

Laboratorium voor Chemische Technologie

Verslag behorende
bij het processchema
van

Kwa Tjoan Lie

onderwerp:

Beriding van

Actieve Kool

adres:

datum:

dec '61



V E R S L A G

=====

ontwerp van

een chemische fabriek

voor de

bereiding van

actieve kool

kwa tjoan lie

december 1961

oudraadtweg 33 delft

T.H. tst. 342

INHOUD

INLEIDING

Omschrijving van het product	-----	1
Betekenis van het product	-----	2
Toepassingen van het product	-----	3
Grondstof voor actieve kool	-----	4
Chemische eigenschappen	-----	5
Fysische eigenschappen	-----	7
HET PROCES	-----	10
Voorbereiding van de grondstof	-----	11
Vochtgehalte van de voeding , droging	-	12
Droge destillatie van hout	-----	13
Activering	-----	15
Temperatuur voor activering	----	17
De watergasreacties	-----	20
Productveredeling	-----	22
KEUZE VAN HET PROCES	-----	24
Keuze van de grondstof	-----	26
Grondstofreserve	-----	27
PLAATS VAN DE FABRIEK	-----	28
RENDEMENT	-----	29
OMVANG VAN DE PRODUCTIE	-----	31
BEREKENINGEN DROGE DESTILLATIE	-----	32
Roteeroven	-----	35
Lage druk stoomketel	-----	36
Condensor	-----	41
Teerscheider	-----	45

BEREKENINGEN GASACTIVERING	-----	47
Gasactivering	-----	52
Stoominjectie	-----	54
Zuurstofinjectie	-----	56
Volumestromen activeringsysteem	----	57
Afmetingen fluid bed	-----	59
zuurstofinjecteur	-----	63
stoominjecteur	-----	63
cycloon	-----	63
gasomlooppomp	-----	63
Hoge druk stoomketel	-----	64
Gaskoeler	-----	67
Gashouder	-----	69

SAMENVATTEND OVERZICHT	-----	70
Droge destillatie	-----	71
Gasactivering	-----	72

BEDRIJFSVOERING

Stationnaire condities	-----	73
Starten	-----	75
Afzetten	-----	78

ALTERNATIEF SCHEMA VOOR GASACTIVERING	----	80
---------------------------------------	------	----

LIJST VAN GERAADPLEEGDE LITERATUUR	-----	83
------------------------------------	-------	----

FIGUREN en TABELLEN

BIJLAGE : één fabrieksschema voor de
bereiding van actieve kool .

INLEIDING

OMSCHRIJVING VAN HET PRODUCT

Onder actieve kool in de engere betekenis van het woord worden zeer poreuze stoffen verstaan , die een hoog koolstofgehalte en een zeer groot inwendig oppervlak bezitten . Zij kunnen vreemde stoffen door adsorptie , en onder bijzondere omstandigheden ook door capillair-condensatie , binden . Bij desorptie worden de geadsorbeerde vreemde stoffen zonder enige verandering aan hun chemische constitutie weer afgegeven .

In de wijdere betekenis van het woord kunnen beenderkool , bloedkool , en Collactivit dat door inwerking van zwavelzuur op houtzaagsel wordt verkregen , daartoe worden gerekend .

BETEKENIS VAN HET PRODUCT

De ontkleurende en reinigende werking van houtskool was reeds in de tijd van de alchemisten bekend . Haar vermogen gassen te adsorberen werd voor het eerst door Lowitz in 1785 genoemd (5701) .

In het begin van de negentiende eeuw werden suikeroplossingen met beenderkool ontkleurd .

De activering van houtskool met stoom en met kooldioxyde kreeg met het procédé van Ostrejko een industriële betekenis (1901) .

De chemische activering met zouten werd spoedig daarna gevonden en industrieel toegepast .

De totale wereldproductie voor alle soorten actieve kool kan voor 1957 geschat worden op 100.000 ton/jaar (5701) .

De prijs varieerde in dat jaar , afhankelijk van de kwaliteit , tussen 0,5 en 5,0 DM/kg .

TOEPASSINGEN VAN HET PRODUCT (5701)

De adsorptie van gassen of van dampen aan actieve kool heeft in de techniek uitsluitend plaats in stromende systemen . De desorptie wordt thermisch of door verdringing met stoom uitgevoerd . Relatief grofkorrelige soorten worden hiervoor gekozen om hoge stromingsweerstand te voorkomen .

Belangrijke toepassingen voor deze kolen zijn :

- gifgasadsorptie in gasmaskers
- reiniging van lucht en gassen van reuk- en smaakstoffen
- benzeenwinning uit de gassen van de steenkooldestillatie en de winning van oplosmiddelen
- katalysator of katalysator-drager .

In vloeistoffen kan de adsorptie worden uitgevoerd in korrelige lagen voor de desodorisering , reiniging en ontkleuring van water , waterige oplossingen of organische vloeistoffen . Deze werkwijze wordt eveneens toegepast bij het chromatografisch concentreren en scheiden van hormonen , vitaminen , antibiotica , aminozuren etc. .

Poedervormige actieve kool kan in vloeistoffen tot een suspensie worden geroerd waardoor een innig contact kan worden bereikt . Deze werkwijze heeft een uitgebreide toepassing gevonden zoals bij de waterzuivering , zuivering en ontkleuring van bietsuiker- en rietsuiker-oplossingen , glucose , dextrose , wijn , glycerine , organische zuren , olien en vetten , vaseline , paraffine , natuurlijke harsen , pharmaceutica , antibiotica etc. . Verder vindt zij toepassing in luchtzuurstof-elementen en als dépolarisator in galvanische elementen .

Zuivere soorten worden ook als medicinale kool gebruikt bij maag- en darmstoornissen en bij vergiftigingsverschijnselen .

Voor de fabricage van koolstofhoudende watten en verbandstoffen wordt zij in viscosegarens versponnen .

Beenderkool vindt in de Verenigde Staten in wijde kringen nog toepassing bij de reiniging en ontkleuring van glucose en suikeroplossingen .

GRONDSTOF VOOR ACTIEVE KOOL (5701)

Als grondstof voor de bereiding van actieve kool kan een grote verscheidenheid koolstofhoudende materialen van plantaardige , dierlijke en minerale oorsprong worden gekozen , bijvoorbeeld :

beukenhout
vurenhout
vruchtschalen

beenderen
bloed

turf
bruinkool
steen­kool
steen­kool­cokes
petroleum­cokes

CHEMISCHE EIGENSCHAPPEN (5701)

De chemische eigenschappen van actieve kool zijn hoofdzakelijk afhankelijk van de bereidingswijze, en slechts in geringere mate van het uitgangsmateriaal.

De samenstelling varieert daarbij

C	80 - 95 %
O , H	20 - 5 %
N , soms ook S	kleine hoeveelheden
<hr/>	
C , O , H , N , S	100 %

Zuurstof en waterstof zijn haast altijd gebonden als

-OH hydroxylgroepen

-OOH carboxylgroepen

-C=O carbonylgroepen

als "zuur of basisch oppervlakte oxyde" (4401).

Deze chemisch functionele groepen verlenen aan de actieve kool een kleine mate van chemisorptie eigenschappen, zoals reeds bekend van de ionenwisselaars op steenkool-basis (Permutit S, Dusarit).

Aangezien de actieve kool haast altijd bij hoge temperatuur bereid wordt, bevat zij geen organische bestanddelen die door destillatie zijn uit te drijven, of met verdunde zuren of loog zijn te extraheren.

Met hete, geconcentreerde natriumhydroxyde kan bij gevoelige soorten soms een zwak geel gekleurd extract worden verkregen, die afkomstig zijn van hoogpolymere verbindingen welke tijdens het bereidingsproces niet volkomen zijn ontleed.

Oxyderende geconcentreerde zuren en basen zoals



kunnen vooral bij hogere temperatuur op actieve kool langzaam inwerken . Het gehalte aan chemosorptief werkende oppervlakte-oxyden wordt daarmee verhoogd (5701) , de totale activiteit van de kool neemt echter af .

Het asgehalte kan afhankelijk van het uitgangsmateriaal en van wassen en extractie variëren tussen 0,2 % tot circa 30 % .

Het belangrijkste hierbij is dat de eventueel aanwezige oplosbare bestanddelen niet storend werken in het systeem waarin de actieve kool wordt gebruikt .

Hoogwaardige soorten voor speciale toepassingen , zoals medicinale kool , voor pharmaceutica en voor glycerine-zuivering , worden zeer zorgvuldig gewassen , en zijn praktisch vrij van oplosbare bestanddelen .

Actieve kool bereid volgens het stoom-activeringsproces levert een alkalisch waterig extract , met $\text{pH} = 9$ tot 11 .

De zuurgraad kan uiteraard aan de eisen voor elke toepassing worden aangepast .

Chemosorptie speelt soms een rol . De maximale capaciteit wordt bij vele kleurstoffen (bij voorbeeld melasse-kleurstoffen) bij het isoelectrisch punt , zure kleurstoffen vaak bij een $\text{pH} = 4,5$ bereikt .

Bij de raffinage van suiker mag op gevaar van inversie , de actieve kool niet zuur reageren .

PHYSISCHE EIGENSCHAPPEN (5701)

De fysisch-chemische wetmatigheden voor de adsorptie zijn voor het adsorptie-gedrag van actieve kool van toepassing .

De praktijk interesseert zich uiteraard op de eerste plaats voor numerieke gegevens . Door de grote verscheidenheid van soorten actieve kool is het moeilijk om algemeen geldende kengetallen aan te geven .

De capaciteit wordt meestal bepaald onder omstandigheden van temperatuur en restconcentratie zoals die in de praktijk voorkomen .

Welke soort actieve kool voor een bepaalde toepassing het meest geschikt is , moet voor elk afzonderlijk geval meestal speciaal worden bepaald .

Het uitgangsmateriaal beïnvloedt de capaciteit in veel geringere mate dan de

- activeringswijze
- activeringsgraad
- de te adsorberen stof .

Belangrijk is bij voorbeeld dat een actieve kool die voor adsorptie van een gas of een verbinding met kleine molecule-grootte uitstekend werkt , volkomen ongeschikt kan zijn voor adsorptie van grote moleculen doordat deze niet in de poriën kunnen binnendringen .

poriën grootte?

Korrelige actieve kool voor toepassing in continue adsorptieprocessen of in gasmaskers moeten een goede mechanische stevigheid bezitten aangezien zij blootgesteld worden aan mechanische slijtage . Hiermee kan rekening worden gehouden door gebruik van

- kool van cocosschalen of van cokes , die een hoge dichtheid en stevigheid bezitten .
- actieve kool van houtskool , turf of houtzaagsel welke na activering wordt fijngemalen en onder zeer hoge druk getabletteerd .

De gewenste korrelgrootte wordt bepaald door de toepassing .

In vast-bed of in "moving-bed" processen kunnen meestal korrels gebruikt worden met diameters van circa 0,3 tot 3 millimeter .

In suspensie of in filterlaag processen wordt de kool meestal gemalen tot een diameter van 1 tot 200 micron .

is dat de relatief grootte van part. 3?

Structuur en porositeit

Actieve kool geeft als hoogporeuze , vaak als colloid-achtig te beschouwen stof , geen scherp röntgen-diagram .

In de electronenmicroscop gedraagt zij zich als amorfe stof .

De microscopisch nog zichtbare macroporen of ook genaamd vacuolen , begunstigen een snelle stofdif-fusie , maar verminderen de stevigheid van korrel-kolen .

Over het algemeen wordt aangenomen dat de actieve porien een gemiddelde diameter dienen te hebben kleiner dan 50 millimicron .

Bij toepassing als katalysator of als katalysator-drager zijn alleen de macroporen belangrijk .

Electische lading

Nagenoeg alle actieve kolen zijn negatief geladen .

Het specifieke oppervlak van de actieve kolen ligt in de orde-grootte van $2 \cdot 10^6$ tot $12 \cdot 10^6$ cm^2/g .

aan het opp. altijd?

Het werkzame oppervlak wordt bepaald door de verdeling van de poriengrootte door de afmetingen van het te adsorberen molecule . Gassen kunnen tot in de de kleine poriën doordringen , bij kleurstof-adsorptie zijn meestal slechts de grotere poriën werkzaam .

Adsorptievermogen

Kleinere moleculen worden sneller , maar daarentegen minder hecht , gebonden dan grotere .

Activiteit

Hoog-actieve kolen kunnen meer adsorberen dan overeen komt met een monomoleculaire laag geadsorbeerde stof . Zij kunnen soms uit een damp zelfs hun eigen gewicht aan adsorbaat binden .

Stort-gewicht en schud-gewicht van een actieve kool zijn afhankelijk van

- het uitgangsmateriaal
- de wijze van activering
- de activeringsgraad
- de grootte van de korrels bij de activering .
- *de samenstelling van het korrel spectrum.*

Meestal worden van een actieve kool opgegeven :

1. korrelgrootte
2. stortgewicht
3. porositeit
4. specifiek inwendig oppervlak
5. capaciteit t.o.v. benzene in lucht
6. ontkleuringsvermogen , melassefactor
7. capaciteit t.o.v. phenol
8. methyleenblauwtiter

HET PROCES (2801 , p. 320)

Bij de bereiding van actieve kool volgens het gasactiverings-proces zijn in principe de volgende fasen te onderscheiden :

- voorbereiding van de grondstof
 - reiniging
 - dimensionering
- drogen tot het gewenste vochtgehalte van voeding
- droge destillatie
- activering
- productveredeling
 - alkalische extractie
 - zure extractie
 - waterige extractie (wassen)
 - malen
 - toevoegingen
 - drogen
 - zeven
- verpakking
- opslag en expeditie

Bij de chemische activering wordt de grondstof tijdens de voorbereiding in een oplossing van de gewenste chemicaliën gedrenkt..

De droge destillatie en de activering nemen tegelijkertijd plaats . De hoogste temperaturen liggen bij dit proces enige honderden graden lager dan die bij de gasactivering . Aan de andere kant echter , moeten hier de extractieprocessen intensief worden toegepast .

In het volgende zal hoofdzakelijk het stoomactiverings-proces , dat een van de belangrijkste technische processen is , worden besproken .

Voorbereiding van de grondstof

Het is zonder meer duidelijk dat vuil van de grondstof verwijderd moet worden . Maar ook alle resten bast , indien van hout wordt uitgegaan , dienen te worden weggehaald .

*Arkanon?
"het mijnep-
materieel
bevat de
capaciteit in
fijnge met"
pag 7*

Afhankelijk van het type oven die voor de droge destillatie wordt gebruikt , wordt zij geladen met grote stukken of met kleinere deeltjes . De voeding van een schachtoven kan bijvoorbeeld uit grote stokken bestaan , terwijl een gefluidiseerd bed reactor met kleine korreltjes moet worden gevoed .

Een molen en een zeefinrichting kunnen daarom noodzakelijk zijn voor een goede dimensionering van de voeding .

Wordt er uitgegaan van zeer fijnkorrelig materiaal zoals bijvoorbeeld houtzaagsel , dan kan dit na toevoeging van een weinig houtteer worden getabletteerd tot een handelbare korrelgrootte .

Bij het proces met chemische activering wordt het houtzaagsel van te voren met een oplossing van de gewenste chemicalien gedrenkt .

reken?

Het proces van de droge destillatie wordt waarschijnlijk beheerst door warmte- en stof-uitwisseling van de massa van het deeltje naar zijn omgeving in de ovenruimte .

Een gelijkmatige deeltjesdiameter is daarom zeer bevorderlijk voor een goede procesbeheersing .

Voor de gasactivering geldt in principe hetzelfde . Aangezien dit laatste echter een oxidatie-proces is , zou een grote spreiding in de korreldiameter bovendien een slechte invloed hebben op het rendement . De kleinste korreltjes zouden grotendeels kunnen opbranden voordat het binnenste van de grotere korrels voldoende zijn geactiveerd .

Vochtgehalte van de voeding , droging

Van de hout? Meestal al gedeeltelijk droog

Het relatieve vochtgehalte van de voeding is de regulator van het verkolingsproces . Zij wordt voor hout meestal gebracht op 15 tot 20 % water .

De droging wordt meestal uitgevoerd door het materiaal in direct contact te brengen met de hete verbrandingsgassen , totdat zij een temperatuur van maximaal circa 150 °C bereikt . Een hogere temperatuur van het hout-materiaal zou brandgevaar kunnen opleveren .

dit zit al in vers hout

*(dikke laag)
gebruikt in vol-
verbranding*

Droge destillatie van hout

De "droge destillatie" van hout is het pyrolyse-proces waaraan het gedroogde materiaal onder afsluiting van luchtzuurstof wordt onderworpen .

Bij temperaturen lager dan 280 °C verloopt de pyrolyse endotherm , bij hogere temperaturen daarentegen exotherm .

Voor de bereiding van actieve kool worden de pyrolyse-omstandigheden zodanig gekozen dat het vaste residu een zeer poreuze structuur verkrijgt . 400 °C is voor dit doel een geschikte temperatuur .

De reactievergelijking daarbij volgens Klason , Heidenstamm en Norlin (0801) luidt als volgt :

Handwritten calculations:
 2184
 48
 28

 84
 32
 76
 32

 138
 0/56
 54
 64



2036	702	684	220	84	512
	32 %	31 %	10 %	4 %	23 %
hout	houtskool				

Met de laatste term wordt weergegeven een mengsel van vluchtige organische verbindingen : azijnzuur , teer , gassen etc. .

De materiaalbalans van de bovenstaande reactievergelijking blijkt bij controle een afwijking van circa 10 % te vertonen . Bij gebrek aan nauwkeuriger gegevens kan zij waarschijnlijk toch wel als een ruwe benadering worden gebruikt .

Welke kant 90°

In het condensaat van de dampen van de droge destillatie kunnen al naar gelang de houtsoort volgens Klar (2101 , p. 36) gevonden worden

	loofhout	naaldhout
azijnzuur	5 %	10 %
aceton	0,1	0,2
houtalcohol	1,5	3
teer	6	10
water , e.a.	<u>87</u>	<u>77</u> x

*volgens de tabel
op pag 13 is
het percentage
 $\frac{31}{31+28} = 574\%$
dat is oprijking
van 20-30%
in (in 10%
(p.13)*

De verkolings temperatuur bepaalt het koolstof-¹⁰⁰ gehalte van het residu (houtschool) . Hoe hoger deze temperatuur hoe hoger het koolstofgehalte .

De verblijftijd in de reactor volgens de literatuur varieert binnen zeer wijde grenzen :
enige weken in meilers tot enige uren in reactoren waarin voor goede warmte- en stofoverdracht wordt gezorgd (2801 , 2601) .

Er mag waarschijnlijk veilig worden aangenomen dat de verblijftijd in een reactor waarbij de korrelige massa in een gasstroom in beweging wordt gehouden de kortste zal zijn .

De reactortypen die hieraan voldoen zijn de roteeroven en de gefluidiseerd-bed oven .

ACTIVERING (5701, 7801)

Activering van het verkoold materiaal kan worden verkregen door een milde en selectieve oxydatie van geabsorbeerd organisch materiaal aan het actieve oppervlak met behulp van stoom, kool-dioxyde of een mengsel van beide (verbrandingsgassen).

Bij de chemische activering wordt het oppervlak tijdens de droge destillatie getest door de toegevoegde chemische verbindingen, deze anorganische verbindingen beschermen het actieve oppervlak tegen verontreiniging door de ontledingsproducten van het proces. De anorganische verbindingen kunnen meestal met een eenvoudige extractie worden verwijderd.

milde en selectieve oxydatie	stoomactivering CO ₂ -activering	stoom carbonaten
etsing oppervlak	chemische activering	zinkchloride kaliumsulfide fosforzuur alkali

In de octrooiliteratuur zijn verschillende soorten reactoren voor de bereiding van actieve kool beschreven. Daarvan hebben enkele industriële betekenis voor dit proces gevonden:

- de roterende buis oven
- het gefluidiseerde bed
- de generator oven
- de schachtoven

De roteeroven wordt veel voor de chemische activering gebruikt, het gefluidiseerde bed meest voor de gas-activering.

Mit Mitsluiting?

In vergelijking tot de andere oven-typen bevorderen deze ovens een gunstige warmte- en stofoverdracht. Het proces zal daardoor veel nauwkeuriger beheerst kunnen worden.

De gas-activering, de stoomactivering in het bijzonder, werkt bij zeer hoge temperatuur (800 tot 1500 °C bij de stoomactivering). Een roteeroven zou hier moeilijkheden kunnen geven wat betreft de mechanische aandrijving, ondersteuning en de materiaalsterkte. Voor de gas-activering is daarom de gefluidiseerde-bed oven aantrekkelijker.

in de laatste industriële Mits!

De verblijftijdspreiding in één gefluidiseerde-bed oven is te vergelijken met die van één ideale menger. Om een gunstiger (kleiner) verblijftijdspreiding te bereiken kan in plaats van één grote gefluidiseerde-bed reactor meerdere kleine in cascade worden gebruikt, met eenzelfde totale volume.

