1,('HDEVEELHEID LUCHT VAN 20 TOT 40 GR C NODIG IN LUCHTKOEFLE		242G
00397	R H 13)"); BLANK(1,27); OUTSTRING(1,('KGS)"); BLANK(1,4);		242H
00401	FIX(1,4,1,LUVE); LINE(1,1);		242I
00404	OUTSTRING(1,('TEMPERATUUR KOELWATER NA H14)");		243
00404	BLANK(1,62); OUTSTRING(1,('GR.C)"); BLANK(1,6);		244
00407	TV:=TX-273; FIX(1,3,0,TV); LINE(1,1);		

SC

SOURCE STATEMENT

SOURCE PROGRAM

PAGE 007

```

00410 OUTSTRING(1,'HCEVEFLH,KOELW,VAN 20 TOT 30 GR C, IN WW H 14 VONR KOF 249
00410 LEN AFG, TOT 40 GRC IN ARSORRER (KG/S)*M);BLANK(1,5);
00412 FIX(1,4,1,H2K);LINE(1,1);
00414 OUTSTRING(1,'WATER GECONDENSEERD IN H 14 UIT GASTSTROM NAAR CO2-ABSORR
00414 ER)*M);BLANK(1,3);
00415 OUTSTRING(1,'(KG/S)*M);BLANK(1,7);FIX(1,2,2,(BECO2*H2O));LINE(1,1);
00422 TAARD:=H2O*4.184*(TX-293);
00421 OUTSTRING(1,'HCEVEFLHEID WAPTE AF TE VOEREN IN WW H 14*);
00422 BLANK(1,48);OUTSTRING(1,'(KM)*);BLANK(1,5);FIX(1,6,0,TAARD);LINE(1,1
0);
00425 INREAL(0,DP);INREAL(0,FI);INREAL(0,ROK);INREAL(0,EMF);INREAL(0,DPM);
00427 INREAL(0,MUCH4);INREAL(0,MUN2);INREAL(0,MUH2O);INREAL(0,MUCO2);
00432 INREAL(0,KCH4);INREAL(0,KGN2);INREAL(0,KGH2O);INREAL(0,KGCCO2);
00443 INREAL(0,DPC);INREAL(0,ROC);INREAL(0,DPHC);
00445 AR:=R/15+C/2R+D/44+E/18;VI:=AB*.08205*1/P;AC:=DU/44+DUU/23+HU/2+EU/18+
BU/16+CU/28;VU:=AC*.08205*1/P;V3:=UITM*.08205*1773/P;
00449 ROI:=G/VI;ROU:=GU/VU;ROG:=UIT/VG;FAK:=1.0;
00452 OUTSTRING(1,'(BESCHRIJVING FLUIDE BEDDEN)*);LINE(1,2);
00454 E/4.24+D/6.64);"COMMENT" REAKTOR OP 1000 GR C;
00455 KG:= (1.731*-3)*(B/5.42*KCH4+C/9.32*KGN2+E/6.95*KGH2O+D/12.6*KGCCO2)/
(R/6.42+C/9.32+E/6.55+D/12.6);"COMMENT" REAKTOR OP 1000 GR C;
00456 OUTSTRING(1,'(BEREKENINGEN VONR REAKTOR)*);LINE(1,2);
00458 BOEK:UMF:=(FI*DP)*M*(ROK-RNI)*9.81*(EMF*3)/(150*MU*(1-EMF));
V:=(4*9.81*DP)*M*(1.6*(PCC-RNI))/(55.5*8*1*60.4*MU*Q.6))*M*(1/1.4);
00460 RFP:=ROI*V*DP/MJ;
00461 OUTSTRING(1,' M UMF (M/S) RECOR U-MAX(M/S) RE MAX
*));LINE(1,1);BLANK(1,6);FIX(1,2,2,UMF);BLANK(1,5);
00466 FIX(1,4,1,PEP);BLANK(1,6);REPUT:=400;OVER:
00469 *IF REPUT<500;REPUT>.4;THEN:
00473 UTU:=(4/225*((ROK-RDU)*9.81)**2)/(ROU*MU)**.333)*FI*DPM;
*IF REPUT<.4;THEN:UTU:=(9.81*(ROK-RDU)*DPM*FI*FI)/(18*HU);
*IF REPUT>500;THEN:UTU:=(3.1*9.81*(ROK-RDU)*DPM*FI/ROU)**.5;
00472 REPUTA:=ROU*UTU*DPM/MU;IF ABS(REPUTA-REPUT)>1;THEN:RESIN:
REPUT:=REPUTA;GO TO OVER;ENDIF;FIX(1,2,2,UTU);BLANK(1,4);FIX(1,4,1,REPUT
);LINE(1,2);
00479 OUTSTRING(1,'(U(LIN) P(BREAK) NU HP DELTA T EPS VC
OR GCOR HO(BED) L/D VKAT SV K, TIJD GAS KRIT)*M);
00480 LINE(1,1);OUTSTRING(1,'( M/S M3 V/VKAT SEK)*M);
00482 M3
00483
00484
00484 *FOR FF:=1;STEP:1;UNTIL:UTU/UMF>0;
00484 *BEGINMU:=FF*UMF;LINE(1,1);
00484 DRE:=(4*VU/(3.145*U))**.5;FIX(1,2,1,DRE);BLANK(1,2);
00491 NI:=.3*(REP)**1.3;FIX(1,4,1,NU);
00493 HP:=NU*KG/DPC;FIX(1,3,2,HP);
00495 TT:=(1773-T)/LN(1773-T);FIX(1,3,1,TT);
00497 EPS:=.55*(U-UMF)/(UTU-UMF)*.4;FIX(1,1,2,EPS);

```

291

293

294

SC

SOURCE STATEMENT

SOURCE PROGRAM

PAGE 008

```

00499 OPP:=FAK*DELTAH/(HP*TT):VK:=NPP/(6*(1-FPS)/DPC):FIX(1,0,5,VK):
00502 GK:=VK*ROG*(1-EPS):FIX(1,1,1,GK):
00504 L:=C.6*DRE:FIX(1,1,2,L):BLANK(1,1):LD:=C.6:FIX(1,0,2,LD):BLANK(1,1):
00510 VKAT:=3.1415/4*NRE*DRE*BLANK-VK:FIX(1,2,1,VKAT):
00512 SV:=VU/(VK+VKAT):FIX(1,3,2,SV):BLANK(1,4):
00515 SS:=L/U:FIX(1,2,3,SS):BLANK(1,4):
00518 GA:=(ROG-ROU)/MU*(9.81*DP**3)**.5:
00519 KRIT:=2260*EM**1.5*(1-EPS)**1.5/(EPS**3.5*(1-EMF)**0.5*(3-2*EPS)):
00522 *IF GAKKRIT THEN OUTSTRING(1,"(SMOOTH)") ELSE
00522 OUTSTRING(1,"(SUBRLING)"):LINE(1,1):
00522 *END NU VOL GEBERKENINGEN:LINE(1,2):
00524 INREAL(0,MUCD2):INREAL(0,MUH2D):INREAL(0,MUN2):INREAL(0,MUN2):
00528 INREAL(0,KGC02):INREAL(0,KGH2D):INREAL(0,KGN2):INREAL(0,KGN2):
00532 MU:=(C02*6.64*MUJ02+H20*4.24*MUH2D+N2*5.29*MUJ2D+N2*5.55*MUJ02)/
00532 (C02*6.44+H20*4.24+N2*5.29+D2*5.65):COMMENT NVEN NP 1500 GR C:
00533 KG:=(1.731**3)*(C02*3.53*KGJ02+H20*2.62*KGH2D+N2*3.04*KNJ2D+D2*3.18*KGJ02)
00533 /(C02*3.53+H20*2.62+N2*3.04+D2*3.18):COMMENT NVEN NP 1500 GR C:
00534 OUTSTRING(1,"(BEREKENINGEN NVEN)"):
00537 LNF(1,21):FAK:=1.00:
00537 UMF:=(DPC*DPC)*(ROG-ROG)*9.81*(EMF**3)/(150*NU*(1-EMF)):
00539 REP:=ROG*UMF*OPC/MU:
00539 OUTSTRING(1,"") UMF (M/S) RE MF U-MAX(M/S) RE MAX
00539 *)LINE(1,1):BLANK(1,6):FIX(1,2,2,UMF):
00542 BLANK(1,6):FIX(1,4,1,REP):BLANK(1,6):REP:=400:
00547 OPNIEUW:
00547 *IF REPUT<500&REPUT>-4*THEN
00547 UTU:=(14/225*((ROG-ROG)*9.81)**2)/(ROG*NU)**.333)*DPMC:
00549 *IF REPUT<4*THEN*UTU:=(9.81*(ROG-ROG)*DPMC*DPMC)/(18*NU):
00549 *IF REPUT>500*THEN*UTU:=(3.1*9.81*(ROG-ROG)*DPMC/ROG)**.5:
00551 REPUTA:=ROG*UTU*DPMC/MU:
00551 *IF ABS(REPUTA-REPUT)>1*THEN
00551 *REGIN*REPUT:=REPUTA:"GOTO"OPNIEUW:"END":
00554 FIX(1,2,2,UTU):BLANK(1,4):
00554 *FIX(1,4,1,REPUT):LINE(1,2):
00554 OUTSTRING(1,"(ULLIN) D(BEAK) RE NU HP
00558 VCOR GCOR HD(RED) L/D SV K*TIJD GAS KRIT(n): FPS
00559 LINE(1,1):
00559 OUTSTRING(1,"( M/S M V/VCOR - SEK(n):LINE(1,1):
00563 M3 KG M - KW/M2*GR -
00562 *FOR*FF:=1*STEP*.1*UNTIL*UTU/UMF*DO
00562 *REGIN*NU:=FF*UMF*LINE(1,1):FIX(1,2,2,U):BLANK(1,4):
00565 NRE:=(4*VG/(3.1416*U))**.5:FIX(1,2,2,DRE):BLANK(1,2):
00569 RE:=REP*FF:FIX(1,4,1,RE):BLANK(1,1):NU:=.3*RE**1.3:FIX(1,4,1,NU):
00574 HP:=NU*KG/DPC:FIX(1,3,2,HP):
00576 EPS:=(.55+(U-UMF)/(UTU-UMF))*4:FIX(1,1,2,EPS):
00578 L:=0.6*DRE:
00579 VCOR:=3.14159/4*DRE*DRE/L:
00580 FIX(1,2,1,VCOR):