*Waarom het volume
feden en heeft
het zin?
Ols de activatie-
goed te bereiken
nu bereikt
Mits.
Vegelt carbon
proce met
disin-line proces
1947 (als antwoord op)*

Eenvoudigheidshalve wordt in dit schema de gefluidiseerde-bed reactor slechts in enkelvoud berekend en geschetst. Door de vele onzekere procesgegevens is een grotere verfijning hier nog niet op zijn plaats.

Een methode van activering met een mengsel van stoom en zuurstof bij 600 tot 700 °C werd door O. Schober geöctrooieerd (2803).

De aanwezigheid van vrije zuurstof in het activeringsgas maakt dat de selectiviteit van de oxydatie uiter-aard zeer slecht is. In vergelijking met de stoomactivering zal dit proces producten leveren met veel lagere activiteit.

?

*Kernlijst
Koffel
laag 2000
selectief*

TEMPERATUUR VOOR DE ACTIVERING

=====

*Is het bedoeld te
met selectief?*

Voor een gunstige uitvoering van de activering moet de oxydatie van het organische materiaal aan het oppervlak van de kool selectief worden uitgevoerd. Door deze eis worden voor de gasactivering met stoom of met kooldioxyde zo laag mogelijke temperaturen gewenst. Van de andere kant mag de activeringstemperatuur ook weer niet zo laag zijn dat het geadsorbeerde organische materiaal inactieve verkolingsresten kan achterlaten, die zeer moeilijk zijn te oxyderen en die actieve oppervlaktedelen zouden kunnen blokkeren.

In de literatuur (2802, p 89) werd een temperatuur van 700°C gevonden, welke door Dorsey bij de stoomactivering werd genoemd.

Heeft de lage temperatuur het voordeel van hoge selectiviteit, een hogere temperatuur daarentegen gaat gepaard met hogere reactiesnelheden, en bijgevolg kleinere reactoren.

Een absolute bovengrens van de reactietemperatuur wordt gegeven door de temperatuur waarbij het actieve, amorf koolstofmateriaal overgaat in niet-actief grafiet. In dit opzicht blijkt 1500°C een nog veilige temperatuur (2802, p 75).

*is dit het
thermodyn.
keerpunt
van koolstof
of overgang-
snelheid van
koolstof?*

De hogere temperaturen doen de gasevenwichten zodanig verschuiven, dat er kleinere concentraties stoom of kooldioxyde naast koolmonoxyde, waterstof en koolstof stabiel kunnen voorkomen.

Stoom en kooldioxyde als reagentia zullen bij hogere temperatuur sterker oxyderend werken, en zullen tenslotte hun selectieve werking verliezen.

Deze grens werd door de vele onderzoekers helemaal niet eensgezind aangegeven . De opgegeven temperaturen voor de stoomactivering vertonen een spreiding van enige honderden graden celsius .

Om op dit punt enige houvast te kunnen krijgen hebben wij de numerieke gegevens van Partington (4901 , p 484) voor het watergasevenwicht nader bestudeerd .

In figuur 6 werden deze gegevens uitgezet als functie van de temperatuur . De daarbij behorende reactiewarmte hebben wij berekend , en in dezelfde figuur uitgezet .

Ook de evenwichtsconstanten die nodig zijn om dit systeem te beschrijven , kunnen uit deze gegevens worden berekend .

In figuur 6 is duidelijk te zien dat beneden 700°C stoom en kooldioxyde slechts weinig met de kool ^{kunnen} reageren ; de selectiviteit van de oxydatie-reacties bij de activering is dan zeer groot . Deze temperatuur is van belang indien we uitsluitend geadsorbeerd materiaal willen oxyderen . Dit kan het geval zijn indien de ruwe kool van nature reeds een hoogporeuse structuur bezit .

*dit zijn
evenwichtsgegevens*

Vanaf 1000°C verloopt de reactie van stoom en kooldioxyde met kool practisch nagenoeg volledig , volgens figuur 6 .

Indien de grondstof het toelaat , is het werken bij deze temperatuur zeer aantrekkelijk , het gasmengsel uit de reactor is dan zonder voorafgaande zuivering , direct brandbaar .

Deze werkwijze is kennelijk toelaatbaar indien uitgegaan wordt van ruwe kool , dat een dichte en compacte structuur met nauwe poriën en dikke celwanden heeft . Dit is het geval bij kool van cocosschalen .

Tussen de grensgevallen bij 700 °C en bij 1000 °C zijn in principe uiteraard alle gradaties mogelijk .
Het watergasevenwicht leert echter dat het weinig zin heeft buiten het gebied van deze temperaturen te werken .

De conclusie ligt nu voor de hand dat wij bij de activering van kool uit cocosschalen het liefst bij 1000 °C werken .

DE WATERGASREACTIES

Het merendeel van het oxyderend gas wordt bij de activering van kool uit cocosschalen benut voor de oxydatie van de koolstof-basis .

De kennis van de watergas-reacties is voor dit proces daarom zeer belangrijk .

Het systeem kunnen we in principe beschrijven met behulp van twee reactievergelijkingen met hun evenwichtsconstanten .

Het zogenaamde watergasevenwicht :



$$K_1 = \frac{(\text{CO}_2) \cdot (\text{H}_2)}{(\text{CO}) \cdot (\text{H}_2\text{O})}$$

En het evenwicht :



$$K_2 = \frac{(\text{CO}) \cdot (\text{H}_2)}{(\text{H}_2\text{O})}$$

Uit het handboek van Hodgman (6101 , pp 1938 en 1945) zijn enige verbrandingswarmtes te vinden die van belang zijn voor deze watergas-reacties .

	kcal/g	kcal/mol
houtskool (gemiddeld)	8,100	97,20
waterstof (tot gas)	29,150	58,30
waterstof (tot vloeistof)	33,992	67,984
koolmonoxyde		64,3

Met behulp van de boven verzamelde gegevens kan de evenwichtssamenstelling van het gas bij elke temperatuur berekend worden . Het doet er voor de berekening niets toe of wij daarbij uitgaan van zuiver stoom , zuiver kooldioxyde , of een mengsel van deze twee .

*uitgaan van stoom + C
of anderszels we met alle componenten*

Het warmteeffect van de brutoreactie (bij benadering de gasactivering) is daarmee voor elke temperatuur en voor elke samenstelling van het activeringsgas te berekenen .

Ter illustratie werd voor het geval van zuiver stoom het warmteeffect in figuur 6 uitgezet .

Bij 1010 °C zijn de evenwichtsconstanten berekend .

$$K_1 = 0,472$$

$$K_2 = 337,3$$

PRODUCTVEREDELING (2802, p.120-121)

Van de vele veredelingsprocessen die er in de literatuur werden vermeld , worden in het volgende slechts die processen besproken die een meer algemene strekking hebben .

In principe zijn deze processen te zien als het (2301)

- vrij maken van het actieve oppervlak
- verwijderen van oplosbare bestanddelen
- vrij houden van het actieve oppervlak
- gemakkelijk bereikbaar maken van het actieve oppervlak .

Voor het vrij maken van het actieve oppervlak is de gasactivering reeds genoemd .

Voor producten die aan hoge eisen van zuiverheid dienen te voldoen , bijvoorbeeld voor therapeutische toepassingen , kan met behulp van alkalische en zure extractie de oplosbare bestanddelen worden verwijderd . (2802) .

De actieve kool kan uit de atmosferische lucht grote hoeveelheden zuurstof adsorberen , waardoor haar adsorptievermogen ten opzichte van andere stoffen kan dalen .

Voor het geval dat dit ongewenst is , kan volgens E.Berl (2802) de zuurstofadsorptie worden onderdrukt door geringe toevoegsels aan de kool .

Berl noemde hiervoor tinchloride , tinsulfaat , tinoxide , stannichloride , glycerine , suiker , manniet etc. .

J.N.Sauer (2802) noemde de toevoeging van een bindmiddel dat het adsorptievermogen niet beïnvloedt , bijvoorbeeld suiker , en daarna persen

tot tabletten .

Speciale voorzorgen moeten daarom in dergelijke gevallen worden getroffen om te zorgen dat er geen zuurstofadsorptie plaats vindt tijdens de verschillende nabewerkingen zoals malen , drogen en opslag .

De maalbewerking kan dan worden uitgevoerd in tegenwoordigheid van een vloeistof met hoge oppervlaktespanning zoals water , olie of koolwaterstoffen (3201 , p.97) .

Om dezelfde reden dient het drogen van het product in vacuum te geschieden .

Voor een goeden werking van het adsorptieproces moet het actieve oppervlak gemakkelijk bereikbaar worden gemaakt voor de te adsorberen stoffen . De Vereinigten Chemischen Werke A.G. (2802) en de Société pour l'Exploitation des Procédés , E.ubain (2802) vernaelden een stijging van het adsorptievermogen indien de actieve kool wordt gemalen tot een diameter kleiner dan 1,5 milli-
micron .

gemalen ?
bedoeld 1,5 µ?
Neen

KIEUZE VAN HET PROCES

De ervaringen en de kennis op het gebied van de bereiding van actieve kool hebben belangrijk bijgedragen tot verhoging van de opbrengst en het adsorptievermogen van met stoom geactiveerde kolen .

Bij een koolstofrendement van 40 % is het bij de stoomactivering zelfs mogelijk kolen te bereiden die een meervoudig grotere adsorptievermogen bezitten in vergelijking tot de beste in de handel verkrijgbare kolen die met zinkchloride zijn geactiveerd (2802 , p 282-285) .

Voor de ontkleuringsprocessen in de suiker- en in de olie-industrie is het voordeliger een kool met de hoogst mogelijke activiteit te gebruiken en het regeneratie-proces te vermijden . Dit geldt in het bijzonder voor de suikerindustrie die door de aard van de grondstoffen sterk seizoenafhankelijk is . De suikercampanje in Nederland bijvoorbeeld , duurt circa drie maanden , in Zweden slechts enkele weken . De investering voor de regeneratie-apparatuur zou voor deze gevallen economisch vaak moeilijk kunnen worden verantwoord .

Verdere voordelen van het stoomactiveringsproces boven dat van de chemische activering zijn te vermelden :

- er worden geen (kostbare) chemicalien verbruikt
- zuiniger warmte-economie
- grotere mechanische stevigheid van de kool , doordat de oorspronkelijke plantaardige structuur behouden blijft .
- het proces is flexibel , door eenvoudige variaties van de procesvoering zijn de eigen-

schappen van de kool over een groot gebied te veranderen (2301) .

- De gebruikte actieve kool is bovendien desgewenst gemakkelijk te regenereren door een selectieve oxydatie van het geadsorbeerde organische materiaal met stoom .

Op grond van de bovengenoemde overwegingen wordt hier de voorkeur gegeven aan het stoomactiveringsproces .

In het bijzonder wordt daarbij gedacht om dit proces te combineren met een van de werkwijzen waarbij met een vlotte en snelle droge destillatie een verkoold tussenproduct kan worden verkregen met een groot aandeel "actieve koolstof" (2301) .

KEUZE VAN DE GRONDSTOF

bel
In het algemeen kan gezegd worden dat de keuze van de grondstof weinig invloed heeft op de eigenschappen van het eindproduct .

De wijze van bereiding en activering heeft een veel grotere invloed op de actieve kool .

Uit het vergelijkende onderzoek van Chaney , Ray en St. John (2302) worden in het bijgaande een tabel en enige figuren aangehaald , tabel 1 en figuren 1 - 4 .

Uit tabel 1 blijkt dat de invloed van de activeringsgraad , zoals is te zien aan de schijnbare dichtheid van verschillende geactiveerde houtskolen en van twee geactiveerde kolen van cocosschalen , veel groter is dan de invloed van het verschil in grondstof .

Uit de figuren 1-4 blijkt tevens dat uitgaande van cocosschalen , actieve kool van zeer grote capaciteit en activiteit voor de meest uiteenlopende toepassingsmogelijkheden is te bereiden .

In copra-producerende landen is de cocosschaal een bijproduct dat nagenoeg uitsluitend als brandstof door de lokale bevolking wordt gebruikt .

Als grondstof voor de bereiding van actieve kool kan daarom waarschijnlijk bij ruwe benadering de brandstofwaarde worden genomen .

Een andere gunstige factor is het feit dat de cocos-
aanplant over het algemeen in regionale concentraties
wordt uitgevoerd , bovendien vlak aan zee in water-
rijke gebieden .

Havenfaciliteiten?

Grondstofreserve

De grondstofreserve kan als volgt worden geschat .:

Invoer van cocosolie in de Verenigde Staten uit de Filipijnen bedroeg circa 350.000 ton in 1947 (5101) .
Stellen wij naar ruwe schatting dat daarbij een gelijk gewicht aan cocosschalen als bijproduct vrij komt . De Filipijnen zijn wel de grootste producenten van copra , maar de productie van de andere copraproducerende landen zijn hier nog niet in rekening genomen .

Bij een gemiddeld rendement van circa 15 % zou dus blijkbaar het grootste deel van de wereldproductie van actieve kool in theorie uit cocosschalen kunnen worden gemaakt .

Er kan zodoende worden gesteld dat zelfs een grote fabriek van actieve kool in de Filipijnen niet bevreesd hoeft te zijn voor een tekort aan cocosschalen .

er blijft
niets

den loon
het land?

als de regionale concentraties
van pg. 26 ten minste
niet op vereefdegen eilanden
liggen.

PLAATS VAN DE FABRIEK

De grondstof ondergaat een aanzienlijke gewichtsvermindering tijdens de veredelingsbewerking . Het ligt daarom het meest voor de hand de fabriek zo dicht mogelijk bij de grondstof te bouwen . In dit geval dus in het gebied van de cocosplantages .

De cocosplantages liggen in waterrijke gebieden . Water voor het bedrijf zal daarom waarschijnlijk gemakkelijk in voldoende mate kunnen worden gevonden .

Transportlijnen voor de afvoer van de coora zullen uiteraard reeds aanwezig zijn . De fabriek van actieve kool kan daarvan een goed gebruik maken .

Het proces is zodanig ontworpen dat zij energie levert . Speciale aanvoer van brandstoffen is daarom niet nodig .

RENDERMENT

Een ruwe schatting van de rendementen van het gekozen proces was als volgt uit te voeren :

Droge destillatie bij 400 °C

Volgens de gegevens van Klason et al. (0801) mag voor hout (waarschijnlijk naaldhout) gerekend worden op een opbrengst van

$$\frac{702}{2202} \cdot 100 \% = \underline{\underline{32 \%}}$$

Stoomactivering

Uit de gegevens van Klason werd het koolstofgehalte van houtskool berekend :

$$\frac{192}{234} \cdot 100 \% = \underline{\underline{82 \%}}$$

Gunstige eigenschappen van de actieve kool werden bereikt bij een koolstofrendement van 40 % (2301)

Het koolstofgehalte van het product was daarbij circa 90 % .

Het asgehalte van het product kan gevonden worden in tabel 1 . Zij was laag , slechts 1-2 % .

Met deze gegevens kan het rendement van de stoomactivering berekend worden :

$$\frac{0,40 \cdot 0,82}{0,90} \cdot 100 \% = \underline{\underline{36,5 \%}}$$

Overall rendement

Het overall rendement is nu uiteraard te berekenen uit de partiele rendementen :

droge destillatie 32 %
activering 37 %

$$\text{Overall rendement} = 0,32 \cdot 0,37 = \underline{\underline{12\%}}$$

↳ Vonkvaldheit

OMVANG VAN DE PRODUCTIE

Voor de bepaling van de economisch optimale omvang van de productie , waarbij eventueel rekening wordt gehouden met een groei van het bedrijf , zou de beschikking over een goede en uitgebreide markt-analyse noodzakelijk zijn .

Bij ontstentenis daarvan kunnen de gegevens zoals die door O.Kausch (2802 , pp 199 en 257) werden genoemd , als ruwe aanduiding ~~kunnen~~ worden gebruikt .

Drie bedrijven in Nederland van de Algemene Norit Maatschappij hadden een gezamenlijke productie van 6000 ton/jaar .

De Chemische Werke Carbon G.m.b.H. hadden in Ratibor , O.-S. een fabriek welke een grote verscheidenheid actieve kool bereidde met een productie van 10 ton/dag .

$$\frac{6000}{3.50} = 40 \text{ 1/week}$$

≈ 8 ton/dag ?

De omvang van een fabriek voor actieve kool zou dus kunnen liggen tussen

5 tot 10 ton/dag .

Bij de wereldproductie van 100.000 ton/jaar zou dat overeen komen met circa

1,7 tot 3,5 % van de wereldproductie

DROGE DESTILLATIE , zie figuur 8

De materiaalbalans werd berekend met behulp van de reactievergelijking van Klason , Heidenstamm en Norlin (0801) .

voor Mealdhout opgesteld?

Voor berekening van de warmtestromen werd gebruik gemaakt van de enthalpieverschillen en de verbrandingswarmten van de verschillende componenten .

De enthalpieverschillen ten opzichte van 20 °C $H_{400}-H_{20}$ bij atmosferische druk zijn voor de verschillende componenten in kcal/kg :

invoeren bij 400°C

H ₂ O	, V _{400-L₂₀} :	100-20+538+0,47.(400-100) =	759
CO ₂		0,25.(400-20) =	95
CO		0,29.(400-20) =	110
"teer"	V _{400-L₂₀} :	100+0,25.(400-20) =	190
kool (zie fig. 7)		0,30.(400-20) =	114

De verbrandingswarmte (V.W.) eveneens in kcal/kg :

cocosschaal , 13 % H ₂ O	4200
kool (gemiddeld voor houtskool)	8100
"teer" (lichte teer)	1810
CO	2300

Bovenstaand cijfermateriaal werd berekend uit de gegevens in (2801) , (5001) en (6101) .

Materiaalbalans en warmtebalans

materiaalstroom ϕ_m in kg/hr
 warmtestromen ΔH en V.W. in 10^6 kcal/hr
 temperatuur T in $^{\circ}C$

tabel 2	in				uit		
	T	ϕ_m	ΔH	V.W.	ϕ_m	ΔH	V.W.
cocosschaal	20	3000	0	12,60	0	0	0
kool	400	0	0	0	1000	0,11	8,10
water (V)	400	0	0	0	910	0,69	0
kooldioxyde	400	0	0	0	300	0,03	0
koolmonoxyde	400	0	0	0	120	0,01	0,28
"teer" (V)	400	0	0	0	670	0,10	1,21
ϕ_w		0	0	0	0	2,07	0
balans		3000	0	12,60	3000	3,01	9,59

Uit de bovenstaande tentatieve balans blijkt dat er ruim twee miljoen kcal/hr door middel van koeling uit de reactor moet worden afgevoerd .

Methoden van indirecte koeling zullen hier waarschijnlijk grote moeilijkheden met zich brengen wat betreft de temperatuurbeheersing en de technische realisatie . Het probleem wordt veel eenvoudiger indien we direct in de reactor een koelmiddel injecteren .

Om excessief hoge dampstromen in de reactor te voorkomen , maken we gebruik van de verdampingswarmte van water . Op verschillende plaatsen in de rotoeroven sproeien we gezuiverd water (vrij van anorganisch materiaal) , waarbij de sproeiers desgewenst geco-mandeerd worden door daarmee corresponderende temperatuurmeters met regelaar .

*Misvan
feronen*

De benodigde hoeveelheid koelwater is daarbij

$$2,07 \cdot 10^6 : 759 = 2727 \text{ kg/hr} .$$

De praktische materiaalbalans en warmtebalans van het werkelijke systeem worden zodoende :

tabel 3	in				uit		
	T	ϕ_m	ΔH	V.W.	ϕ_m	ΔH	V.W.
cocosschaal	20	3000	0	12,60	0	0	0
kool	400	0	0	0	1000	0,11	8,10
water (V)	400	0	0	0	3637	2,76	0
water (L)	20	2727	0	0	0	0	0
kooldioxyde	400	0	0	0	300	0,03	0
koolmonoxyde	400	0	0	0	120	0,01	0,28
"teer" (V)	400	0	0	0	670	0,10	1,21
balans		5727		12,60	5727	3,01	9,59

De volumestromen van de componenten zijn als volgt :

volumestromen in m^3/hr

tabel 4	in			uit	
	T	ϕ_m	ϕ_v	ϕ_m	ϕ_v
cocosschaal	20	3000	3	0	0
kool	400	0	0	1000	1,3
water (V)	400	0	0	3637	11158
water (L)	20	2727	2,7	0	0
kooldioxyde	400	0	0	300	377
koolmonoxyde	400	0	0	120	237
"teer"	400	0	0	670	185
totaal		5727	5,7	5727	11958

De totale volumeverandering is zeer groot , 2098 x

7

Afmetingen van de roteer-oven

Voor de roteer-oven geldt de volgende betrekking volgens (5001, p.1609) :

$$\bar{\tau} = \frac{0,19 \cdot L}{N \cdot D \cdot S}$$

waarbij

- $\bar{\tau}$ = gemiddelde verblijftijd, (hr)
- L = ovenlengte, (m)
- N = rotatiesnelheid, (hr^{-1})
- D = ovendiameter, (m)
- S = helling van de oven, (m/m)

Terwijl de vullingsgraad :

$$(\phi_v \cdot \bar{\tau}) \cdot \left(\frac{4}{L \cdot \pi \cdot D^2} \right) = 3\% \text{ tot } 12\%$$

Door de speciale constructie van de oven, zal de vullingsgraad van de oven waarschijnlijk laag zijn, circa 3%.