```

SC	SOURCE STATEMENT	SOURCE PROGRAM	PAGE 009
00581	GCCR:=VCCR*ROD*(1-FPS);FIX(1,4,0,GCCR);FIX(1,2,2,L);BLANK(1,1);	000321E0	
00585	FIX(1,1,2,LD);BLANK(1,1);	000321E0	
00587	SV:=VU/VCCR;FIX(1,3,2,SV);BLANK(1,6);	000321G0	
00590	SS:=L/U;FIX(1,1,3,SS);BLANK(1,4);	000321H0	
00593	GA:=(ROD-ROD1)/MU*(0.81*DPG**3)**.5;	000321I0	
00594	KRIT:=2260*EMF*1.5*(1-EP5)*1.5/(EP5**3.5*(1-EMF)**.5*(3-2*FPS));	000321J0	
00595	*IF GAKKRIT THEN DUTSTRING(1,('SMODTH')) ELSE *	000321K0	
00598	DUTSTRING(1,('BUBLING')) ENDS LINE(1,3);	1910A00	
00599	CRCLP:=(1.1*101.06*DELTAH/4.184)/(26.12*(1773-T)+2.194*-3*(1773*1773	1910A00	
00599	-T)+7.269*5*(1/1773-1/T));	1910A00	
00603	ROC:=3970; ROL:=16; MUL:=4.77*-5;DPMC:=*-3;	1910	
00603	SNEH:=(4/225*((ROD-ROL)*0.81)**2)/(ROL*MUL)**.333*DPMC;	1910E000	
00604	RESTJG:=ROL*SNEH*DMC/MUL;LINE(1,4);	1910E000	
00606	DUTSTRING(1,('REYNOLDS IN DE STIJGBUIS (GROTER DAN 500)'));	1910G	
00607	BLANK(1,48);DUTSTRING(1,('(-)')));BLANK(1,6);	1910H000	
00612	FIX(1,4,1,PESTJG);LINE(1,1);	1910I	
00613	STJGSN:=3;	1910K000	
00614	DUTSTRING(1,('STJGSNELHEID VAN DE CORRUUDUM IN DE STIJGPJP'));	1910L000	
00617	BLANK(1,43);DUTSTRING(1,(' (M/S)')));BLANK(1,6);	1910L000	
00619	FIX(1,2,2,STJGSN);LINE(1,1);	1910L000	
00621	DDORSN:=DPCPR*(6+SNEH)/(STJGSN**2*ROD);DIAM:=(4*DDORSN/3.14159)**.5;	191M	
00622	DUTSTRING(1,('DIAMETER VAN DE STIJGPJP'));	1910P000	
00625	BLANK(1,64);DUTSTRING(1,(' (M)')));BLANK(1,8);	1910P000	
00627	FIX(1,2,2,DIAM);LINE(1,1);	1910P000	
00627	LUNS:=DDORSN*(SNEH+STJGSN)*ROL;	191Q	
00629	DUTSTRING(1,('LIJCHT WDDIG VOOR DE STIJGPJP (TEMPERATUUR 1000 GR C)'));	1910P000	
00632	BLANK(1,38);DUTSTRING(1,(' (KG/S)')));BLANK(1,4);	1910T000	
00634	FIX(1,3,2,LUNS);LINE(1,5);	000321M	
00634	DUTSTRING(1,('HDEVEELHEID CORRUUDUM VAN OVEN NAAR REAKTOR - - - - -	000321N	
00636	FIX(1,6,3,CORCLR);LINE(1,2);	000321O0	
00638	LINE(1,2);DUTSTRING(1,('STROOM 12 ('))');	46	
00642	FLOD1,6,2,(11.8*HH2OL(373)*4194/18));		
00643	END; END;		
00643	END;		



MASSABALANS METHAAN REFOUWINGPROCES BY P=+57.9 ATM FN T (GRC) +1000

( IN R9 ) CH4(KG/S)	CO2(KG/S)	CO(KG/S)	H2(KG/S)	H2O(KG/S)	N2(KG/S)	AARDGAS	TOTAAL
INVOER	+5.5760	+3.9823	+7.9854	+1.9798	+12.4766	+18.8193	+29.9845
UITVOER	+5.4756	+5.4601	+7.9854	+1.9798	+12.4766	+1.6072	+29.9847

REAKTIE WARMTE  
 AFWERKEN WARMTE VAN REAKTIEMENSGEL TOT 100GR C  
 TOE LEVEREN WARMTE AAN REAKTANTEN(ZONDER STOOM, MET CO2 OP 100 GRC)  
 TOE LEVEREN WARMTE AAN WATER VAN 25 GRC TOT STOOM VAN REAKTIE-TEMP  
 TOTALE WARMTE INVOER  
 BENODIGDE WARMTE VOOR AARDGAS+CO2 VAN 0 TOT 850 GRC (IN H6)  
 BENODIGDE WARMTE VOOR OPAKAREN REAKTIEMENSGEL VAN 850 TOT REAKTIE-TEMP (IN H7) - - - - -  
 TEMPERATUUR PRODUCTGAS NA W H6\* (GR C)  
 HOEVEELHEID WARMTE UIT W H6\* (KW)  
 HOEVEELHEID WARMTE UIT W H10 (KW)  
 HOEVEELHEID KOELWATER, DRUGEMARMD VAN 270 GR C TOT STOOM VAN 300GR C(IN W H10) - - - - -  
 HOEVEELHEID WARMTE UIT W H11 (KW)  
 HOEVEELHEID KOELWATER, DRUGEMARMD VAN 20 GR C TOT WATER VAN 270GR C(IN W H11) - - - - -  
 HOEVEELHEID WATER VAN 270 GR C NAAR DE AFTAP (KG/S)  
 +35.0

WARMTEBRON IS AARDGAS EN RECYCLE-GAS METHANOL-FABRIEK (CO2/CO/H2/CH4/N2=0.7/4.5/55.5/13.4/25.9 %)  
 MASSABALANS OVER OVEN R8 (IN KG/S):

	CO2	CO	H2	H2O	CH4	N2	O2	AARDGAS	LUCHT	TOTAAL	TOTAAL(KMOL/S)
IN EX RECYCLEGAS	+0.02	+0.129	+0.114		+0.220	+0.743				+1.238	+0.103
IN FX AARDGAS	+0.076				+2.355	+0.679				+3.112	+0.173
IN LUCHT						+43.901				+56.444	+56.444
AFGAS	+7.395			+6.820		+45.323				+60.793	+2.205
VOLUME %INAFGAS	+7.6			+17.2		+73.4					

TEMP VAN AFGAS NA W(H7\*) MET REAKTANTEN TOT REAKTIE-TEMP  
 HOEVEELHEID WARMTE UIT W(H7\*) (OPMAREN REAKTANTEN TOT REAKTIE-TEMP) - - - - - (KW)  
 HOEVEELHEID WARMTE IN W(H12)LUCHT VAN 0 TOT TV GR C) (KW)  
 TEMP VAN AFGAS NA W(H12) MET LUCHT VAN 0 TOT TV GRC - - - - - (GR C)  
 TEMP VAN LUCHT NA H12, VOOR VERRANDING IN R8 (TV) - - - - - (GR C)

MASSASTROMEN NAAR CO2-ABSORBER IN KG/S  
 N2 CO2 H2O O2 TOTAAL TOT. IN KMOLPERS  
 +23.30 +3.80 +0.00 +0.64 +27.75 +0.94

WATER GECONDENSEERD IN H11 UIT PRODUCTGAS R9 (KG/S) +11.80  
 WATER IN SYNTHESGAS (KG/S) +0.68  
 HOEVEELHEID WARMTE AF TE VOEREN IN LUCHTKOELER H 13 (KW) +4262  
 HOEVEELHEID LUCHT VAN 20 TOT 40 GR C NDDIG IN LUCHTKOELER H 13 (KG/S) +213.4  
 TEMPERATUUR KOELWATER NA H14 (GR C) +30  
 HOEVEELH. KOELW. VAN 20 TOT 30 GR C. IN W H 14 VOOR KOELEN AFG. TOT 40 GRC IN ABSORBER (KG/S) +331.1  
 WATER GECONDENSEERD IN H 14 UIT GASSTROOM NAAR CO2-ABSORBER (KG/S) +3.51  
 HOEVEELHEID WARMTE AF TE VOEREN IN W H 14 (KW) +13853