De verkoling van beenderkool in een roteeroven werd door de Bangh & Sons Company (3201, p.20) in circa één tot twee uren uitgevoerd.

Nemen wij ongeveer dezelfde gemiddelde verblijftijd, dan wordt de oven :

- L = 30 m
- N = $0,60 \text{ min}^{-1} = 36 \text{ hr}^{-1}$
- D = 3,0 m
- S = 0,030 m/m
- $\bar{\tau}$ = 106 min. = 1,76 hr

De diameter voor de gasafvoer van de roteeroven nemen we gelijk aan die voor de gasinvoer van de stoomketel :

$$d = 1,44 \text{ m}$$

LAGE DRUK STOOMKETEL

De gassen van de droge destillatie komen uit de roteeroven met een temperatuur van 400°C . Zoveel mogelijk van deze warmte wordt gebruikt voor het maken van lage druk stoom, 120°C , en 2,02 ata (verzadigde stoom).

De gassen bevatten condenseerbare dampen. Voor de goede werking van de ketel mogen deze gassen niet tot het dauwpunt worden afgekoeld. 150°C is waarschijnlijk een nog veilige temperatuur.

Deze stoomketel is in principe een warmtewisselaar. Voor de gaskant is de volgende warmtebalans te schrijven :

massastromen in kg/hr
 soortelijke warmte in kcal/kg. $^{\circ}\text{C}$
 warmtestromen in 10^6 kcal/hr
 volumestromen in m^3/hr

tabel 5	in , 400°C		uit , 150°C				ΔH
	ϕ_m	ϕ_v	ΔH	ϕ_v	\bar{c}_p	$H_{400}-H_{150}$	
H_2O	3637	11158	2,76	7013	0,48	0,436	2,33
CO_2	300	377	0,03	237	0,25	0,0188	0,01
CO	120	237	0,01	149	0,26	0,0078	0,002
"teer"	670	185	0,10	116	0,35	0,0586	0,04
totaal	5727	11957	2,90	7515	0,36	0,521	2,38
balans	5727		2,90			0,521	2,38

Het blijkt dat $\frac{0,52}{2,90} = 18,0\%$ van de warmte nuttig kan worden gebruikt.

De enthalpieverschillen bij de productie van verzadigde stoom van 120°C uit water van 20°C :

verwarming van water tot 120°C	:	100 kcal/kg
verdamping van water bij 120°C	:	526 kcal/kg
totaal voor stoomproductie	:	626 kcal/kg

Uit de gassen van de droge destillatie is berekend dat er totaal $0,521 \cdot 10^6$ kcal/hr voor de stoomproductie beschikbaar komt . De overeenkomstige hoeveelheid stoom is daaruit eenvoudig te berekenen .

$$\text{Stoomproductie : } \frac{0,521 \cdot 10^6}{626} = \underline{\underline{832 \text{ kg/hr}}}$$

*is dat vers + water?
Waarom schijnt
het deze strom?*

De warmtestromen zijn eveneens eenvoudig te vinden .

verdamer :	$\frac{526}{626} \cdot 0,521 \cdot 10^6$	=	$0,438 \cdot 10^6$ kcal/hr
voorwarmer :	$\frac{100}{626} \cdot 0,521 \cdot 10^6$	=	$0,083 \cdot 10^6$ kcal/hr
totaal :			$0,521 \cdot 10^6$ kcal/hr

De gastemperatuur tussen de verdamer en de voorwarmer is nu te benaderen met

$$\frac{T - 150}{400 - 150} = \frac{100}{626}$$

zodat $T = 190^{\circ}\text{C}$.

Afmetingen van stoomketel

Voor de verdamper geldt

$$\dot{Q}_w = 0,438 \cdot 10^6 \text{ kcal/hr}$$

$$(T_{\text{gas}} - T_{\text{stoom}})_1 = 190 - 120 = 70$$

$$(T_{\text{gas}} - T_{\text{stoom}})_2 = 400 - 120 = 280$$

$$\text{zodat } (T_{\text{gas}} - T_{\text{stoom}})_m = 151,5$$

waarbij de warmteoverdrachtscoëfficiënt

$$U = 40 \text{ kcal/hr} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

leaf

Het totale warmteuitwisselend oppervlak wordt zodoende

$$A = \frac{0,438 \cdot 10^6}{40 \cdot 151,5} = 70 \text{ m}^2$$

Gas om de buizen?

uitvoeren met ventilator aan de fan kant geeft veel betere U. (ca 80)

Nemen wij buizen met diameter 0,038 m waarvan het oppervlak/m 0,12 m²/m is, dan is daarvan nodig een totale lengte

$$L = \frac{70}{0,12} = 580 \text{ m}$$

Is de lengte van één buis 4,0 m, dan zijn er nodig

$$n = \frac{580}{4,0} = 145 \text{ buizen.}$$

Voor deze buizen met inwendige diameter 0,038 m en uitwendige diameter 0,044 m is in de ketel de afstand tussen de assen van twee naburige buizen 0,075 m te nemen.

De omtrek van de ketel wordt zodoende

$$\text{omtrek} = 145 \cdot 0,075 = 11,0 \text{ m.}$$

Afmetingen verdamp : 4,0 x 2,5 x 3,0 (m)

De voorwarmer

willke

De berekening voor de voorwarmer verloopt analoog aan die van de verdamper .

Hier geldt dat

$$\dot{Q}_w = 0,080 \cdot 10^6 \text{ kcal/hr}$$

$$(T_{\text{gas}} - T_{\text{stoom}})_1 = 190 - 120 = 70$$

$$(T_{\text{gas}} - T_{\text{stoom}})_2 = 150 - 20 = 130$$

$$\text{zodat } (T_{\text{gas}} - T_{\text{stoom}})_m = 96,7$$

waarbij de warmteoverdrachtscoëfficiënt

$$U = 30 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C}$$

leeg

Het totale warmteuitwisselend oppervlak wordt zodoende

$$A = \frac{0,080 \cdot 10^6}{30 \cdot 96,7} = 27,6 \text{ m}^2$$

Nemen we buizen met diameter 0,025 m waarvan het oppervlak/m 0,0785 m²/m is , dan is daarvan nodig een totale lengte

$$L = \frac{27,6}{0,0785} = 352 \text{ m}$$

In het voorgaande is de diepte van de ketel berekend : 3,00 m .

Bij 0,10 m per sectie kunnen we nemen 29 secties . Is de lengte van één buis 1,00 m , dan zijn er per sectie nodig

$$\frac{352}{29 \cdot 1,00} = 12 \text{ buizen}$$

De afstand tussen twee naburige buizen nemen wij
weer 0,075 m .

De hoogte van een sectie wordt zodoende

$$11 \cdot 0,075 + 0,030 = 0,855 \text{ m}$$

De afmetingen van de voorwarmer zijn dus

$$\underline{\underline{0,90 \times 1,00 \times 3,00}} \text{ (m)}$$

Diameter gaskanalen en aansluitingen

We nemen een praktische gassnelheid van

$$2 \text{ m/sec} = 2.3600 \text{ m/hr}$$

leef

	T	ϕ_v	$\frac{\pi}{4} \cdot d^2$	d
inlaat	400	11957	1,66	1,44
uitlaat	150	7515	1,04	1,15

DE CONDENSOR

De gassen uit de lage druk stoomketel komen met een temperatuur van 150 °C in de condensor, en worden tot 50 °C afgekoeld. Daarbij worden water en "teer" gecondenseerd. Eenvoudigheidshalve worden de andere condenseerbare dampen bij de berekeningen buiten beschouwing gelaten, door hun relatief zeer geringe hoeveelheden zullen zij slechts weinig invloed hebben op de nauwkeurigheid van de warmtebalans.

De enthalpieverschillen van de componenten ten opzichte van 20 °C zijn eenvoudig te berekenen. Die voor de gassen bij 150 °C zijn reeds eerder berekend (uitlaatgassen lage druk stoomketel).

De enthalpieverschillen voor afkoeling en condensatie zijn dan gemakkelijk te vinden als het verschil

$$H_{150} - H_{50} = (H_{150} - H_{20}) - (H_{50} - H_{20})$$

tabel 6	in, 150 °C		uit, 50 °C				
	ϕ_m	ϕ_v	ΔH	ϕ_v	\bar{c}_p	ΔH	$H_{150} - H_{50}$
H ₂ O	3637	7013	2,33	3,6	1,00	0,11	2,22
CO ₂	300	237	0,01	181	0,22	0,002	0,008
CO	120	149	0,002	114	0,25	0,001	0,001
"teer"	670	116	0,04	0,7	0,35	0,007	0,033
som	4727	7515	2,38	299		0,12	2,26
balans	4727		2,38			0,12	2,26

De uitvoer heeft twee stromen : 295 m³/hr gas
4,3 m³/hr vloeistof

De hoeveelheid koelwater is te berekenen uit de warmtebalans

$$\phi_w = c_p \cdot \phi_m \cdot (\theta_2 - \theta_1)$$

waarbij $\phi_w = 2,26 \cdot 10^6$ kcal/hr

$$c_p = 1,00 \text{ kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\theta_1 = 15 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\theta_2 = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

op de Filippijnen!

$$\phi_m = \frac{2,26 \cdot 10^6}{1,00 \cdot (40 - 15)} = \underline{\underline{9,0 \cdot 10^4 \text{ kg/hr}}}$$

Het logarithmisch gemiddelde temperatuurverschil voor de condensor is als volgt te berekenen :

$$X = \frac{\theta_2 - \theta_1}{T_1 - \theta_1} = \frac{40 - 15}{150 - 15} = \frac{25}{135} = 0,185$$

$$Y = \frac{T_1 - T_2}{\theta_2 - \theta_1} = \frac{150 - 50}{40 - 15} = \frac{100}{25} = 4,0$$

$$Z = 0,87 = \text{correctiefactor (5601, p 210)}$$

Het gemiddelde temperatuurverschil is

$$(\Delta T)_m = \frac{T_1 + T_2 - \theta_1 - \theta_2}{2} = 65 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Het logarithmisch gemiddelde temperatuurverschil

$$(\Delta T)_{lm} = Z \cdot (\Delta T)_m = 0,87 \cdot 65 = \underline{\underline{57 \text{ } ^\circ\text{C}}}$$

De warmteoverdrachtscoëfficiënt voor de condensor

$$U = 250 \text{ kcal/hr} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Het noodzakelijke warmteuitwisselend oppervlak is

$$A = \frac{2,26 \cdot 10^6}{250 \cdot 57} = 154 \text{ m}^2$$

Wij kiezen voor het koelwater buizen met

$$\text{diameter} = 0,025 \text{ m}$$

$$\text{oppervlak/m} = 0,0785 \text{ m}^2/\text{m}$$

De totale lengte buis wordt zodoende

$$\frac{154}{0,0785} = 2020 \text{ m}$$

Bij een lengte van één buis = L = 5,00 m
zijn er nodig

$$n = \frac{2020}{5,00} = \underline{\underline{404 \text{ buizen}}}$$

De diameter van de condensor wordt daardoor

$$D = 0,90 \text{ m}$$

We kunnen 3 passes nemen met 135 buizen/pass

De condensor wordt zodoende :

$$D = 0,90 \text{ m}$$

$$L = 5,00 \text{ m}$$

$$n = 405 \text{ buizen}$$

$$135 \text{ buizen/pass}$$

*In den klept
stegen met
meer*

De diameter van de gaskanalen en -aansluitingen

We nemen weer een praktische gassnelheid van

$$2 \text{ m/sec} = 2.3600 \text{ m/hr}$$

meer laag

	T	ϕ_v	$\frac{\pi}{4} \cdot d^2$	d
inlaat	150	7515	1,04	1,15
uitlaat	50	295	0,041	0,23

Gassen uit de condensor

In tabel 3 en tabel 6 kunnen we lezen dat de gassen uit de condensor 120 kg/hr koolmonoxyde bevatten .

	ϕ_m	ϕ_v	V.W.
CO ₂	300	181	0
CO	120	114	0,28
totaal	420	295	0,28

Door de grote hoeveelheid kooldioxyde is dit gasmengsel echter niet brandbaar .

Een kostenberekening moet hier uitmaken of het verantwoord is koolmonoxyde uit dit gasmengsel te winnen met behulp van bijvoorbeeld (hoge) druk absorptie van kooldioxyde in water . De aanwezigheid van gasvormige koolwaterstoffen kan daarbij de uitslag van de berekening sterk beïnvloeden .

Dit aspect van het processchema wordt hier verder buiten beschouwing gelaten .

TEERSCHEIDER

Voor de isotherm werkende teerscheider kunnen we de materiaalstromen en de warmtestromen ten opzichte van 50 °C opschrijven :

tabel 7	ϕ_m	ϕ_v	V.W.
H ₂ O	3637	3,6	0
"teer"	670	0,7	1,21
totaal	4307	4,3	1,21

Uit de "teer" kan nog ruim $1,2 \cdot 10^6$ kcal/hr energie worden gewonnen .

door verbranding?

De toepassing van condensor en vloeistofseparator is hier daarom economisch verantwoord te noemen .

De relatief hoge temperatuur van de vloeistof uit de condensor naar de teerscheider (50 °C) werd gekozen om veilig te kunnen aannemen dat de houtteer in de vloeistofseparator dun-vloeibaar blijft .

gegaan?

De separator kan het beste isothermisch werken , en dient daarom goed geïsoleerd te worden . Zonodig wordt er een compensatieverwarming aangebracht .

Wat is de dichtheid van de teer?

moet worden.

Afmetingen van de teerscheider

De gemiddelde verblijftijd wordt genomen

waarom?

$\bar{\tau} = 1,0 \text{ hr}$

De lengte van de separator nemen wij tweemaal haar

diameter , zodat

$$L = 2 D$$

De inhoud van de separator wordt zodoende

$$\frac{L \cdot \pi \cdot D^2}{4} = \frac{2 \cdot D \cdot \pi \cdot D^2}{4} = \varnothing_v \cdot \bar{\tau}$$

De diameter kan daaruit opgelost worden :

$$D^3 = \frac{2 \cdot 4 \cdot 3 \cdot 1 \cdot 0}{\pi}$$

Zodat

$$D = 1,40 \text{ m}$$

$$L = 2,80 \text{ m}$$

GASACTIVERING , zie figuren 8 en 9

Bij de activering van cocosschalen-kool met stoom moeten , behalve de geadsorbeerde organische verbindingen , zeer grote hoeveelheden van de koolstofbasis zelf worden geoxydeerd (2301) , figuur 5 . De gasactivering met behulp van stoom en kooldioxyde zal in dit geval daarom voldoende benaderd kunnen worden met de evenwichten van de watergasreacties .

Zoals reeds eerder toegelicht werd hierbij 1000 °C als reactietemperatuur gekozen .

Het gehele activeringssysteem bestaat uit

1. de activeringsreactor
2. een cycloon om meegesleurde fijne kooldeeltjes af te vangen
3. een gasomlooppomp van de gewenste volumecapaciteit
4. een overloopklep gecommandeerd door de gasdruk
5. een zuurstofinjecteur (brander), gecommandeerd door de temperatuur net voor het gefluidseerde bed van de reactor
6. een stoominjecteur , gecommandeerd door de temperatuur net boven het gefluidiseerde bed van de reactor

*de twee
gehele
samen
omlating!*

De capaciteit van de gasomlooppomp wordt zodanig gekozen dat van de gasstroom één deel door de overloopklep wordt afgevoerd , en zes delen in het activeringssysteem wordt teruggevoerd .

Het omloopgas heeft een tweeledige functie .

Zij werkt enerzijds als verdunningsmiddel , waardoor de oxyderende omstandigheden milder , dus meer selectief , worden gemaakt .

Anderzijds werkt zij als temperatuur-buffer .

Samenstelling van de gassen uit activeringsreactor

In het circulatiegas injecteren wij achtereenvolgens zuurstof en stoom, in zulke hoeveelheden dat de verbrandingswarmte, de activeringswarmte en de enthalpieverschillen etc., een gastemperatuur levert van weer 1000 °C.

*Miel
Miet*

Het blijkt dat bij een zuurstof en stoominjectie in de verhouding

$$O_2 : H_2O = 1 : 2$$

voor de nagenoeg aflopende oxydatiereactie, het warmteeffect uitermate klein is.

Bij goede benadering is de bruto activeringsreactie als volgt te schrijven :



Bij eerste benadering volgen uit deze vergelijking de volumefracties van koolmonoxyde en waterstof :

$$CO_2 = 2/3 = 66,6 \%$$

$$H_2 = 1/3 = 33,3 \%$$

Met behulp van de evenwichtsconstanten vinden wij voor de andere componenten in het gas :

$$K_2 = \frac{(CO) \cdot (H_2)}{(H_2O)} = 337,3 \longrightarrow H_2O = 6,59 \cdot 10^{-4}$$

$$K_1 = \frac{(H_2) \cdot (CO_2)}{(CO) \cdot (H_2O)} = 0,472 \longrightarrow CO_2 = 6,22 \cdot 10^{-4}$$

De concentraties kooldioxyde en stoom blijken zo klein te zijn dat de bovenstaande benaderingsberekening voldoende nauwkeurig is te beschouwen.

De enthalpieverschillen ten opzichte van 20 °C ,
uitgedrukt in kcal/kg zijn voor de componenten

$$\begin{aligned} \text{kool} \quad H_{1000} - H_{20} &= 380,7 \text{ kcal/kg (zie figuur 7)} \\ \text{H}_2\text{O} \quad H_{1000} - H_{20} &= 100 - 20 + 583 + 0,50(1000 - 100) = 1068 \\ \text{H}_2\text{O} \quad H_{120} - H_{20} &= 120 - 20 + 526 = 626 \\ \text{CO} \quad H_{1000} - H_{20} &= 0,27(1000 - 20) = 264,6 \\ \text{CO}_2 \quad H_{1000} - H_{20} &= 0,28(1000 - 20) = 274,4 \\ \text{H}_2 \quad H_{1000} - H_{20} &= 3,5(1000 - 20) = 3430 \end{aligned}$$

De verbrandingswarmtes zijn

$$\begin{aligned} \text{kool} \quad &8100 \text{ kcal/kg} \\ \text{CO} \quad &2296 \text{ kcal/kg} \\ \text{H}_2 \quad &29150 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

De brutobalans voor het gehele gasactiveringssysteem
kan zodoende berekend worden .

De materiaal-stromen worden opgegeven in kg/hr ,
de warmtestromen in 10^6 kcal/hr .

tabel 8	in				uit			
	T	ϕ_m	ΔH	V.W.	ϕ_m	ϕ_v	ΔH	V.W.
kool	400	1000	0,11	8,10	0		0	0
kool	1000	0	0	0	400		0,15	3,24
CO	1000	0	0	0	1400	522	0,37	3,21
H ₂	1000	0	0	0	50	261	0,17	1,46
CO ₂	1000	0	0	0	2	0,5	0,00	0
H ₂ O	1000	0	0	0	1	0,5	0,0	0
H ₂ O	120	450	0,28	0	0	0	0	0
O ₂	20	400	0	0	0	0	0	0
balans		1850	0,39	8,10	1853		0,70	7,91

De materiaal-balans van tabel 8 valt binnen de nauwkeurigheid van de berekeningen .

hoe groot is die dan?

Hoewel de theoretische berekening van pagina 48 een klein positief warmteeffect voorspelt , gaf de balans van tabel 8 een klein warmte-tekort te zien . Deze discrepantie werd kennelijk veroorzaakt doordat de voeding bij relatief lagere temperaturen wordt ingevoerd .

kool	$H_{1000} - H_{400}$	$= 1000 \cdot 267$	$= 0,267 \cdot 10^6$ kcal/hr
H ₂ O	$H_{1000} - H_{120}$	$= 450 \cdot 0,50 \cdot 880$	$= 0,198 \cdot 10^6$ kcal/hr
O ₂	$H_{1000} - H_{20}$	$= 400 \cdot 0,26 \cdot 980$	$= 0,102 \cdot 10^6$ kcal/hr
			$0,567 \cdot 10^6$ kcal/hr
		totaal	

Een sluitende balans kan worden verkregen bijvoorbeeld door stoom en zuurstof tot circa 450 °C voor te verwarmen , of de zuurstofstroom een weinig te vergroten en de waterdampstroom met een aequivalente hoeveelheid te verkleinen .

besluit niet!

Het een en ander wordt in de praktijk van de bedrijfsvoering gemakkelijk gecommandeerd met de twee temperatuur-regelaars welke in dit activerings-systeem zijn ontworpen .

hoeveel of niet?

De voorwarming van stoom en van zuurstof kan uiteraard gemakkelijk uitgevoerd worden met behulp van een gedeelte van het spuigas (1000 °C) .

Op de plaats van de hoge druk stoomketel komen dan warmtewisselaars voor stoom en voor zuurstof .

De belangrijkste berekening is uiteraard die van de bruto-balans van materiaal- en warmtestromen genomen over het hele activeringssysteem van de fluid-bed-reactor + cycloon + omlooppomp + zuurstofinjecteur + stoominjecteur , welke is weergegeven in tabel 8 (pagina 49) .

De materiaal- en warmte-stromen voor de activerings-reactor werden eveneens zo nauwkeurig mogelijk berekend . De temperatuur van het inkomende activeringsgas is een belangrijk gegeven voor de praktische bedrijfsvoering , zij regelt de zuurstof-dosering .

De andere materiaal- en warmte-balansen zijn niet zo belangrijk . Zij dienen alleen om de plaatselijke temperaturen van de zuurstofinjecteur en de stoom-injecteur te schatten .

ACTIVERINGSREACTOR

De enthalpieverschillen voor de componenten zijn te vinden op pagina 49 .

De temperatuur van het uitstromende gasmengsel en de geactiveerde kool worden beide 1000 °C gesteld . Die van de inkomende kool heeft de temperatuur van de reactor voor de droge destillatie , 400 °C . De temperatuur van het ⁱⁿ uitstromende gas moet berekend worden , zodanig dat de warmtebalans in evenwicht komt .

De berekening wordt als volgt uitgevoerd :

1. een voorlopige warmtebalans wordt opgesteld . Daarbij wordt gesteld dat het activeringsgas met 1000 °C de reactor binnen komt .
2. het warmte-tekort van de voorlopige balans wordt bepaald .
Deze moet geleverd worden door het instromende gas : $\dot{m}_{\text{gas}} \cdot \bar{c}_p \cdot (T-1000)$
3. met de gevonden gastemperatuur T werd de definitieve warmtebalans berekend .

Waarom

?

*Geen procedure
methode*

Gevonden werd

$$\dot{m}_{\text{gas}} \cdot \bar{c}_p \cdot (T-1000) = (3,95+35,94-4,04-38,68) \cdot 10^6$$

Waaruit volgt dat

$$T - 1000 = \frac{1,27 \cdot 10^6}{4049} = 314$$

Zodat

$$\underline{T = 1314 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Voor de binnenkomende componenten kunnen de volgende materiaal- en warmtestromen worden opgeschreven (voorlopig) :

tabel 9	T	ϕ_m	ΔH	V.W.	$C_{p,1200}$	$\phi_m \cdot \bar{C}_p$	$H_{1314} - H_{1000}$
kool	400	1000	0,11	8,10			
CO	1000	7952	2,10	18,26	0,30	2386	0,749
H ₂	1000	282	0,97	8,22	3,80	1072	0,336
CO ₂	1000	715	0,20	0	0,31	222	0,070
H ₂ O	1000	617	0,66	0	0,60	370	0,116
Totaal		10566	4,04	34,58		4048	1,271

De definitieve balans voor de activeringsreactor is als volgt :

tabel 10	T	in			uit		
		ϕ_m	ΔH	V.W.	ϕ_m	ΔH	V.W.
kool	400	1000	0,11	8,10	0	0	0
kool	1000	0	0	0	400	0,15	3,24
CO	1314	7952	2,85	18,26	0	0	0
CO	1000	0	0	0	9800	2,59	22,50
H ₂	1314	282	1,30	8,22	0	0	0
H ₂	1000	0	0	0	350	1,20	10,20
CO ₂	1314	715	0,27	0	0	0	0
CO ₂	1000	0	0	0	13	0,00	0
H ₂ O	1314	617	0,77	0	0	0	0
H ₂ O	1000	0	0	0	5	0,01	0
balans		10566	5,31	34,58	10568	3,95	35,94

STOOM-INJECTEUR
=====

In de stoom-injecteur komt

een gasmengsel uit de verbrandingskamer met $T^{\circ}\text{C}$
en verzadigde stoom van 120°C binnen .

Eenvoudigheidshalve nemen wij aan dat hier géén
chemische reactie optreedt .

De temperatuur van het uitgaande gas was door de
activeringsreactor gegeven , berekend werd 1314°C .

Wij berekenden eerst de warmte-capaciteit van de
componenten in het gas bij circa 1400°C .

97
Voor de lage temperatuur stoom van 120°C in de
voeding , die tot 1314°C wordt opgewarmd , namen
wij echter de gemiddelde warmtecapaciteit bij
 700°C (in tabel 11 aangegeven met *) .

Stoom werd opgewarmd van 120°C tot 1314°C ,
daarvoor was nodig

$$270.(1314 - 120) \text{ kcal/hr .}$$

Tegelijkertijd werd ingaand gasmengsel gekoeld
van $T^{\circ}\text{C}$ tot 1314°C , daarbij kwam vrij

$$(2465 + 987 + 236 + 109).(T - 1314) \text{ kcal/hr .}$$

Sommering van deze twee warmtestromen geeft

$$3797.(T - 1314) - 270.(1314 - 120) = 0$$

Uitgewerkt levert dit een temperatuurval van

$$T - 1314 = 85^{\circ}\text{C}$$

Zodat $\underline{T = 1399^{\circ}\text{C}}$

De materiaal- en warmte-balans voor de stoominjecteur kunnen nu als volgt worden opgeschreven .

De materiaalstromen in kg/hr
 de warmtestromen in 10^6 kcal/hr , tov. 20°C .
 de soortelijke warmte kcal/kg. $^\circ\text{C}$, bij 1200°C
 9 de stromen van de verbrandingswarmtes zijn uit deze
 tabel weggelaten . Indien wij kunnen aannemen dat
 er geen reactie optreedt , zal zij niet veranderen .
 Volledigheidshalve moeten wij aan beide kanten van
 de balans twee gelijke warmtestromen ten bedrage
 van V.W. = $26,48 \cdot 10^6$ kcal/hr bijdenken .

tabel 11	in				uit		
	T	ϕ_m	\bar{c}_p	$\phi_m \bar{c}_p$	ΔH	ϕ_m	ΔH
CO	1314	0		0	0	7952	2,85
CO	1399	7952	0,31	2465	3,05	0	0
H ₂	1314	0		0	0	282	1,30
H ₂	1399	282	3,50	987	1,37	0	0
CO ₂	1314	0		0	0	715	0,27
CO ₂	1399	715	0,33	236	0,29	0	0
H ₂ O	1314	0		0	0	617	0,77
H ₂ O	1399	167	0,65	109	0,22	0	0
H ₂ O	120	450	0,60*	270	0,28	0	0
"balans"		9566			5,21	9566	5,19

ZUURSTOF-INJECTEUR (brander)

De gasstroom wordt tussen de omlooppomp en de zuurstofinjecteur gesplitst in een nettostroom voor het activeringsgas (spuigas) en een omloopgas. De omloopstroom werd genomen zes maal de nettostroom.

*Kalen ?
zie tabel
zuurstof*

*Mag
dat ?*

Eenvoudigheidshalve stellen wij dat de verbranding van koolmonoxyde en waterstof verloopt naar evenredigheid van hun oorspronkelijke concentraties :



De vrijkomende verbrandingswarmte wordt

CO	16.64,3.10 ³	=	1,028.10 ⁶	kcal/hr
H ₂	9.58,3.10 ³	=	0,614.10 ⁶	kcal/hr
totaal			1,64 .10 ⁶	kcal/hr

De materiaal- en warmtestromen kunnen ook opgesteld worden aan de hand van de gegevens van de activeringsreactor en de stoominjecteur (tabellen 10 en 11).

	tabel 12 :				in			uit		
	T	Ø _m	ΔH	V.W.	Ø _m	ΔH	V.W.	Ø _m	ΔH	V.W.
CO	1000	8400	2,22	19,29	0	0	0	0	0	0
CO	1399	0	0	0	7952	3,05	18,26			
H ₂	1000	300	1,03	8,75	0	0	0			
H ₂	1399	0	0	0	282	1,37	8,22			
CO ₂	1000	11	0,00	0	0	0	0			
CO ₂	1399	0	0	0	715	0,29	0			
H ₂ O	1000	5	0,00	0	0	0	0			
H ₂ O	1399	0	0	0	167	0,22	0			
O ₂	20	400	0	0	0	0	0			
balans		9116	3,25	28,04	9116	4,93	26,48			

VOLUMESTROMEN IN HET ACTIVLERINGSSYSTEEM

De volumestromen berekenden wij met behulp van de ideale gaswetten .

$$\phi_v = \left(\sum \frac{\phi_m}{M} \right) \cdot \frac{T + 273}{273} \cdot 22,4 \text{ m}^3/\text{hr}$$

p. ?

Activerings-reactor , gasinvoer (tabel 10)

Stoom-injecteur , gasuitvoer (tabel 11)

$$\phi_v = \left(\frac{7952}{28} + \frac{282}{2} + \frac{715}{44} + \frac{617}{18} \right) \cdot \frac{1314 + 273}{273} \cdot 22,4$$

$$\phi_v = \underline{\underline{61916 \text{ m}^3/\text{hr}}}$$

Activeringsreactor , gasuitvoer (tabel 10)

cycloon

gasomlooppomp

$$\phi_v = \left(\frac{9800}{28} + \frac{350}{2} + \frac{13}{44} + \frac{5}{18} \right) \cdot \frac{1000 + 273}{273} \cdot 22,4$$

$$\phi_v = \underline{\underline{54900 \text{ m}^3/\text{hr}}}$$

Spui-gas (netto-stroom)

$$\phi_v = \frac{1}{7} \cdot 54900 = \underline{\underline{7843 \text{ m}^3/\text{hr}}}$$

Zuurstof-injecteur , invoer , omloopgas

$$\phi_v = \frac{6}{7} \cdot 54900 = \underline{\underline{47057 \text{ m}^3/\text{hr}}}$$

zip. 58
99

allemid
deszelfde temperatuur
en druk?

Zuurstof-injecteur , invoer , zuurstof

$$\phi_v = \frac{400}{32} \cdot \frac{20 + 273}{273} \cdot 22,4 = \underline{\underline{301 \text{ m}^3/\text{hr}}}$$

Zuurstof-injecteur , uitvoer

Stoom-injecteur , invoer , omloopgas

$$\phi_v = \left(\frac{7952}{28} + \frac{282}{2} + \frac{715}{44} + \frac{167}{18} \right) \cdot \frac{1399 + 273}{273} \cdot 22,4$$

$$\phi_v = \underline{\underline{61804 \text{ m}^3/\text{hr}}}$$

Stoominjecteur , invoer , stoom

$$\phi_v = \frac{450}{18} \cdot \frac{120 + 273}{273} \cdot 22,4 = \underline{\underline{806 \text{ m}^3/\text{hr}}}$$

AFMETINGEN ACTIVERINGSSYSTEEM

Activerings-reactor , fluid-bed

Actieve kool van cocosschalen is relatief zwaar , volgens tabel 1 varieert zij tussen 766 tot 548 kg/m³ .

Bij benadering kan van de kooldeeltjes gesteld worden dat tijdens het activeringsproces

- de schijnbare dichtheid wel lager wordt , maar
- de uitwendige diameter nagenoeg constant blijft .

Ook de volume-stroom kool blijft dan constant .

De gemiddelde dichtheid van de kool in de reactor kunnen wij nemen

$$\rho_s = \underline{650 \text{ kg/m}^3}$$

*Het gekozen
dichtheid (tabel)
is theoret. overweging
vanom bestes van
de minimumwaarde
lees het geldt dus
de gemiddelde
uit de literatuur*

De gemiddelde volumestroom vaste stof wordt

$$\phi_{v,s} = \frac{1000 + 400}{2.650} = \underline{1,077 \text{ m}^3/\text{hr}}$$

De fysische constanten van het gasmengsel stellen wij bij benadering :

$$\rho_g = \underline{1,0 \text{ kg/m}^3}$$

$$\eta = 4,6 \cdot 10^{-2} \text{ c.P.} = \underline{4,6 \cdot 10^{-5} \text{ N.sec/m}^2}$$

t = ? !!

Verder zijn

$$D_p = \underline{2,0 \cdot 10^{-3} \text{ m}} = \text{deeltjes-diameter}$$

$$g = \underline{9,8 \text{ m/sec}^2} = \text{versnelling zwaartekracht}$$

waarsom?

De kooldeeltjes hebben uiteraard een meer of minder onregelmatige vorm . Het expanded bed , net bij het begin van fluidisatie , mag daarom waarschijnlijk geschat worden op

vaag

$$\epsilon_0 = \underline{0,50} \text{ (6001 , p.537)}$$

Voor een poreus bed geldt het algemene verband
(6001, pp. 476-479)

$$150 \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\eta \cdot v_{sm}}{D_p^2} + 1,75 \cdot \frac{\rho_m \cdot v_{sm}^2}{D_p} = (\rho_s - \rho) \cdot g$$

Voor het gefluidiseerde bed is in de bovenstaande
vergelijking de tweede term van het linkerlid
verwaarloosbaar klein, zodat

$$v_{sm} = \frac{\varepsilon^3}{1 - \varepsilon} \cdot \frac{(\rho_s - \rho) \cdot g \cdot D_p^2}{150 \eta}$$

De minimale gassnelheid is daarmee te berekenen

$$v_{smo} = \frac{0,50^3}{1 - 0,50} \cdot \frac{(650 - 1,0) \cdot 9,8 \cdot (2,0 \cdot 10^{-3})^2}{150 \cdot 4,6 \cdot 10^{-5}}$$

$$v_{smo} = \underline{\underline{0,96 \text{ m/sec}}}$$

De transportsnelheid berekenen wij met behulp van
de valsnelheid volgens Stokes!

$$v_t = \frac{(\rho_s - \rho) \cdot g \cdot D_p^2}{18 \eta}$$

650
150

Zij is dus

$$v_t = \frac{(650 - 1,0) \cdot 9,8 \cdot (2,0 \cdot 10^{-3})^2}{18 \cdot 4,6 \cdot 10^{-5}} = \underline{\underline{31 \text{ m/sec}}}$$

Deze gassnelheidsberekeningen gelden slechts bij
laminaire stromingscondities om ~~het~~ ^{de} vaste deeltje.
Ter controle berekenen wij het getal van Reynolds
voor het ongunstigste geval, $v_t = 31 \text{ m/sec}$.

$$Re = \frac{2,0 \cdot 10^{-3} \cdot 1,0 \cdot 31}{4,6 \cdot 10^{-5} \cdot 1,0} = 1348 < 2000$$

Voor elke waarde van v_{sm} tussen v_{smo} en v_t kunnen wij nu de porositeit van het gefluidiseerde bed berekenen .

De gemiddelde verblijftijd van de kooldeeltjes in de activeringsreactor nemen wij

waarom?

$$\bar{\tau} = 0,50 \text{ hr}$$

Het volume van het gefluidiseerde bed vinden we uit

$$V_{\text{bed}} = \phi_{v,s} \cdot \frac{\bar{\tau}}{1 - \varepsilon} = 1,077 \cdot \frac{0,50}{1 - \varepsilon} = \frac{0,539}{1 - \varepsilon}$$

Wij vinden daarom voor het gefluidiseerde bed tabel 13

v_{sm}	ε	$1 - \varepsilon$	V_{bed}
0,96	0,50	0,50	1,04
2,0	0,60	0,40	1,35
3,0	0,65	0,35	1,54
4,3	0,70	0,30	1,80
31	1,00	0,00	∞

Het is helemaal niet nodig een fluidisatie-snelheid te nemen die veel groter is dan de minimale snelheid v_{smo} , wij nemen daarom $v_{sm} = \underline{\underline{2,0 \text{ m/sec}}}$.

Voor de volumestromen van de gassen van de reactor hebben wij gevonden

$$\begin{aligned} \text{boven } \phi_v &= 61916/3600 = 17,20 \text{ m}^3/\text{sec} \\ \text{onder } \phi_{v_t} &= 54900/3600 = 15,25 \text{ m}^3/\text{sec} \\ \text{gemiddeld dus } \phi_v &= \underline{\underline{16,23 \text{ m}^3/\text{sec}}} \end{aligned}$$

De doorsnede van het bed F_{bed} vinden wij uit

2

$$\phi_v = F_{bed} \cdot v_{sm}$$

zodat

$$F_{bed} = \frac{16,23}{0,60 \cdot 2,0} = \underline{1,35 \text{ m}^2}$$

??
bely van
bed hoogte?
in jankeliffid

De diameter van het fluid bed is dan

$$D_{bed} = \underline{1,30 \text{ m}}$$

De hoogte van het bed vinden wij als het quotient van haar volume tot haar doorsnede :

$$H_{bed} = \frac{1,35}{1,35} = \underline{1,00 \text{ m}}$$

Om meesleuring van vaste deeltjes zoveel mogelijk te beperken, nemen wij de reactor-hoogte veel groter dan de bed-hoogte.

helpt dat?

Met nadruk dient hier gewezen te worden op mogelijke afwijkingen van de fluid-bed berekeningen.

Recente experimenten in het laboratorium voor fysische werkwijzen (mondellinge mededeling) gaven een grote spreiding te zien.

dan?

$$v_{smo, gemeten} : v_{smo, berekend} = 0,7 \text{ tot } 1,0$$

$$H_{bed, gemeten} : H_{bed, berekend} = 2 \text{ tot } 1,0$$

$$v_t, gemeten : v_t, berekend = 0,3 \text{ tot } 1,0$$

hoe?
welke ϕ heeft
dat bed?

Deze afwijkingen worden waarschijnlijk veroorzaakt doordat de deeltjes

- niet volkomen bolvormig zijn
- niet volkomen glad zijn
- niet alle even groot zijn.

Zuurstof-injecteur en Stoom-injecteur

Wij willen , met het oog op een goede menging ,
turbulente stromingscondities van de gassen
realiseren .

Een gassnelheid van circa 40 m/sec is hiervoor
veilig te gebruiken .

De kleinste volumestroom vinden wij in de voeding
van de zuurstof-injecteur .

De dwarse doorsnede kan daarmee worden berekend

$$F = \frac{47057}{40.3600} = \underline{\underline{0,33 \text{ m}^2}}$$

Nemen wij de doorsnede vierkant , dan worden
hoogte en breedte

$$H = D = \underline{\underline{0,55 \text{ m}}}$$

Cycloon

De invoer van de cycloon nemen wij met een
diameter = 0,50 m .

De andere afmetingen worden daaraan aangepast volgens
de standaardverhoudingen (5001 , p.1024) .

afhangend van mogelijkheden

Gasomlooppomp

Werktemp 170°C

Hiervoor kozen wij de

"Aerzener" luchtpomp G.K. 21.23 Cat.No. 818 .

De afmetingen werden in deze brochure gevonden .

HOGE DRUK STOOMKETEL

De spuisgassen uit het activeringssysteem hebben een temperatuur van 1000 °C .

Zoveel mogelijk van de warmte wordt gebruikt voor het maken van oververhitte stoom van 16 ata en 350 °C .

Deze stoomketel is in principe een warmtewisselaar .

De massastromen van invoer en uitvoer zijn daarom aan elkaar gelijk , $\phi_m = 1453 \text{ kg/hr}$.

Hetzelfde geldt voor de verbrandingswarmte van de gassen , $V.W. = 4,67 \cdot 10^6 \text{ kcal/hr}$.

De berekeningen verlopen analoog aan die van de lage druk stoomketel (p. 36 e.v.) .

*Me, want
hier wordt oververhitte
stoom van 16 atm
en 350°C gemaakt
(waaronder gelijk)*

Voor de gaskant kunnen wij schrijven :

massastromen in kg/hr

soortelijke warmte in kcal/kg.°C

warmtestromen in 10^6 kcal/hr

*47 1000 - 150°
47 200 - 350°
zeer moeilijke
N.V.
met
toemittoren*

tabel 14

in , 1000 °C

uit , 190 °C

	ϕ_m	V.W.	ΔH	\bar{c}_p	$\phi_m \cdot \bar{c}_p$	$H_{1000} - H_{190}$	ΔH
CO	1400	3,21	0,37	0,28	392,0	0,318	0,05
H ₂	50	1,46	0,17	3,6	180,0	0,146	0,02
CO ₂	2	0	0,00	0,29	0,6	0,000	0,00
H ₂ O	1	0	0,00	0,53	0,5	0,000	0,00
balans	1453	4,67	0,54		573,1	0,464	0,07

*is dat met de
water-voorverwarmer
of met de stoomproductie?*

*hoe verhoudt zij de
in overgassen v/d activeringssysteem
Deze waarde alleen met
grote voorzichtig te verketen!*

De enthalpieverschillen bij de productie van oververhitte stoom van 16 ata en 350 °C uit water van 20 °C :

Voorwarming van water tot 200 °C	:	183	kcal/kg
verdamping van water bij 200 °C	:	463	kcal/kg
oververhitting stoom tot 350 °C	:	81	kcal/kg
totaal voor stoomproductie	:	727	kcal/kg

Voor tabel 14 was berekend dat er totaal $0,464 \cdot 10^6$ kcal/hr voor de stoomproductie beschikbaar komt . De overeenkomstige hoeveelheid stoom is daaruit eenvoudig te berekenen .

$$\text{Stoomproductie : } \frac{0,464 \cdot 10^6}{727} = \underline{\underline{641 \text{ kg/hr} .}}$$

hoeveel van oververhitte en hoeveel voor stoomproductie en waterverwarming?

Aangezien de berekeningen van de afmetingen van deze stoomketel ~~geheel~~ analoog verlopen met die van de reeds eerder genoemde lage druk stoomketel , worden de details van de berekening hier achterwege gelaten .