BESCHRIJVING FLUIDE BEDDEN

BEREKENINGEN VOOR REAKTOR

U(LIN)	D(REAK)	NU	HP	DELTA T	EPS	VCOR	GCOR	HO(RED)	L/D	VKAT	SV	K.TIJD GAS	KRIT
M/S	M		GR C	KW/M <sup>2</sup> *GR	M <sup>3</sup>	M <sup>3</sup>	KG	M		M <sup>3</sup>	V/VKAT	SFK	BUBBLING
+0.18	+5.2	+4477.0	+701.81	+80.5	+0.0059	+1.044	+3.12	+0.60	+66.6	+0.06	+16.933	BUBBLING	
+0.37	+3.7	+4477.0	+701.81	+80.5	+0.0075	+1.044	+2.21	+0.60	+23.5	+0.17	+5.997	BUBBLING	
+0.55	+3.0	+4477.0	+701.81	+80.5	+0.0103	+1.044	+1.90	+0.60	+12.8	+0.31	+3.259	BUBBLING	
+0.74	+2.6	+4477.0	+701.81	+80.5	+0.0167	+1.044	+1.56	+0.60	+8.3	+0.47	+2.117	BUBBLING	
+0.92	+2.3	+4477.0	+701.81	+80.5	+0.0459	+1.044	+1.40	+0.60	+6.0	+0.66	+1.515	BUBBLING	