Slechts de gevonden afmetingen zullen in het volgende worden vermeld .

Afmetingen verdamper

Er worden buizen van 3,00 m lengte genomen .

$$\underline{\underline{3,00 \times 1,00 \times 1,00}} \quad (\text{m})$$

Afmetingen oververhitter

9 secties van 1,20 m hoog , van buizen van 1,00 m

$$\underline{\underline{1,20 \times 1,00 \times 1,00}} \quad (\text{m})$$

Afmetingen voorwarmer

12 secties van 1,80 m hoog , van buizen van 1,00 m

$$\underline{\underline{1,80 \times 1,00 \times 1,00}} \quad (\text{m})$$

Diameter van gaskanalen en aansluitingen

Wij nemen hier weer een praktische gassnelheid van

$$2 \text{ m/sec} = 2.3600 \text{ m/hr}$$

Laef

De volumestromen berekenen wij met behulp van de ideale gaswetten zoals beschreven op p. 57 .

inlaat , zie spuigas p. 57

$$\phi_v = 7843 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$F = 7843/7200 = 1,09 \text{ m}^2$$

$$\text{zodat} \quad d = \underline{1,20 \text{ m}}$$

uitlaat

$$\phi_v = 7843 \cdot \frac{190 + 273}{1000 + 273} = 2860 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$F = 2860/7200 = 0,40 \text{ m}^2$$

$$\text{zodat} \quad d = \underline{0,71 \text{ m}}$$

Met gift vandebeiler (ind)
met van te doen
dan met een klein maasje
H.D. itom te maken
als go vande pag
beschikking.

$$\begin{aligned} & 1400 \text{ kg CO} \\ \sim & 1400 \times 9000 \text{ Kcal/h} \\ = & 8.400.000 \text{ Kcal/h} \\ & \text{d} \times 10^6 \\ & \text{(ca } 10^5 \text{ kW)} \end{aligned}$$

GASKOELER

=====

Het spuigas verlaat de hoge druk stoomketel met een temperatuur van 190°C . Het gas kan uiteraard zonder meer worden verbrand. Voor opslag moet zij echter tot voldoende lage temperatuur worden gekoeld, wij nemen 60°C .

Het koelwater laten wij opwarmen van 15°C tot 50°C .

Tropus

De enthalpieverschillen van de verschillende componenten ten opzichte van 20°C zijn eenvoudig te berekenen met behulp van de soortelijke warmtes.

tabel 15		in		uit		
ϕ_m	V.W.	\bar{c}_p	ΔH	$H_{190}-H_{60}$	ΔH	
CO	1400	3,21	0,25	0,0595	0,0455	0,0140
H ₂	50	1,46	3,5	0,0298	0,0228	0,0070
CO ₂	2 0	0,27	0,000092	0,000070	0,000022	
H ₂ O	1 0	0,50	0,000085	0,000065	0,000020	
balans	1453	4,67	0,0895	0,0684	0,0210	

Dit spuigas betekent een grote hoeveelheid energie als bijproduct van dit activeringsproces. Dit is in grote tegenstelling met de verschillende processen die in de literatuur zijn gevonden. Het is niet onmogelijk te achten dat hierdoor het gebruik van cocosschalen als grondstof voor de bereiding van actieve kool economisch zeer aantrekkelijk gaat worden.

*hoe groot?
rendebel
of alleen
voor zijn
gebruik
te
beantw.*

De hoeveelheid benodigde koelwater kunnen wij vinden met behulp van een eenvoudige warmtebalans :

$$\dot{\phi}_w = \dot{\phi}_m \cdot \bar{c}_p \cdot (T_u - T_i)$$

zodat de hoeveelheid koelwater

$$\dot{\phi}_m = \frac{0,0684 \cdot 10^6}{1,00 \cdot (50-15)} = \underline{\underline{1950 \text{ kg/hr}}}$$

De gaskoeler is een warmtewisselaar . De berekeningen verlopen analoog aan die van de condensor van pagina 41 e.v. .

Ook hier zullen daarom de details van de berekeningen niet worden genoemd .

Wij kiezen buizen van 0,012 m diameter en 4,00 m lengte . Bij 27 passes zijn in totaal 216 buizen nodig . De afmetingen van de warmtewisselaar worden dan

$$L = 4,00 \text{ m}$$

$$D = 0,52 \text{ m}$$

De diameter van de gaskanalen en aansluitingen berekenen wij uit de gasvolumestromen .

$$\dot{\phi}_{v,190} = 2860 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\dot{\phi}_{v,60} = 2860 \cdot \frac{60 + 273}{190 + 273} = 1685 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$d_{inl} = \underline{\underline{0,71 \text{ m}}}$$

$$d_{uitl} = \underline{\underline{0,55 \text{ m}}}$$

GASHOUDER
=====

Het spuigas uit ons gasactiveringsproces kan ergens anders als energie-bron (brandstof) dienen .

Om schommelingen en andere onregelmatigheden van de gasproductie te camoufleren plaatsen wij een buffervoorraadvat in de gasleiding .

De capaciteit van de gashouder nemen wij zo groot , dat zij correspondeert een gemiddelde gasproductie van circa zeven dagen .

$$\phi_v = \left(\frac{1400}{28} + \frac{50}{2} + \frac{2}{44} + \frac{1}{18} \right) \cdot \frac{20 + 273}{273} = 1850 \text{ m}^3/\text{hr}$$

De productie per week is $3,16 \cdot 10^5 \text{ m}^3/\text{week}$

Voor $H = D$

worden de afmetingen van de gashouder gevonden uit

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H$$

zodat $H = D = \underline{\underline{7,4 \text{ m}}}$

SAMENVATTEND OVERZICHT

In het volgende worden in twee overzichten het hele systeem in het kort samengevat :
tabel 16 en tabel 17 .

Aangegeven worden daarbij

- de opgestelde apparaten
- de materiaalstromen in kg/hr
- de enthalpiestromen in 10^6 kcal/hr
- de verbrandingswarmtes in 10^6 kcal/hr
- de temperaturen van de materiaalstromen in $^{\circ}\text{C}$.

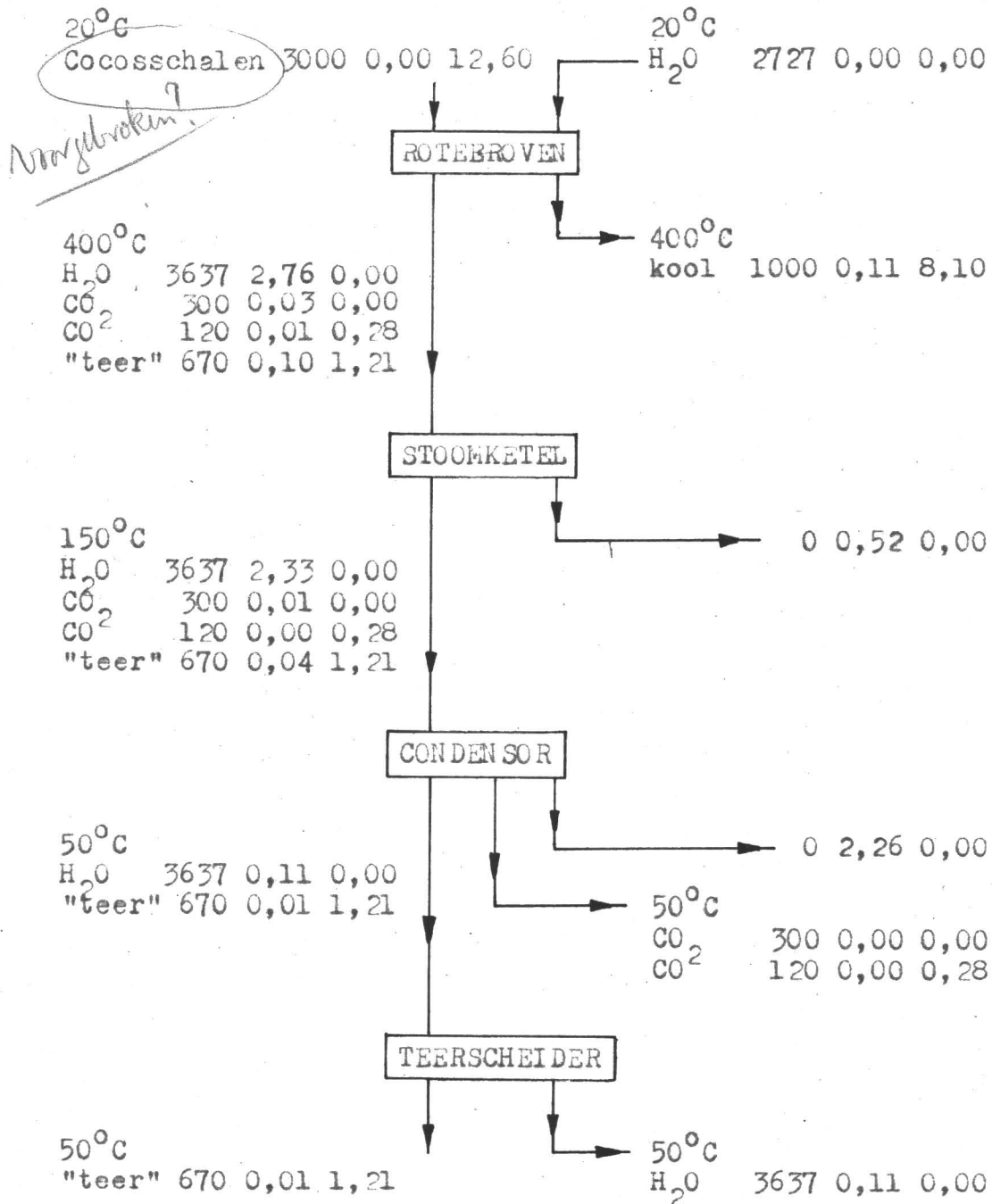
Bij de warmtewisselaars worden niet alle materiaalstromen genoteerd .

De secundaire materiaalstromen van het koelmiddel . zijn voor de duidelijkheid weggelaten . Zij zijn in de voorgaande tekst te vinden .

Wel worden genoteerd

- de hoeveelheden uitgewisselde warmte in kcal/hr
- de temperaturen van de hoofdstroom in $^{\circ}\text{C}$.

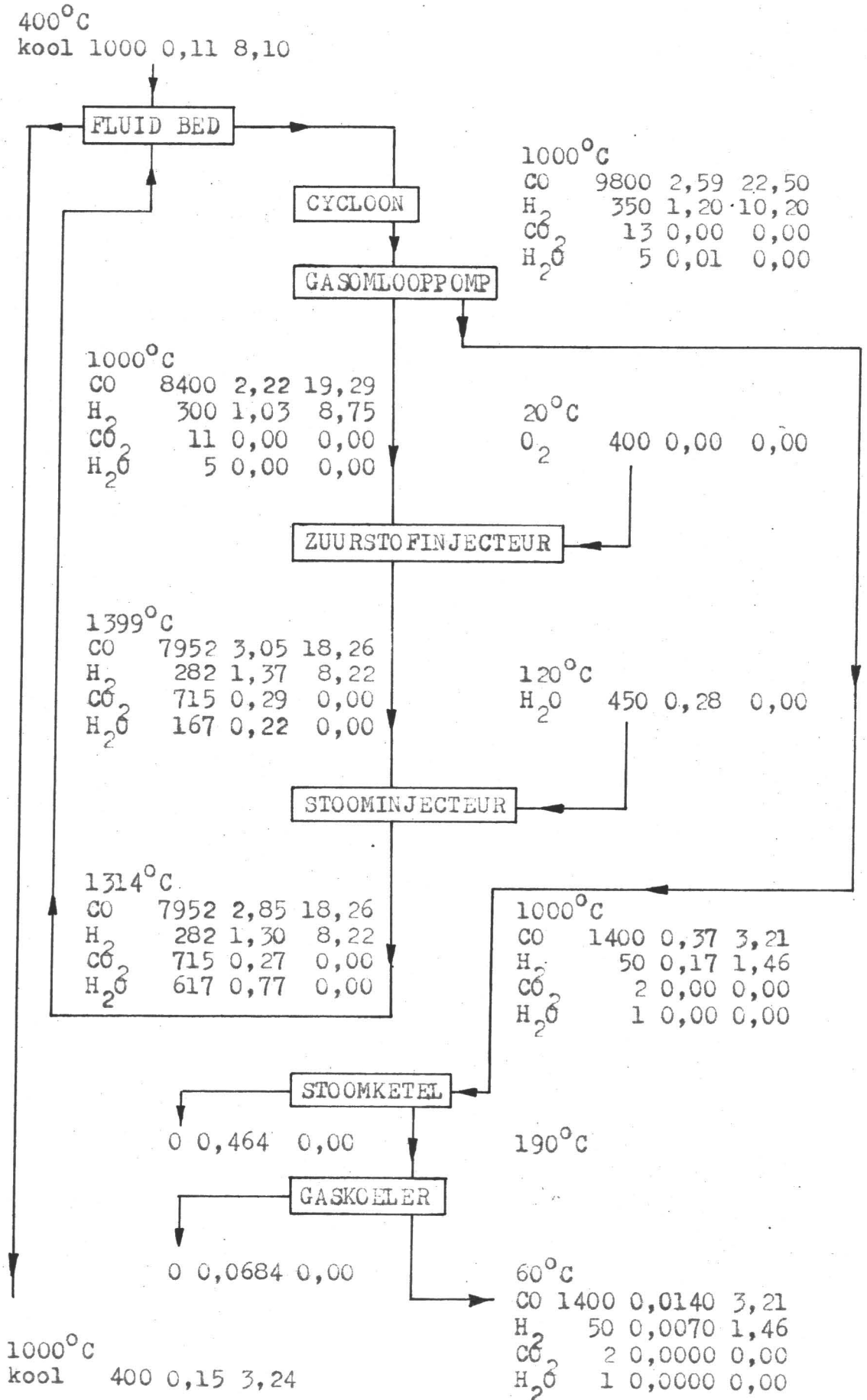
DROGE DESTILLATIE , materiaal- en warmtestromen , tabel 16



De getallen achter de componenten geven aan respectievelijk

- materiaalstroom in kg/hr
- warmtestroom in 10⁶ kcal/hr (enthalpie tov. 20°C)
- verbrandingswarmte in 10⁶ kcal/hr

GASACTIVERING , materiaal- en warmtestromen , tabel 17



BEDRIJFSVOERING , STATIONNAIRE CONDITIES

den kunt u moit over
regeling praten .

Regelapparatuur droge destillatie

In het proces van de droge destillatie wordt de cocosschaal in het begin van de reactor opgewarmd . tot circa 280°C verloopt de reactie endothermisch , bij hogere temperatuur exothermisch .

In het exotherme gedeelte van de reactor wordt op verschillende punten water ingesproeid . De sproeiers worden elk gecommandeerd door een temperatuurregelaar . Het proces kan daarmee bij benadering isothermisch worden gehouden op 400°C .

Wassan ?
L. V. Noyes

Regelapparatuur gasactivering

Bij de gasactivering willen wij de reactietemperatuur zo goed mogelijk binnen nauwe grenzen houden .

De regeling voeren wij in principe uit door variatie van de verhouding zuurstof/stoom in de voeding .

- Meer zuurstof levert een hogere aanvangstemperatuur van het activeringsgas .
- Meer stoom heeft een grotere temperatuurval over het gefluidiseerde bed tot gevolg , en slechts betrekkelijk weinig invloed op de aanvangstemperatuur van het activeringsgas .

Bij een gefixeerde aanvangstemperatuur kunnen wij daarmee de eindtemperatuur van het gas regelen .

Bij de technische realisatie koppelen wij daarom de zuurstofdosing aan de temperatuur onder het fluid bed , ingesteld op de berekende waarde van 1399°C .

De stoomtoevoer wordt gecommandeerd door de tempe-

ratuur direct boven het bed , ingesteld op de berekende waarde 1000 °C .

*Bereken
Van
berekende
regelings
stroom*

Regelapparatuur omloopgas en spuigas

De volumestroom van het omloopgas fixeren wij met de capaciteit van de omlooppomp op de gewenste waarde .

De volumestroom van het spuigas kunnen wij het gemakkelijkst regelen op de druk van het activeringssysteem : een overloopklep . ?

*is gefixeerd
als regel
in Or
vastliggen
tegen met
bedtemperatuur*

De spuigas-stroom zal daardoor automatisch elke variatie in de gasvoeding volgen .

Technisch het eenvoudigst wordt de overloopklep geplaatst op een relatief koude plaats in de spuigas-leiding . In het schema werd zij na de stoomketel getekend .

Andere regelapparaten

In de stoomketels zijn niveauregelaars aangebracht . Het grensvlak in de teerscheider kan eveneens met een niveauregelaar worden gefixeerd op een van te voren vastgestelde hoogte .

De hoeveelheid koelwater in de condensor en in de gaskoeler worden geregeld op te temperatuur van de uitstromende gassen .

een gaskoeler is namelijk gevoelig voor wijziging waterdruk

BEDRIJFSVOERING , STARTEN

Het directe doel is de verschillende apparaten langzaam op hun bedrijfstemperatuur te brengen . In het volgende worden de noodzakelijke handelingen op volgorde beschreven .

Systeem van de droge destillatie

1.

De lege , draaiende roteeroven wordt langzaam opgewarmd met behulp van een mengsel van stoom en de gasbrander aan het lage uiteinde van de oven .

Alle apparaten achter de roteeroven staan ingeschakeld . De temperatuur van het mengsel verbrandingsgas en stoom wordt langzaam opgevoerd tot 400 °C .

2.

Zodra het gasmengsel ook bij de uitlaat 400 °C bereikt wordt cocosschaal gedoseerd .

3.

Na verloop van korte tijd zal de exotherme reactie op gang komen , en de water-sproeiers beginnen automatisch te werken .

De brander wordt langzaam uitgezet .

4.

Zodra de brander is gedoofd wordt de stoomtoevoer in de roteeroven afgesloten .

Stationaire condities voor de roteeroven zijn dan bereikt , de andere apparaten volgen vanzelf .

Systeem van de gasactivering

Het starten eist hier meer aandacht dan bij de droge destillatie .

1.

De verschillende apparaten in de omloopkring en daarachter staan normaal ingeschakeld .

Het spuisgas wordt echter niet in de gashouder gebracht , maar wordt in de atmosfeer afgeblazen .

2.

De gasomloop pomp staat ingeschakeld .

Via de stoominjecteur wordt géén stoom in het systeem toegelaten .

3.

Via de zuurstof leiding wordt een mengsel van lucht en brandbaar gas uit de gashouder , in de brander gebracht .

De temperatuur in de lege activerings-reactor wordt langzaam opgevoerd tot 1000 °C .

4.

Ruwe kool wordt in de activeringsreactor toegelaten .

De temperatuur boven het bed zal iets zakken .

bij eenige parte jamelles

5.

De gastemperatuur onder het fluid bed wordt heel voorzichtig opgevoerd . De temperatuur boven het bed mag niet ongewild boven 1000 °C komen .

6.

Zodra het gefluidiseerd bed zijn vastgestelde hoogte bereikt , wordt de lucht in de brander vervangen door zuurstof .

De stoominjecteur wordt ingeschakeld .

7.

Na verloop van enige tijd is de stikstof uit het omloopgas grotendeels gespuid , het omloopgas wordt brandbaar .

De gastoevoer naar de brander wordt langzaam gemin-
derd en tenslotte geheel afgezet .

8.

Zodra de werktemperaturen van het gefluidiseerde bed zijn bereikt kan het spuigas weer naar zijn normale bestemming gaan .

Boven het bed 1000°C , onder het bed 1399°C .

De stationaire condities worden dan spoedig bereikt .

BEDRIJFSVOERING , AFZETTEN

Het principe kan kort geformuleerd worden :
We beginnen met het uitschakelen van de exotherme reacties .

Systeem van de droge destillatie

1.
De voeding van cocosschalen wordt stopgezet .
De roteeroven loopt vanzelf leeg .
2.
Zodra de roteeroven geheel is afgekoeld worden alle apparaten uitgeschakeld .

Systeem van de gasactivering

1.
De zuurstof-toevoer wordt langzaam geminderd door de instelwaarde van de temperatuurregelaar onder het gefluidiseerde bed geleidelijk te verlagen tot 1000°C . De stoomtoevoer past zich daarbij automatisch aan .
2.
Toevoer van ruwe kool wordt stopgezet .
3.
In het systeem wordt een niet-brandbaar , inert gas via de zuurstof leiding toegelaten .
Het spuigas wordt in de atmosfeer afgeblazen .

4.

Het systeem kan langzaam tot kamertemperatuur afkoelen .

5.

Alle apparaten worden tenslotte uitgeschakeld .

ALTERNATIEF SCHEMA VOOR GASACTIVERING

Lage temperatuur voor de gasomlooppomp .

De gasomlooppomp bij 1000 °C heeft bewegende onderdelen welke bij deze hoge temperatuur goed moeten blijven functioneren . De omlooppomp eist daarom bijzondere voorzieningen bij de constructie en tijdens het bedrijf . Het constructie-materiaal moet uiteraard bij deze hoge temperatuur bruikbaar blijven , en moet gezocht worden in de groep van de kostbare zogenaamde "super-alloys" , figuur 9 .