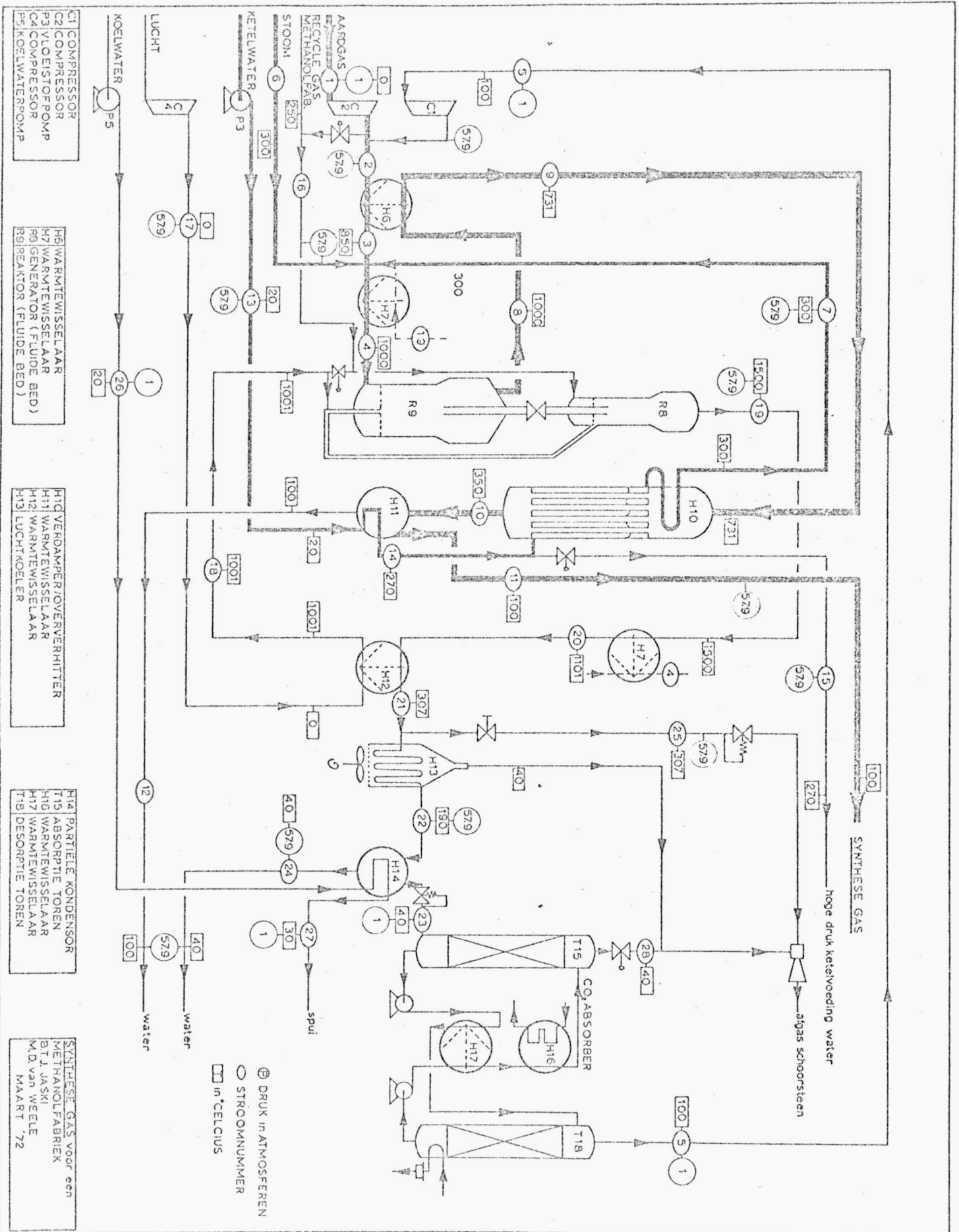
BEREKENINGEN OVEN

U(LIN)	D(REAK)	RE	NU	HP	EPS	VCOR	GCOR	HO(RED)	L/D	SV	K.TIJD GAS	KRIT
M/S	M	RE MF	U-MAX(M/S)	KW/M <sup>2</sup> *GR	M <sup>3</sup>	M <sup>3</sup>	KG	M		V/VCOR	SFK	BUBBLING
+2.51	+1.68	+577.3	+1166.6	+134.80	+0.55	+2.2	+3921	+1.01	+4.60	+1.79	+4.01	BUBBLING
+2.76	+1.60	+635.0	+1320.5	+152.58	+0.67	+2.1	+2701	+0.95	+4.60	+1.88	+3.48	BUBBLING
+3.01	+1.53	+692.7	+1478.7	+170.86	+0.80	+2.0	+1592	+0.92	+4.60	+1.96	+3.05	BUBBLING
+3.25	+1.47	+750.5	+1640.8	+189.59	+0.92	+1.9	+575	+0.83	+4.60	+2.04	+2.71	BUBBLING

REYNOLDS IN DE STIJGBUIS (GROTER DAN 500)  
 STIJGSELHEID VAN DE CORRUNDUM IN DE STIJGPJP  
 DIAMETER VAN DE STIJGPJP  
 LUCHT NODIG VOOR DE STIJGPJP (TEMPERATUUR 1000 GR C)

HOEVEELHEID CORRUNDUM VAN OVEN NAAR REAKTOR - - - - - (KG/S) +117.696

(-)  
 (M/S) +1088.0  
 (M) +3.00  
 (KG/S) +3.04



C1 COMPRESSOR  
 C2 COMPRESSOR  
 P3 VOEDSTOFPOMP  
 C4 COMPRESSOR  
 P5 KOELWATERPOMP

H6 WARMTEWISSELAAR  
 H7 WARMTEWISSELAAR  
 R9 GENERATOR (FLUIDE BED)  
 R9 REAKTOR (FLUIDE BED)