Willen we de bijzondere voorzorgsmaatregelen ontlopen , dan kunnen we in de kring van de gasomloop een systeem van warmtewisselaars bouwen zoals in principe aangegeven in het schema van figuur 10 .

De stoomketel en de gaskoeler worden hier voor de gasomlooppomp , in de gasomloopkring , geplaatst . In de omlooppomp komt alleen gekoeld gas , bijvoorbeeld 50 °C , binnen . Het omloopgas uit de pomp wordt tot dicht bij 1000 °C opgewarmd door het gas dat uit de cycloon komt , dit wordt uitgevoerd met een warmtewisselaar die direct na de cycloon is gebouwd .

Is het, nodig
keer vol
1) Tron...
in reactor
Minder?

De gaskoeler tussen de stoomketel en de omlooppomp mag veiligheidshalve gerust met een grote capaciteitsreserve worden gedimensionneerd . De kans dat door een storing van de andere warmtewisselaars het gas plotseling met te hoge temperatuur in de pomp zou kunnen komen wordt daardoor verkleind .

Een vergelijking van enige voor- en nadelen van de gasomlooppomp bij lage temperatuur (50 °C) ten

opzichte van die bij hoge temperatuur (1000 °C) is in het volgende te geven .

Voordelen

- de bedrijfstemperatuur van 50 °C stelt geen bijzondere eisen aan bewegende onderdelen , zodat de werktuigbouwkundige constructie veel eenvoudiger kan zijn .
- constructie-materiaal voor de lage temperatuur is veel goedkoper , 1000 °C zou een kostbare "super-alloy" , bijvoorbeeld Hastelloy , eisen .
- De volumecapaciteit van de pomp kan veel lager zijn omdat de volumestromen van de gassen evenredig met de temperatuur kleiner worden .
De gasomlooppomp mag vier maal kleiner worden .

$$\frac{\varnothing_{v,50}}{\varnothing_{v,1000}} = \frac{273 + 50}{273 + 1000} = \frac{323}{1273} = 0,257$$

Nadelen

- Een extra hoge-temperatuur-warmtewisselaar wordt noodzakelijk om het omloopgas weer zo dicht mogelijk bij 1000 °C te brengen .
- Het warmteverlies van het omloopgas moet gecompenseerd worden door méer zuurstof te injecteren ten koste van het veel goedkopere stoom .
- De gastemperatuur voor de stoomketel wordt veel lager dan 1000 °C . Er zal daarom waarschijnlijk slechts lage-druk-stoom kunnen worden geproduceerd .

hoe high die pressure?

Conclusie

Een verantwoorde keuze tussen de hoge- en de lage-

temperatuur gasomlooppomp is een kwestie dat , na zorgvuldig afwegen van de genoemde voor- en nadelen , door de bedrijfseconomie moet worden beslist .

De kapitaalbesparing vanwege de goedkopere gasomlooppomp wordt immers geheel of gedeeltelijk teniet gedaan door de investering voor de extra hoge-temperatuur-warmtewisselaar .

Zonder afbreuk te doen aan het principe van ons systeem voor de gasactivering , kozen we in dit verslag het activeringsschema met de eenvoudigste berekeningen , figuur 9 .

GERAADPLEEGDE LITERATUUR

- 0801 P.Klason et al .
Ark. Kemi Min. u. Geol. 3 (1908) 9
zie eveneens
O.Kausch (3201 , pp. 43-45)
- 1901 R.von Ostrejko
D.R.P. 315392 , 4 november 1919
- 1902 A.B.Lamb , R.B.Wilson en N.K.Chaney
Ind.Eng.Chem. 11 (1919) 420-431
- 2101 M.Klar
Technologie der Holzverkohlung , 1.Dr. (1921)
- 2301 A.B.Ray
Chem.Met.Eng. 28 (1923) 977-982
- 2302 N.K.Chaney , A.B.Ray en A.St.John
Ind.Eng.Chem. 15 (1923) 1244-1255
- 2601 P.Honig
Kolloidchem.Beihefte 22 (1926) 345-420
- 2801 C.L.Mantell
Industrial Carbon . 1st.Ed. (1928)
- 2802 O.Kausch
Die Aktive Kohle , ihre Herstellung und
Verwendung . 1.Dr. (1928)
- 2803 O.Schober
D.R.P. 506424 , 28 januari 1928

- 3201 O.Kausch
Die Aktive Kohle , ihre Herstellung und
Verwendung , Ergänzungsband , 1.Dr. (1932)
- 4401 B.Steenberg
Adsorption and exchange of ions on activated
charcoal , Upsala (1944) .
Zie eveneens W.Foerst et al. (5701)
- 4901 J.R.Partington
General and inorganic chemistry , 1st.Ed. (1949)
- 5001 J.H.Perry
Chemical Engineers' Handbook . 3rd.Ed. (1950)
1160-1161 en 1608-1612
- 5101 R.E.Kirk en D.F.Othmer
Encyclopedia of chemical technology , Vol.6 ,
1st.Ed. (1951) 170
- 5601 J.M.Coulson en J.Richardson
Chemical Engineering , Vol.1 , 1st.Ed. (1956) 210
- 5701 W.Foerst et al.
Ullmanns Encyclopädie der technischen Chemie .
3.Aufl. (1953) Bd.9 , 800
- 6001 A.S.Foust , L.A.Wenzel , C.W.Clumps , L.Maus
en L.B.Andersen .
Principles of unit operations . 1st.Ed. (1960)
- 6101 C.D.Hodgman
Handbook of Chemistry and Physics . 42nd.Ed. (1961)

TABLE ~~III~~ 1

COMPARATIVE DATA REGARDING VARIOUS ACTIVATED CARBONS
(Chaney)

Nature of Carbon	AD (200 to 270 Mesh)	Activity	Ratio of Activity to AD	Color re- moved from sugar soln., per cent	Ash Content per cent
	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
Activated wood charcoal	0.382	73.0	191	91.0	1.44
Activated coconut charcoal	0.548	95.0	173	90.0	0.83
Activated wood charcoal	0.426	64.0	150	89.4	2.30
Kelpchar	0.216	59.0	273	88.2	12.96
Norit	0.393	65.6	167	88.2	3.38
Activated soft coal	0.413	60.0	145	86.9	23.75
Activated wood charcoal	0.472	67.5	143	86.8	2.97
	0.419	53.1	127	86.1	0.75
	0.528	65.9	125	86.1	2.15
	0.376	46.5	123	85.3	1.32
	0.471	56.0	118	85.2	0.88
	0.503	58.5	116	85.4	4.03
Darco	0.470	44.0	93.6	85.7	30.00
Activated wood charcoal	0.570	57.0	100	83.3	1.74
	0.647	62.5	96	76.5	1.04
Activated coconut charcoal	0.766	72.9	93	62.3	2.14
Activated synthetic coke	0.714	48.5	68	33.3	9.19

All carbons pulverized to pass 200 mesh, acid-extracted, thoroughly washed and dried before testing.

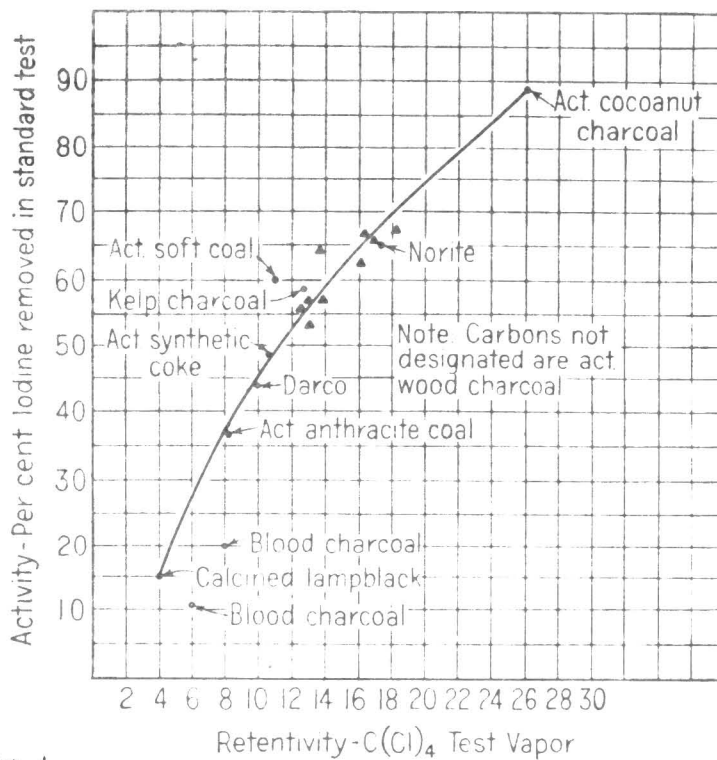


Fig. 1
~~Fig. 1~~ — RELATIONSHIP BETWEEN "ACTIVITY" AND "RETENTIVITY" OF VARIOUS TYPES OF ACTIVATED CARBON

All carbons acid extracted, thoroughly washed, and dried before testing. (Chaney)

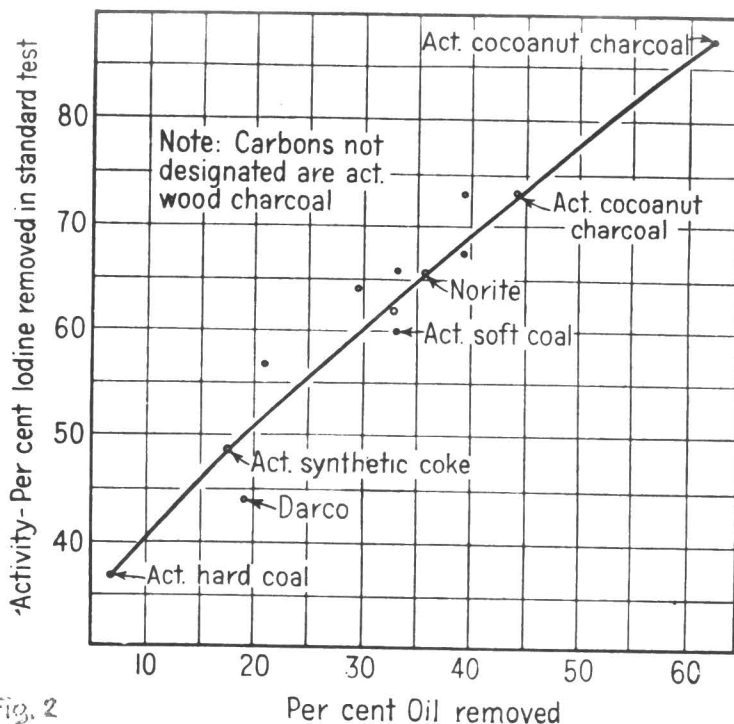


Fig. 2

Fig. 42. — RELATIONSHIP BETWEEN ACTIVITY AND ALCOHOL PURIFYING POWER OF VARIOUS TYPES OF ACTIVATED CARBON

All carbons pulverized to pass 200 mesh screen, acid extracted, thoroughly washed, and dried before testing. Crude alcohol containing objectionable oil treated with 5 per cent carbon in the cold. Oil determination made by comparing turbidities on dilution by means of nephelometer (Chaney)

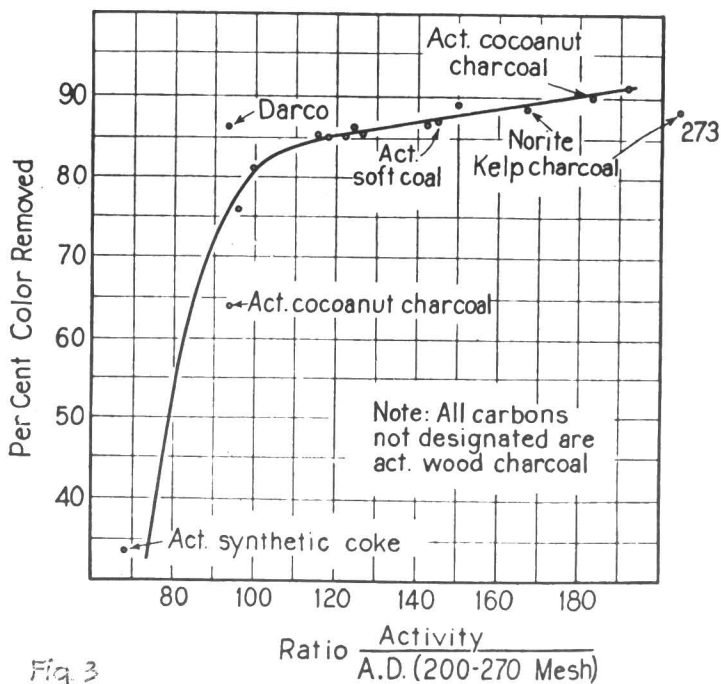


Fig. 3

Fig. 44. — RELATIONSHIP BETWEEN RATIO OF ACTIVITY TO APPARENT DENSITY AND SUGAR DECOLORIZING POWER OF ACTIVATED CARBONS

All carbons pulverized to pass 200 mesh screen, acid extracted, thoroughly washed, and dried before testing. Ten per cent carbon on basis of solids present used in decolorizing a very dark 50° Brix mat. sugar solution (Chaney)

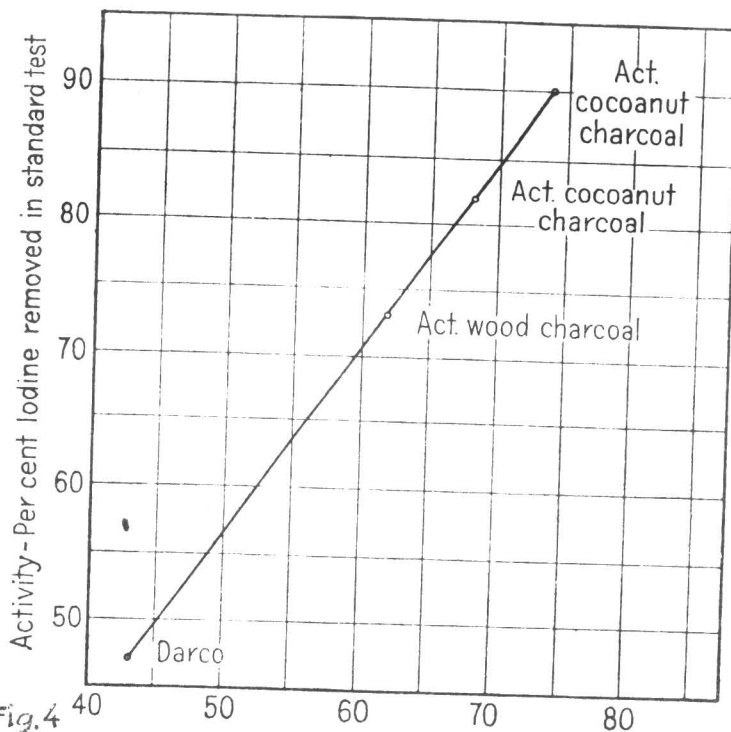


Fig. 4
~~Fig. 4~~ — REMOVAL OF GOLD FROM GOLD CHLORIDE SOLUTION BY ACTIVATED CARBON OF DIFFERENT ACTIVITIES

All carbons pulverized to pass 200 mesh, acid extracted, thoroughly washed, and dried before testing. Equal weights of carbons activated with gold chloride solution at 25° C. for 10 minutes. (Chaney)

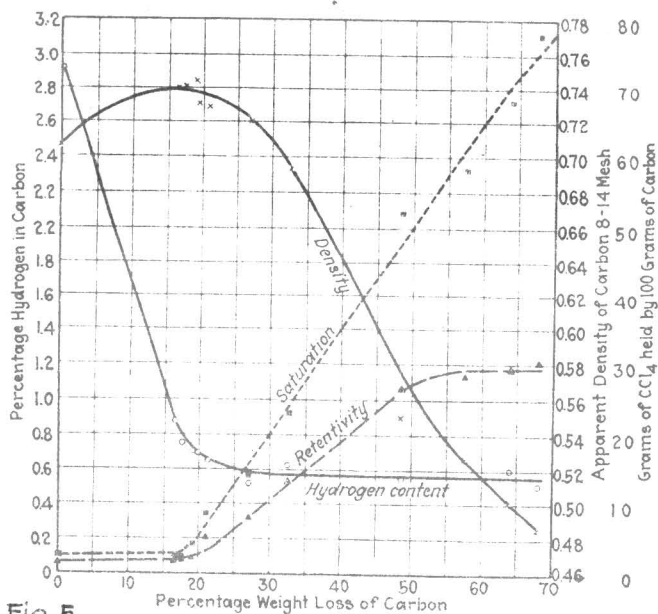


Fig. 5
~~Fig. 5~~ — VARIATIONS IN PROPERTIES OF COCONUT CHARCOALS ACTIVATED FOR VARIOUS LENGTHS OF TIME

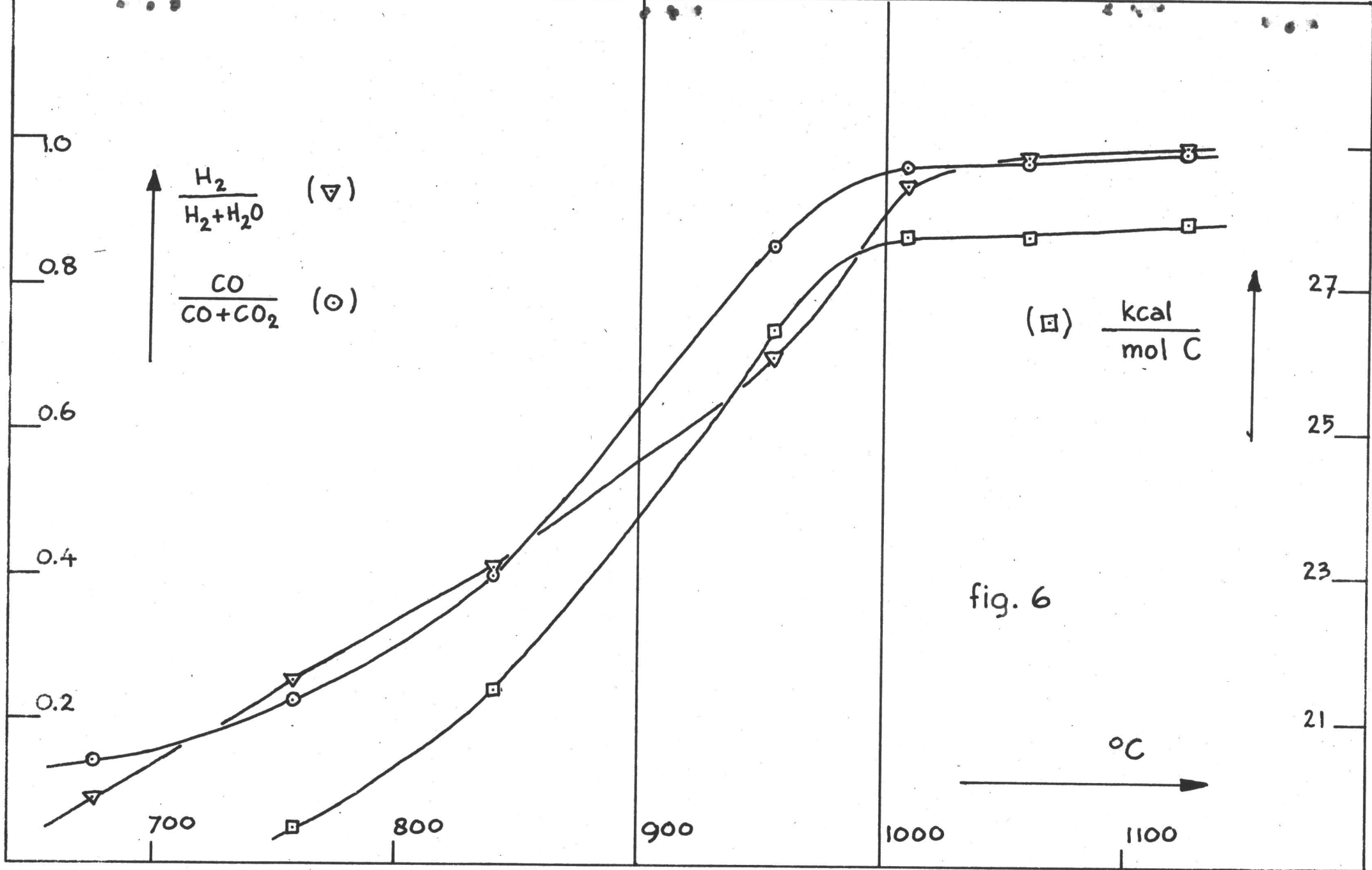


fig. 6

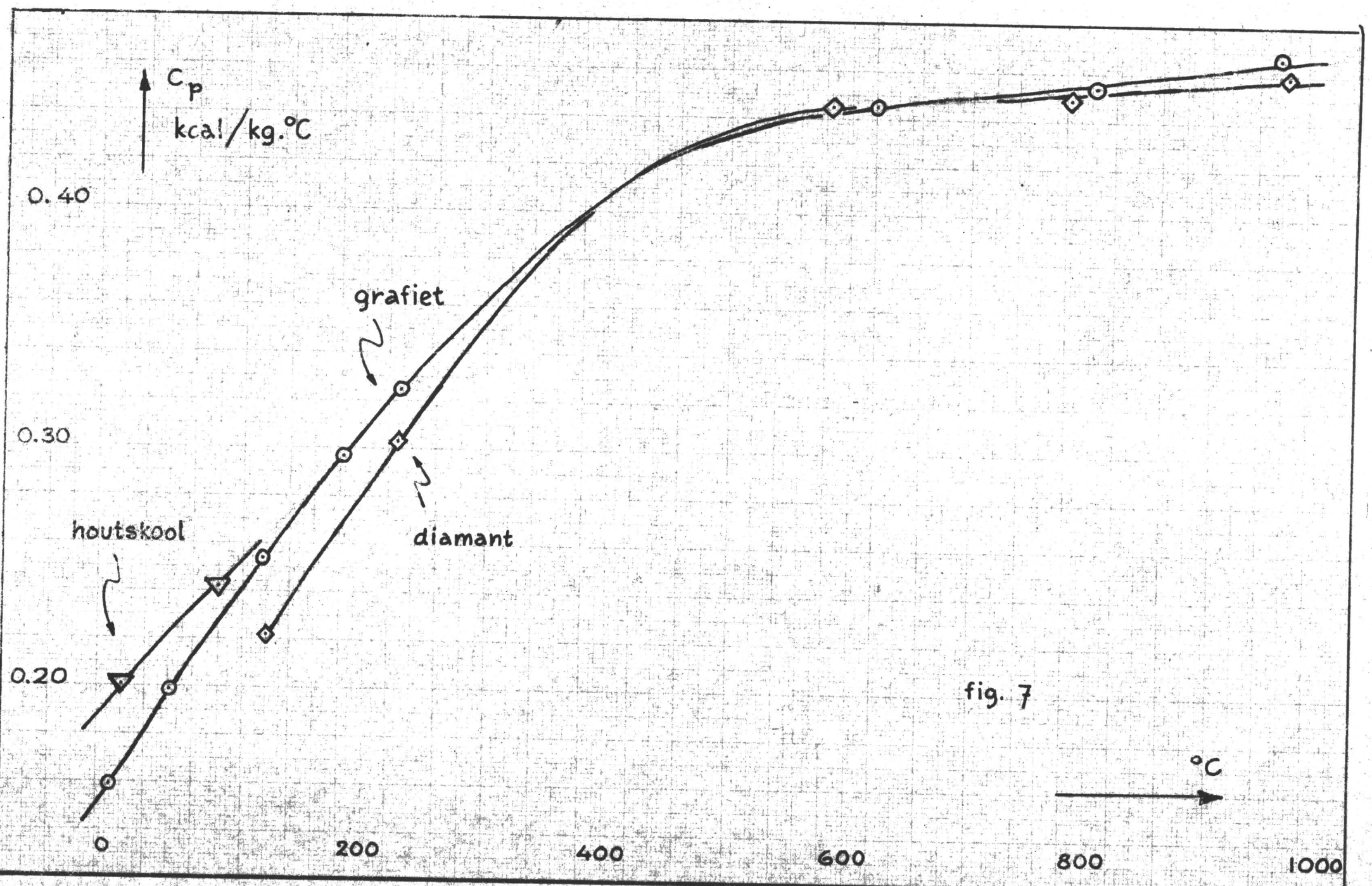


fig. 7

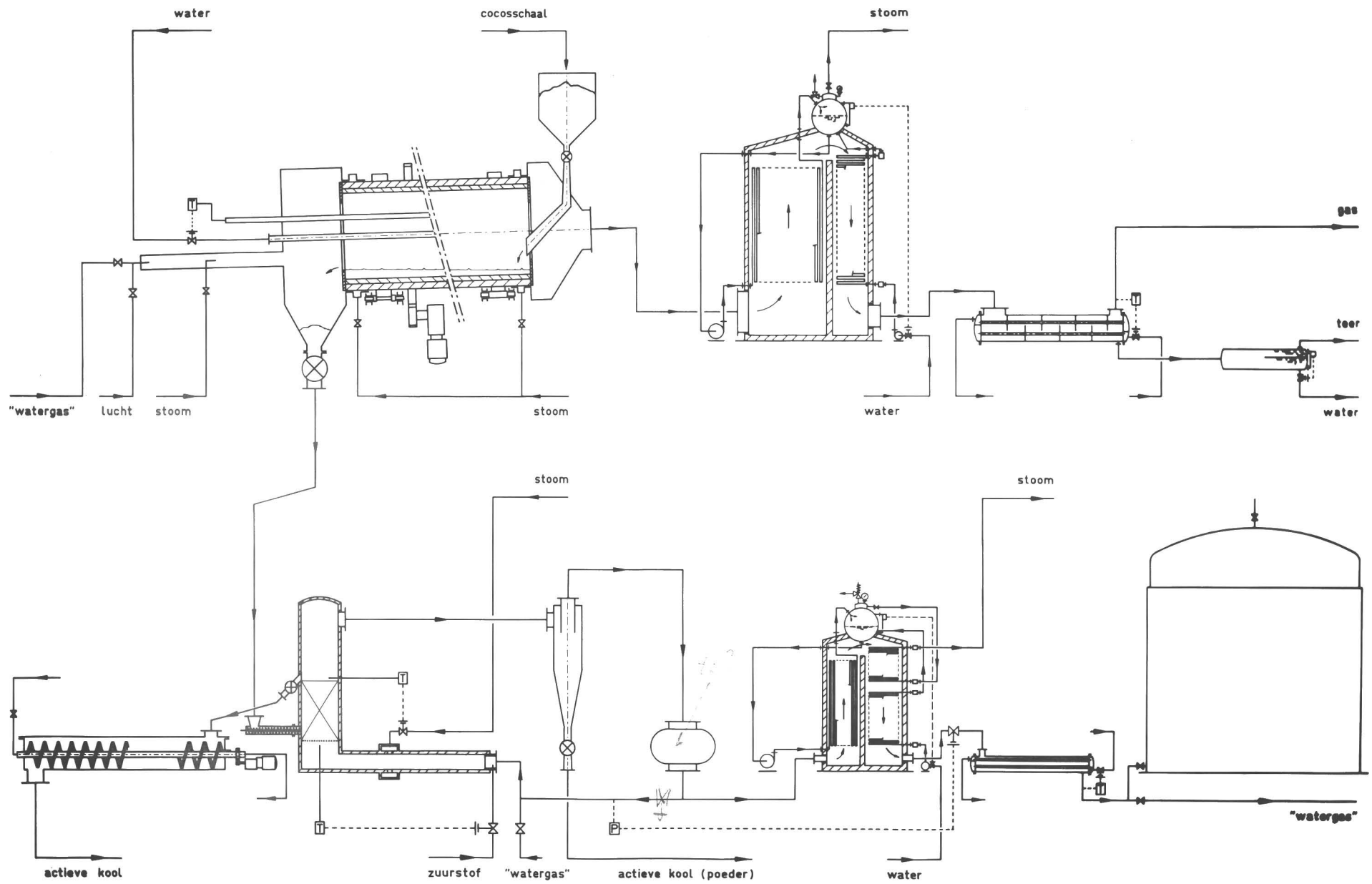
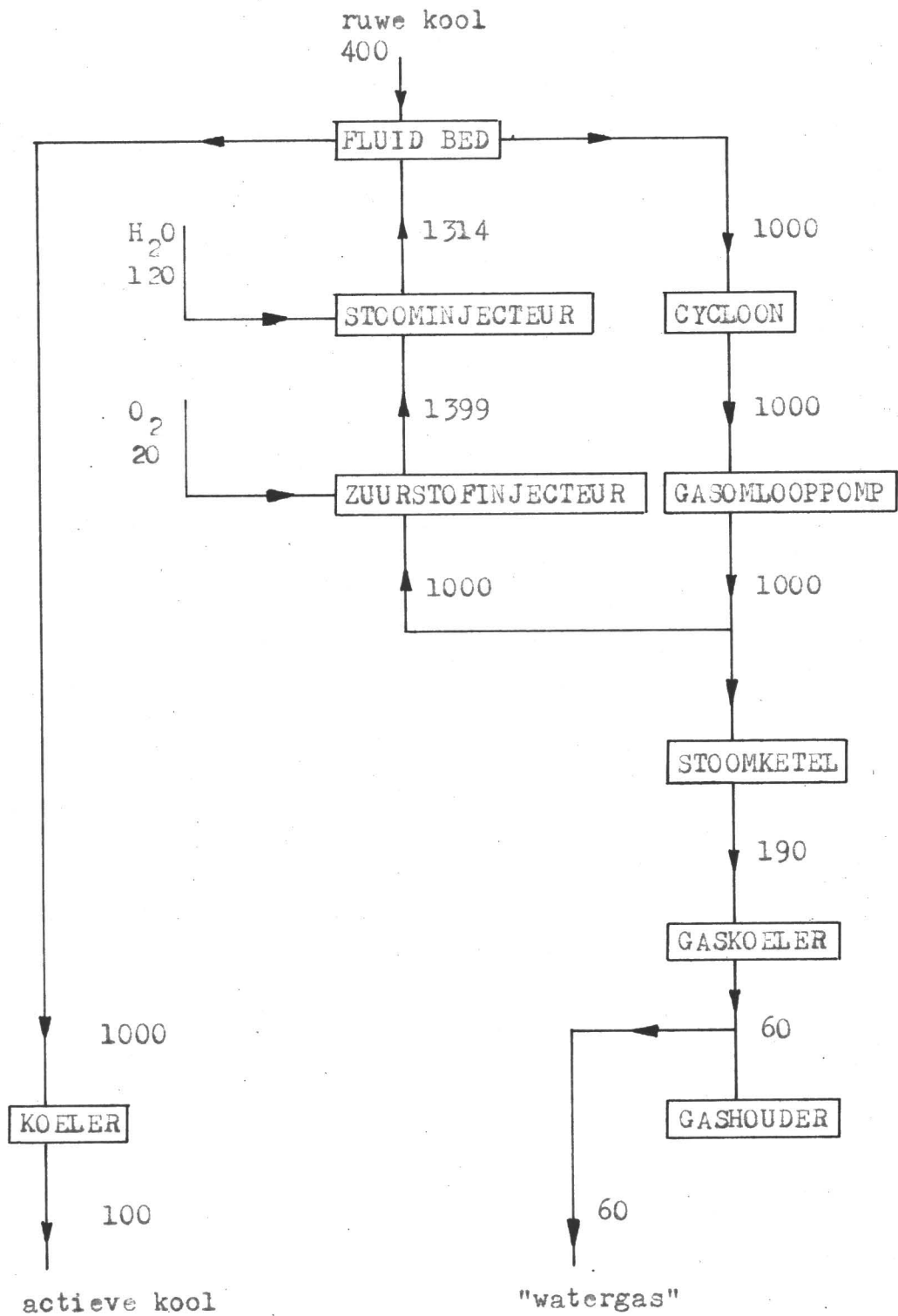


Fig. 8

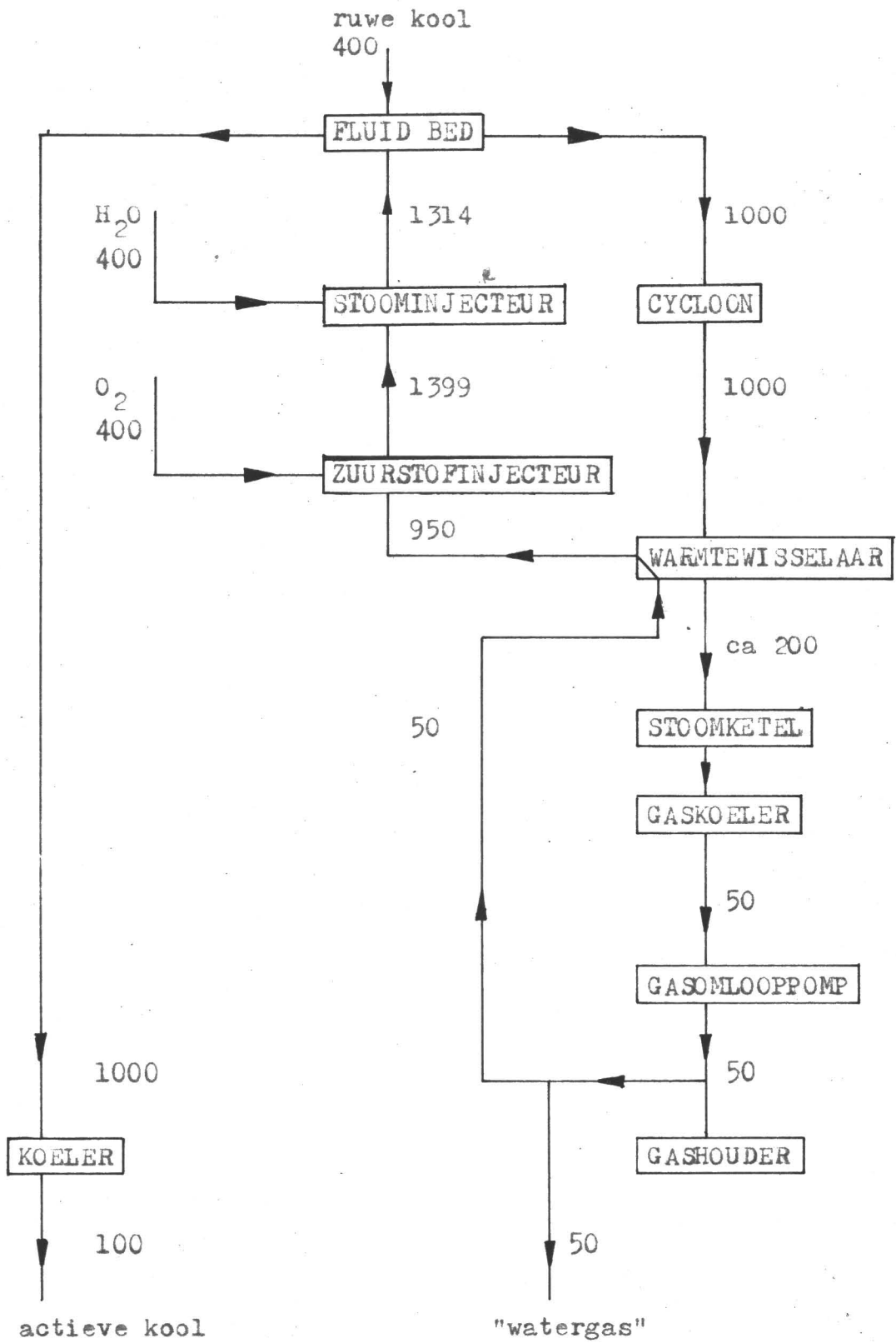
0 5m

ACTIEVE KOOL
 KWA TJOAN LIE
 Oktober 1961 schaal 1:50

figuur 9 .



figuur 10 .



toelichtingen

aanvullingen

correcties

bij het

V E R S L A G

= = = = =

ontwerp van

een chemische fabriek

voor de

bereiding van

actieve kool

kwa tjoan lie

januari 1962

oudraadtweg 33 delft

T.H. tst 342

Tel 20100 —

In dit fabrieksschema werden enige principes gebruikt die voorzover in de literatuur kon worden nagegaan niet eerder voor de bereiding van actieve kool zijn voorgesteld of toegepast .

Deze zijn :

1. Inwendige koeling met water voor de temperatuurbeheersing van de droge destillatie in de rotoven .

2. Begrenzing van de minimale temperatuur in de gasactiveringsreactor door toevoeging van afgepaste (van te voren berekende) hoeveelheden oxyderende gassen in het omloopgas .

De evenwichtsconcentraties kooldioxyde en waterdamp in het uittredende gasmengsel kunnen daardoor zeer laag gehouden worden . Het spuigas is zonder verdere zuivering brandbaar , en kan voor energieopwekking worden gebruikt . Deze fabriek levert daardoor energie , in tegenstelling tot de processen in de literatuur die juist energie verbruiken .

3. Toepassing van gasomloop in het gasactiveringsstelsel .

De activeringsreactie is sterk endotherm . De benodigde reactiewarmte moet door het gas worden aangevoerd , waardoor het gas onder de activeringsreactor een hogere temperatuur moet hebben dan het gas dat de reactor verlaat . Dit temperatuurinterval wordt door het teruggevoerde niet-oxyderende gas (omloopgas) verkleind .

4. Inwendige verwarming activeringsgas door zuurstofinjectie buiten de activeringsreactor .

p. 8 Korrelgrootte

Korrels met 0,3 tot 3 mm. diameter worden gebruikt voor de adsorptie van gassen en dampen uit een gasstroom . Korreldiameters van 1 tot 200 micron bij de adsorptie uit vloeistoffen (suspensie-methode of als een filterlaag .

De diameter van de actieve kool korrel zoals zij voor adsorptie wordt gebruikt heeft geen verband tot haar diameter bij de bereiding . Na de activering kan de actieve kool in sommige gevallen als zodanig worden gebruikt , meestal wordt zij echter gemalen tot een voor haar toepassing het meest geëigende diameter .

p. 8 Electrische lading

Bedoeld wordt de electrische lading van de kool zoals zij uit de electrophorese in waterige suspensie zou blijken .

p. 11 Bast

De bast kan ook een actieve kool geven . Doordat zij echter een andere cellulaire structuur heeft dan het hout eist zij echter een andere behandeling om een actieve kool met optimale eigenschappen te worden . Bast en hout moeten daarom worden gescheiden . Hetzelfde geldt voor de vezels aan de buitenkant van de cocosschalen .

p. 13 watergehalte in hout

Drogen van hout tot een watergehalte van 15 tot 20 % geldt indien er van vers hout wordt uitgegaan . Oud , ingedroogd hout kan minder water bevatten . Er moet dan juist water worden ingebracht . Algemener gezegd is daarom conditionnering tot een vochtgehalte van 15 tot 20 % .

p. 16 en 17

Doel van de gasactivering

De korrel ruwe kool uit de droge destillatie bestaat uit een zeer poreuze kool ("koolbasis") met een zeer groot inwendig oppervlak . Aan het hele actieve oppervlak is organisch materiaal (zoals alcoholen , carbonylverbindingen en carbonzuren die tijdens de droge destillatie ontstaan) geadsorbeerd . Het doel van de gasactivering vrij te maken van het geadsorbeerde materiaal , en het inwendige oppervlak toegankelijk te maken voor de te adsorberen stof .

1. Maximale selectieve oxydatie bij de gasactivering zou bereikt worden indien het geadsorbeerde organische materiaal volledig uit het inwendige en het uitwendige oppervlak kan worden geoxydeerd zonder dat de koolbasis wordt aangetast :

Wat is de koolbasis?

$$\frac{\text{oxydatie geadsorbeerd materiaal}}{\text{oxydatie actieve koolbasis}} = \frac{100 \%}{0 \%} = \infty$$

In de praktijk wordt de koolbasis altijd tegelijkertijd aangetast .

Er moet dan een relatief mild oxydatiemiddel gekozen worden dat nog voldoende onderscheid kan zien tussen de geadsorbeerde organische verbindingen en de koolbasis .

Verder moet de oxydatie zo langzaam gaan dat het activeringsgas niet alleen het uitwendige oppervlak van de koolkorrel oxydeert , maar de tijd krijgt in de poriën te diffunderen , en het inwendige oppervlak van de korrel van geadsorbeerd materiaal te bevrijden . met vrij maken van het inwendige oppervlak is een essentieel punt van de gasactivering

2. Toegankelijk maken van fijne poriën

De kool van cocosschalen als zodanig heeft zeer dikke celwanden en een groot percentage zeer fijne poriën .

Voor gasadsorptie is dit geen bezwaar . Voor kleurstof-adsorptie (bijvoorbeeld ontkleuren van suikeroplossingen) zijn deze fijne poriën echter niet toegankelijk voor de te adsorberen stof . Een aanmerkelijke verhoging van de capaciteit kan in het laatste geval worden bereikt indien de activering zodanig wordt uitgevoerd dat deze zeer fijne poriën tijdens het proces wijder worden . Het verschil van de twee soorten "Activated coconut charcoal" wordt geïllustreerd in figuur 3 .

Voor de bereiding van actieve kool kan een tweede selectiviteitsbegrip worden geformuleerd , dat voor het verkrijgen van een gunstiger poriënspectrum . Maximale "selectieve oxydatie" volgens dit begrip wordt bereikt indien de diameter van de fijnste poriën vele malen kan worden vergroot terwijl de diameter van de korrel niet noemenswaard wordt verkleind :

$$\frac{d_{\text{por,eind}} - d_{\text{por,begin}}}{d_{\text{por,begin}}} : \frac{d_{\text{kor,begin}} - d_{\text{kor,eind}}}{d_{\text{kor,begin}}} = \infty$$

Deze maximale "selectieve oxydatie" kan worden benaderd indien de gasactivering wordt uitgevoerd onder relatief milde omstandigheden , waardoor het oxydatiemiddel niet geheel voor oxydatie van het uitwendige oppervlak van de korrel wordt verbruikt , maar de gelegenheid krijgt in de fijnste poriën te diffunderen en de poriënwanden daar aan te tasten .