H10 VERDAMPEROVERVERHITTER  
 H11 WARMTEWISSELAAR  
 H12 WARMTEWISSELAAR  
 H13 LUCHTKOELER

H14 PARTIELE KONDENSOR  
 T15 ABSORPTIE TOREN  
 H16 WARMTEWISSELAAR  
 H17 WARMTEWISSELAAR  
 T18 DESORPTIE TOREN

SYNTHESE GAS voor een  
 METHANOLFABRIEK  
 BT J. JASKI  
 MD van WELE  
 MAART '72

⊕ DRUK in ATMOSFEREN  
 ○ STROOMNUMMER  
 □ in °CELCIUS

IN

VOORWAARTS

RETOUR IN

UIT

M

Q

M

Q

M

Q

M

Q

bij  
lag  
G  
-1

3.80- 33734

CO2

⑤

⑤

C1

⑤

10.84- 40912

aardg

①

C2

①

②

11.17- 62125

①b

3.11- 11866

②

①b

P3

46.50- 738954

water

⑬

⑬

⑬

56.44- 1422

lucht

⑰

⑰

C4

⑰

331.10- 5264190

koelw

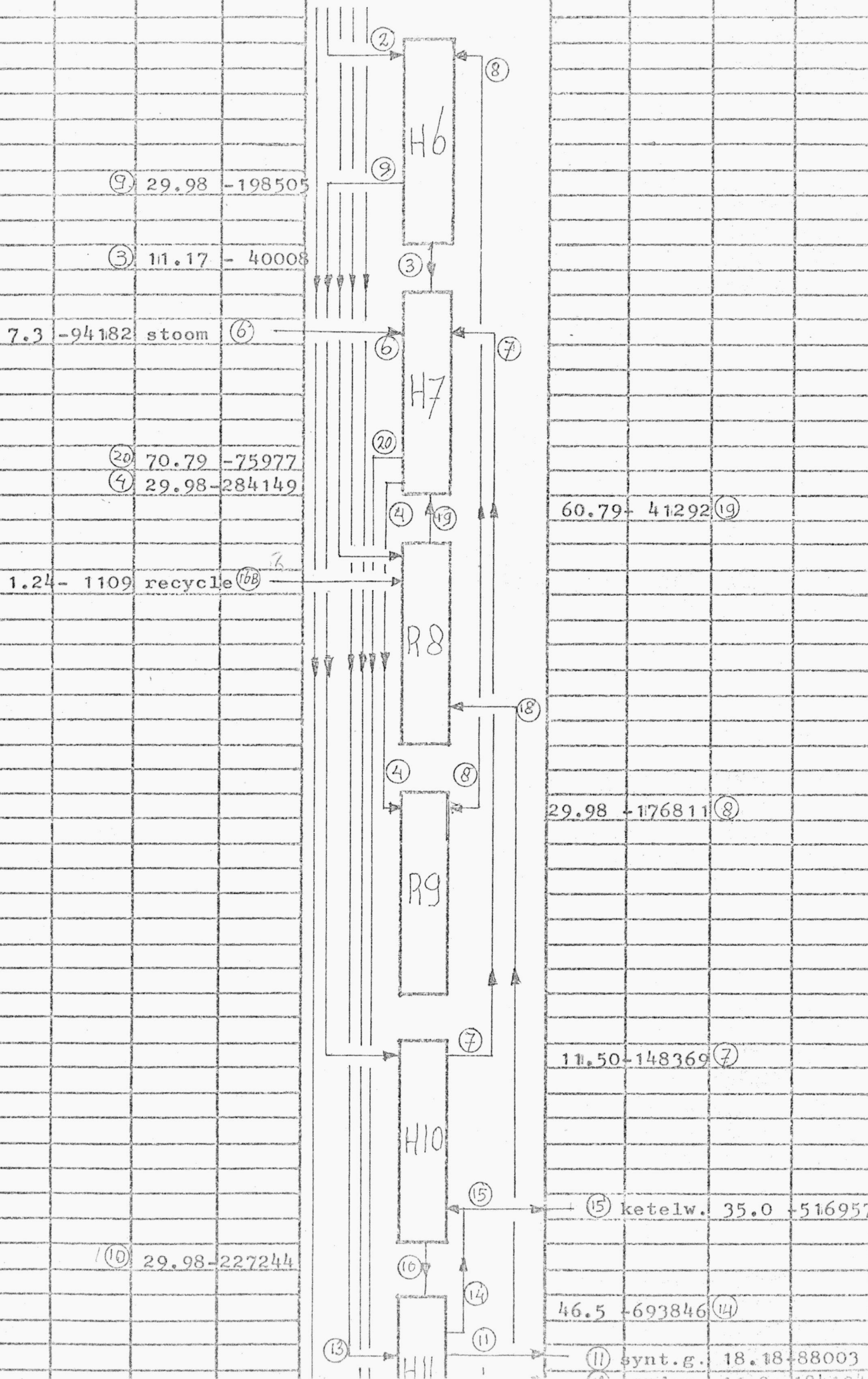
⑳

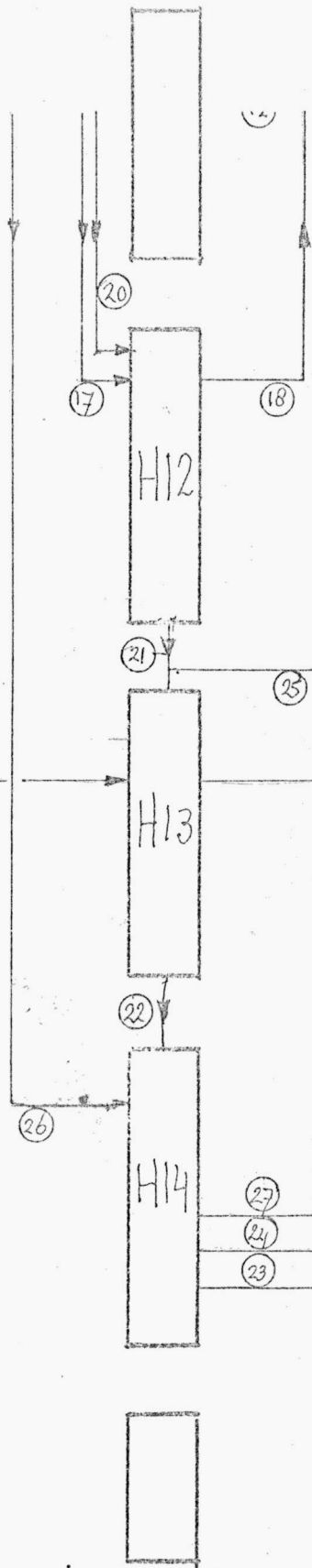
⑳

P5

㉔

㉔





(21) 60.79-138151

56.44 - 60757 (18)

213.40 -1096 koellucht

(25) spui 29.53 -67073

H13

koellucht 213.40 +3167

(22) 31.25-75354

H14

(27) koelw. 331.10-5250310  
 (24) condens 3.51- 55552  
 (23) CO2-gas 27.75- 33571