Conclusies

1. Een koolkorrel waarvan de poriënwanden nog niet vrij zijn van geadsorbeerd materiaal bezit nagenoeg géén activiteit : er is een kritische minimale reactie-tijd . Deze inductieperiode wordt gekenmerkt door een afnemend waterstofgehalte van de koolkorrel , terwijl de activiteit niet merkbaar toeneemt , zie figuur 5 .

*des kenmer
reactie tijd ?
in orde van grootte
van benodigde
diffusie tijd ?
Het lijkt me dat
met dit beeld alleen
worden gevormd
indie men C aan
de weer wordt
aangevoerd*

is aangekond
Levensduur is
retentiviteit?

met het groot
max. met m PLS
hoe weten we het
dan?

Van een koolkorrel dat in de activeringsreactor ver-
blijft nadat zijn porienwanden geheel vrij zijn van
geadsorbeerd materiaal , zullen de porien wijder
worden gemaakt . De capaciteit neemt dan toe , dit
is te vervolgen in figuur 5 .

Op een gegeven moment worden de porienwanden zover
aangetast dat de wanden van de grootste porien verdwij-
nen . Het specifiek oppervlak van de korrel vertoont
bij toenemende activeringstijd een maximum . Ook de
activiteit vertoont parallel daarmee een optimum .
Voorbij het optimum zal zij vrij snel dalen .

In een continu-werkende reactor is het product een
mengsel van "ondergeactiveerde" (korter dan de inductie-
periode) , actieve en "overgeactiveerde" (veel langer
dan de optimale activeringstijd) korrels .

De "ondergeactiveerde" en de sterk "overgeactiveerde"
korrels zijn ballast . Zij dragen wel bij tot de massa
maar géén of slechts weinig tot de activiteit .

Voor het verkrijgen van een produkt met optimale
activiteit en capaciteit is het nodig het percentage
van de korrels dat extreem kort of extreem lang in
de activeringsreactor verblijft zoveel mogelijk te
beperken . Met andere woorden , er moet getracht worden
een reactorsysteem te gebruiken welke voor de kool-
korrels een voldoende kleine verblijftijdspreiding
geeft .

De verblijftijdspreiding van de fluidbed reactor is
te vergelijken met die van een ideale menger , zij
is groot . Door gebruik van meerdere kleinere fluid
bed reactoren in serie , zodanig dat de totale
gemiddelde verblijftijd dezelfde blijft , wordt de
verblijftijdspreiding verkleind . Bij overigens gelijk-
blijvende procescondities , kan daardoor de activiteit
en capaciteit van het product worden verhoogd .

dit is
keuzestelling tot
pag 16 verslag
in foto is dan de
rolende kammer
aantrekkelijk!

2. Vrije zuurstof is een dermate krachtig oxydatie-middel bij de hoge temperaturen, dat zij maar weinig onderscheid kan zien tussen het geadsorbeerde organische materiaal en de koolstofbasis, om maar te zwijgen van moleculaire diffusie in de fijne poriën.

Tegen de tijd dat alle poriën wanden schoon zijn geoxydeerd heeft de zuurstof ook heel veel actief materiaal verbrand. Het proces van Schober (2803) heeft in vergelijking tot de stoomactivering een laag plafond wat betreft de te bereiken activiteit en capaciteit.

p. 17 Maximale activeringstemperatuur

De hoogste activeringstemperatuur welke in de literatuur werd gevonden was 1500 °C. Deze temperatuur werd daarom nog veilig genoemd voor de activering, hoewel de grafieteringstemperatuur hoger ligt, 1800 °C (4901, p.441).

p. 18

De temperatuur voor de stoomactivering opgegeven door verschillende werkers is niet steeds dezelfde, integendeel. De hoogste temperatuur in de literatuur was 1500 °C (2802, p.75), de laagste opgegeven temperatuur was enige honderden graden lager, 700 °C (2802, p.89).

Bovendien gebruikten de meeste werkers uitsluitend oververhitte stoom. De genoemde temperaturen waren stoomtemperaturen voor de activeringsreactie. Aangezien de stoomactivering een sterk endotherme reactie is, moet er over de reactor een temperatuurval zijn van enige honderden graden. Het is daarom moeilijk uit de literatuurgegevens zonder meer een gunstige activeringstemperatuur te kiezen.

p. 20 Selectieve oxydatie koolstofbasis

Het poriënspectrum van kool uit cocosschalen is zodanig dat het merendeel der poriën te nauw is, niet toegankelijk, voor adsorptie van kleurstoffen.

kanne die in dit punt dan niet liggen? essentieel om er niet over te zwijgen

Octrooi anno 1928 met wat oud om nog kennis te zijn.

Niet in de h...

Kan niet want schied schied doet base de krit. temp.

staat niet op pag 20

Een belangrijke functie van de activering is hier de oxydatie van de amorfe koolstof van de porienwand waardoor de fijne porien wijder worden gemaakt . Deze oxydatie mag niet zover gaan , zij~~x~~ mag niet zo krachtig worden uitgevoerd , dat de wanden van de grotere porien worden weggeoxydeerd .
Zij heeft tot doel het toegankelijke oppervlak te vergroten .

*pag 21
niet veranderd*

p. 23

gemalen roelheit wel

1,5 millimicron is géén verschrijving . Zij is een opgave van (de) literatuur .
Opmerkelijk is dat ^{dit} eveneens de diameter is van de fijnste porien die nog net voor adsorptie toegankelijk zijn .

p. 26

*dit geheel
te verwijderen
bij
revisie*

Het gasactiveringsproces is zo flexibel dat door variatie van de procesvoering producten van zeer uiteenlopende eigenschappen kunnen worden gemaakt .
Om een product met van te voren vastgestelde eisen te bereiden is men niet altijd gebonden aan een bepaalde grondstof .

*Dus de grondstof heeft een enig grote invloed
als de procesomstandigheden*

p. 26

Havenfaciliteiten

Zoveel mogelijk moet geprofiteerd worden van de bestaande transportlijnen van copra .

Bij voorkeur plaatsen wij de fabriek op een van de grotere eilanden , in een streek van de meest uitgestrekte cocosplantages .

Indien cocosschalen van kleinere eilanden moeten worden gehaald is er geen bezwaar om locale vervoermiddelen te gebruiken , zoals prauwen , wel of niet gemotoriseerd .

p. 16 Keuze activeringsreactor

De moeilijkheden van materiaalsterkte zijn voornamelijk ~~kekex~~ gelegen in het gevaar van erosie van de binnenwand van de reactor bij de hoge activeringstemperatuur .

daar is een hard metaal aanwezig

worden ook met olie / plastic

In de Portland cement roteeroven gaat men erosie van de reactorbekleding in de hete zone tegen door een brandstof te kiezen waarvan de as zich als een stevige korst op de binnenwand van de reactor afzet . Men geeft zelfs toevoegsels (calciumzouten) aan de brandstof om de vorming van deze stevige korst te bevorderen . Contaminatie van het product met deze zouten is voor de Portland cement geen bezwaar . Voor de actieve kool daarentegen wel .

De kwestie van erosie van de reactorbinnenwand kan voor de activering van kool technisch opgelost worden door een bekleding met een "super-alliage" , bijvoorbeeld een van de Hastelloys . Een dergelijk alliage is echter zeer kostbaar .

Bij gelijke capaciteit is ^{de} fluidbed reactor veel kleiner dan de roteeroven . De fluidbed reactor is daarom ook veel goedkoper .

cyclus van 1/2 uur met 1/2 uur

p. 33 Constructiemateriaal roteeroven

De damp in de roteeroven voor de droge destillatie bevat azijnzuur en waterdamp .

De dragende buitenwand van de oven wordt gemaakt van staal . Zij wordt tegen corrosie beschermd door een plastieklaag direct aan de binnenwand van de stalen mantel . De thermische bescherming van de stalen mantel en de plastieklaag wordt verleend door een laag isolatiesteen . Bij de relatief lage temperatuur van 400°C is de isolatiesteen mechanisch voldoende sterk om erosie vanwege de koolkorrels te weerstaan . Om beschadiging van de isolatiesteen te voorkomen mag het koelwater niet te vroeg ingesproeid worden .

t aldaar?

p. 35 geen antwoord
p. 43 reguliere font laten staan

p. 37 en 45 Energie uit de "teer"

Door de grote hoeveelheden waterdamp en kooldioxyde is de damp zoals zij uit de roteeroven van de droge destillatie komt niet brandbaar .

Uit de teer kan nog ruim $1,2 \cdot 10^6$ kcal/hr energie door verbranding worden gewonnen .

Het is daarom wel verantwoord om de dampen van de droge destillatie te koelen om daaruit "teer" te winnen .

p. 45 Teerscheider

De teer uit plantaardig materiaal kan , afhankelijk van de grondstof en van de destillatietemperatuur , zowel dik- als dun-vloeibaar zijn . En haar dichtheid kan zowel lager als hoger zijn van die van water .

de dichtheid? Bij de schatting van de grootte van de teerscheider werd met ongunstige omstandigheden rekening gehouden .

Bij gebrek aan voldoende gegevens werd arbitrair een verblijftijd van één uur genomen .

p. 47 Zuurstof contra lucht

In de zuurstof van de zuurstof-injecteur mogen gerust kleine hoeveelheden inert gas zoals stikstof aanwezig zijn . De hoeveelheden inert gas mogen echter niet zo groot worden dat het omloopgas niet meer brandbaar wordt , of dat de snelle en volledige reactie van zuurstof wordt gehinderd .

In het eerste geval zou de verbrandingswarmte van het spugas (waarmee bijvoorbeeld elektrische energie kan worden opgewekt) verloren gaan . Ook het omloopgas is dan niet meer brandbaar , en voor de warmtetoevoer voor de activeringsreactie zou brandbaar gas uit andere bron moeten worden aangesproken . In plaats van energie te leveren (het belangrijke aspect van dit processchema) moet er dan aan het activeringssysteem juist energie worden toegevoerd , zoals dat het geval is met de stoomactiveringsprocessen in de literatuur . Gebruik van lucht is voor dit processchema volkomen ontoelaatbaar .

Zie ook met
kaartnummer vraag
op pag 56

De gassen koolmonoxyde en waterstof zijn niet geheel vergelijkbaar met stikstof . Zij zijn wel inert in de activeringsreactor , maar zij zijn reactanten in de zuurstof-injecteur . Zij zijn brandbaar .

Ophoping van koolmonoxyde en waterstof doet niets af aan de waarde van het omloopgas als brandstof , een toenemende concentratie van stikstof kan het omloopgas en het spugas op een gegeven moment onbrandbaar maken en haar waarde als brandstof geheel doen verliezen .

In dit moment bestaat het gevaar, d.w.z. hoe duur de zuurstof moet zijn.

p. 47 gevaar van oscillatie

Om het gevaar van oscillatie van dit regelsysteem te vermijden wordt aan de zuurstofinjecteur een gefixeerde hoeveelheid zuurstof gedoseerd .

Alleen de stoominjecteur wordt dan door de temperatuur boven het bed gecommandeerd . Dit laatste moet ook als temperatuurveiligheid dienen voor de cycloon en de omlooppomp .

p. 50 Nauwkeurigheid van de berekeningen

Vele gegevens voor de droge destillatie van cocosschalen zijn niet bekend . Voor de berekeningen worden vaak bij gebrek aan beter gegevens van naaldhout gebruikt . De berekeningen zijn zeker niet nauwkeuriger dan 10 % .

p. 54 Gemiddelde warmtecapaciteit stoom

De stoom wordt opgewarmd van 120 °C tot 1314 °C .

Voor de berekening van de enthalpietoename werd eenvoudigheidshalve een "gemiddelde warmtecapaciteit" genomen die numeriek overeenkomt met die van stoom bij de gemiddelde temperatuur 700 °C .

*alhoewel
meer is
eroc. 1400°C
zij een 1314°C?*

p. 55 De verbrandingswarmte

Eenvoudigheidshalve werd voor de berekeningen verondersteld dat er in de stoominjecteur slechts fysische veranderingen plaats vinden . Volgens deze

verbaad tuss
fasiduu, verly/bja
bedehyke us
kont mit tie spake

o/verpa d vermye
by chun
mitt beentwoord

voorstelling van zaken zal de verbrandingswarmte van de verschillende gassen in de stoominjecteur niet veranderen .

p. 57 Gasdrukken

De gasdrukken in het activeringssysteem wijken slechts weinig van een atmosfeer af . Zij worden daarom alle voor de berekeningen op één atmosfeer gesteld . In de praktijk zorgen wij dat de druk in het systeem een weinig boven de heersende atmosferische druk is . Dit uit veiligheidsoverwegingen .

p. 57 Gastemperaturen

De gastemperaturen werden alle berekend . Zij zijn in de verschillende tabellen aangegeven .

Het prijnis om arttueken van de druck in de vergetking

Kan de berekening nog niet begrijpen.

p. 59 dichtheid van het gas

Voor de dichtheid van het gas in de activeringsreactor werd arbitrair aangenomen de dichtheid van koolmonoxyde bij 1000 °C , en één atmosfeer druk .

ρ_s nu anders genomen? / Blijbbaar, zie formule pag 14

p. 61 reactietijd stoomactivering

De reactietijd voor de stoomactivering werd in de literatuur aangegeven tussen 15 en 30 minuten .

type reactie? daarbij.

Arzas? hier dus 1/2 uur. dat is goed, gezien het produkt, maar zeg het dan

p. 62 Ruimte boven fluid bed

Een gasafvoer vlak boven een fluid bed geeft storingen in de gasstroom . De lege ruimte boven het bed dient om deze ~~x~~ storingen in de buurt van de uitlaat van het bed te houden .

Verdere vraag voor antwoord

p. 65 Beschikbare energie

0,464.10⁶ kcal/hr was beschikbaar voor de bereiding van oververhitte stoom van 16 ata en 350 °C uit water van 20 °C .

W.W. dus nog later

p. 67 Energie van spuigas

De hoge druk stoomketel is een "waste-gas boiler" , in wezen een gaskoeler om het gas beter handelbaar te maken voor transport en opslag .

De grootste hoeveelheid energie uit het spuigas komt vrij bij verbranding : $4,67 \cdot 10^6$ kcal/hr .

Deze hoeveelheid is zeker rendabel voor het maken van electriciteit .

De mogelijkheid van deze energiewinning is juist het nieuwe belangrijke voordeel van dit proces boven de processen die in de literatuur werden gevonden . Zij is juist de reden waarom wij voor de gasactivering

- een gasomloop
- een minimum activeringstemperatuur van 1000°C
- een inwendige verwarming door zuurstofinjectie buiten de reactor

hebben ingevoerd .

Bij toepassing van deze nieuwe ideeën ^{verwachten wij} de volle flexibiliteit van het gasactiveringssysteem te behouden .

p. 71 Voorbehandeling cocosschalen ^{hoe?}

*100% koken
dan?*

Na reiniging (onder andere verwijdering van de vezels aan de buitenkant van de cocosschalen) en conditionering op vochtgehalte worden de cocosschalen in een slagmolen tot korrels van circa 2 à 3 mm diameter (d.i. de dikte van de schalen) gemalen .

Deze korrels worden in de roteeroven gevoerd .

p. 73 Omslagtemperatuur

280°C is de temperatuur waarbij de organische verbindingen thermisch nog stabiel zijn (onder afsluiting van lucht of andere oxyderende stoffen) .

Onder deze temperatuur wordt voornamelijk water uit de grondstof verwijderd . Het proces heeft dan warmte nodig voor verdamping van het water .

Boven 280 °C worden de organische verbindingen tot brokstukken gebroken , gekraakt .
De kraakreacties zijn exotherm .

p. 80 Opwarming omloopgas

Indien het omloopgas niet weer tot 1000 °C wordt opgewarmd moet dit beschouwd worden als een warmteverlies uit het activeringssysteem .

Indien wij hetzelfde product willen maken moet dit verlies gecompenseerd worden door minder stoom en meer zuurstof toe te voeren , echter zodanig dat weer dezelfde hoeveelheid koolstof kan worden geoxydeerd .

Verder moet opgemerkt worden dat de massastroom van het omloopgas een veelvoud is van de netto massastroom gas door het activeringssysteem .

Willen wij de procesbeheersing hier nog voldoende in de hand houden ~~dan~~ dan mag het omloopgas niet bij onnodig lage temperatuur teruggevoerd worden .

$$v_t = 1,76 \cdot \left(\frac{548 - 1,0}{1,0} \cdot 9,8 \cdot 2,0 \cdot 10^{-3} \right)^{0,5}$$

herkomst formule?
in basis berekening
mm?

$v_t = 5,6 \text{ m/sec}$

dimensies?

ll.

De gebruikte stoomketel zijn "waste-gas boilers"
De gastemperatuur daarin is veel lager dan
die waarbij een brandbaar gas in de
ketelruimte wordt verbrand.

(200°C i.p.v. circa 2000°C) nogal laag

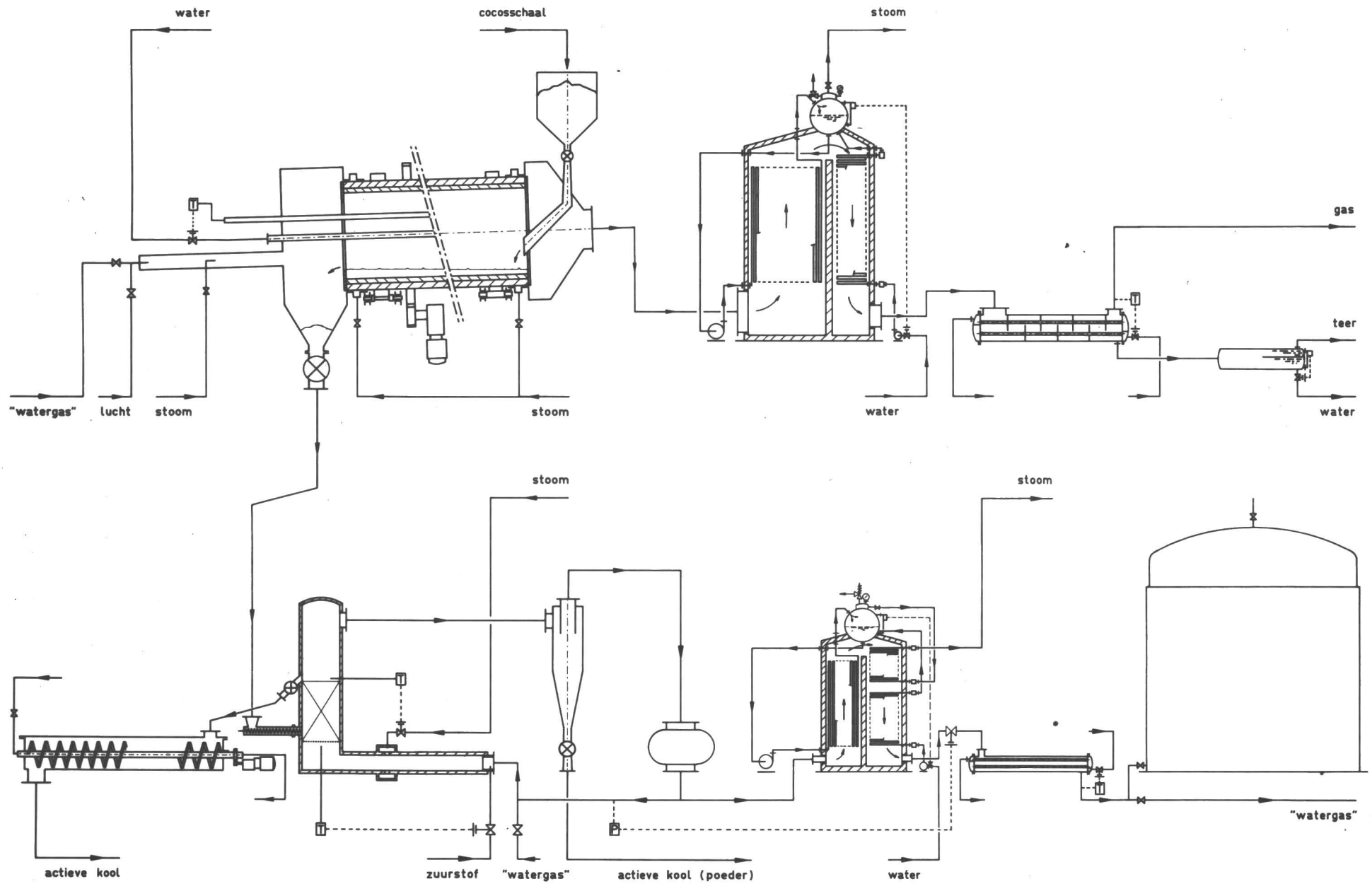
In het college dictaat voor Phys. werkwijzen I
is aangegeven

$$u = 10 \text{ tot } 40 + \text{straling}$$

En werd een lage ll geschat, totaal

$$ll = 40$$

Het is natuurlijk mogelijk door kunstmatige
middelen waarbij turbulentie in het gas
wordt bevorderd (ventilator), waardoor
de ll kan worden verhoogd.



1941

ACTIEVE KOOL
 KWA TJOAN LIE
 Oktober 1961 schaal 1:50