670.626175599 - -

- - 670.276192403

COMPONENTEN

COMPONENTEN

VOORONTWERT

MASSA in kg/sec

N<sub>2</sub>

WARMTE in kW



APPARAATSTROOM	0°C		1		2		3		4		5		6	
	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
methaan	7.93	- 37523	5.58	- 26403	5.58	- 9508	5.58	- 5388	5.58	- 5388				
stikstof	2.29	- 59	1.61	- 42	1.61	+ 1471	1.61	+ 1760	1.61	+ 1760				
CO2	0.26	- 2330	3.98	- 35680	3.98	- 31971	3.98	- 31200	3.98	- 32734				
CO														
waterstof														
stoom									18.82	- 21332			7.3	- 94182
water														
TOTAAL	10.48	- 40912	11.17	- 62125	11.17	- 40008	29.98	- 248149	29.98	- 33735	3.80	- 33735	7.3	- 94182
APPARAATSTR.	7		8		9		10		11		12			
COMPONENTEN	300°C		1000°C		731°C		350°C		100°C		100°C			
methaan	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
stikstof			0.42	- 406	0.42	- 947	0.42	- 1581	0.42	- 1891	0.42	- 1891		
CO2			1.61	+ 1760	1.61	+ 1246	1.61	+ 555	1.61	+ 125	1.61	+ 125		
CO			5.46	- 42802	5.46	- 44678	5.46	- 47107	5.46	- 48470	5.46	- 48470		
waterstof			7.98	- 22674	7.98	- 25260	7.98	- 28732	7.98	- 30879	7.98	- 30879		
stoom			1.98	+ 28769	1.98	+ 20584	1.98	+ 9367	1.98	+ 2150	1.98	+ 2150		
water			11.50	- 148369	12.48	- 141458	12.48	- 159746	12.48	- 159746	0.68	- 9038	11.80	- 184104
TOTAAL	11.50	- 148369	29.98	- 176811	29.98	- 198505	29.98	- 227244	18.18	- 88003	11.80	- 184104		







Gegevens katalysator

Komp.	%	kg/l	smelt punt	a	b	c	d	<sup>a</sup> part.	<sup>b</sup> part.	<sup>d</sup> part.	M <sub>part.</sub>
MgO	53	3.58	2800	10.86	1.197	-	-2.087	5.6472	.6344	-1.106	21.36
NiO	8	6.67	1919	13.69	0.83	-	-2.915	1.0952	.0664	-0.233	5.98
SiO <sub>2</sub>	11	2.26	1703	11.22	8.20	-	-2.70	1.2342	.902	-0.297	6.61
ZrO <sub>2</sub>	28	5.6	2745	16.64	1.80	-	-3.36	4.6592	.504	-0.941	34.50
								12.6358	2.107	-2.577	68.45

$$\text{dichtheid} = .53 \times 3.58 + .08 \times 6.67 + .11 \times 2.26 + .28 \times 5.6 = 4.238 \text{ kg/dm}^3$$

$$= 4238 \text{ kg/m}^3$$

$$\bar{d}_p = 400 = 4 \times 10^{-4} \text{ m} \quad (300 \quad d_p \quad 600)$$

$\phi_s$  = vormfactor = 0.70 (aanname uit in de literatuur voorkomende waarden)

$$\epsilon_{mf} = 0.55 \text{ (idem)}$$

$$M = \text{mol. gewicht} = 68.452$$

$$C_p\text{-vorm: } a + (b \times 10^{-3})T + (c \times 10^{-6})T^2 + (d \times 10^{+5})T^{-2}$$

a, b en d zie boven.

$$C_p \text{ kat} = 12.6358 + (2.107 \cdot 10^{-3})T + (-2.577 \cdot 10^{+5})T^{-2} \text{ in cal/mol, } ^\circ\text{K}$$

$$\int_{T_b}^{T_e} C_p \cdot dT = 12.6358(T_e - T_b) + 1.0534 \cdot 10^{-3} \cdot (T_e^2 - T_b^2) + 2.5771 \cdot 10^{+5} (1/T_e - 1/T_b) \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

Voor omrekening van cal/mol in KJ/kg dienen de waarden vermenigvuldigd te worden met de faktor 4.184/68.452.

---

Temperatuur °C.		warmtegeleidings- coëfficient kg/ms	Sta BTU/hr ft °F
1000	CH <sub>4</sub>	0.098	3.5 x 10 <sup>-5</sup>
''	N <sub>2</sub>	0.956	4.663 x 10 <sup>-5</sup>
''	H <sub>2</sub> O	0.063	4.553 ,,
''	CO <sub>2</sub>	0.066	4.579 ,,
1500	CO <sub>2</sub>	0.102	5.79 x 10 <sup>-5</sup>
''	H <sub>2</sub> O	0.100	5.85 ,,
''	N <sub>2</sub>	0.078	5.98 ,,
''	O <sub>2</sub>	0.078	6.93 ,,

Gegevens van corundum ( $Al_2O_3$ ).

$$C_{p_{cor}} = 26.12 \times (T_1 - T_2) + 2.194 \times 10^{-3} \times (T_1^2 - T_2^2) + 7.269 \times 10^{-5} \times (1/T_1 - 1/T_2)$$

$$\rho_{cor} = 3970 \text{ kg/m}^3$$

$$d_{p_{min}} = 10^{-3} \text{ m}$$

$$d_{p_{max}} = 1,25 \times 10^{-3} \text{ m}$$

$$\phi = 1 \text{ (vormfaktor)}$$

$$M = 101,96$$