

Nr: 2378

Laboratorium voor Chemische Technologie

Verslag behorende
bij het fabrieksvoorontwerp
van

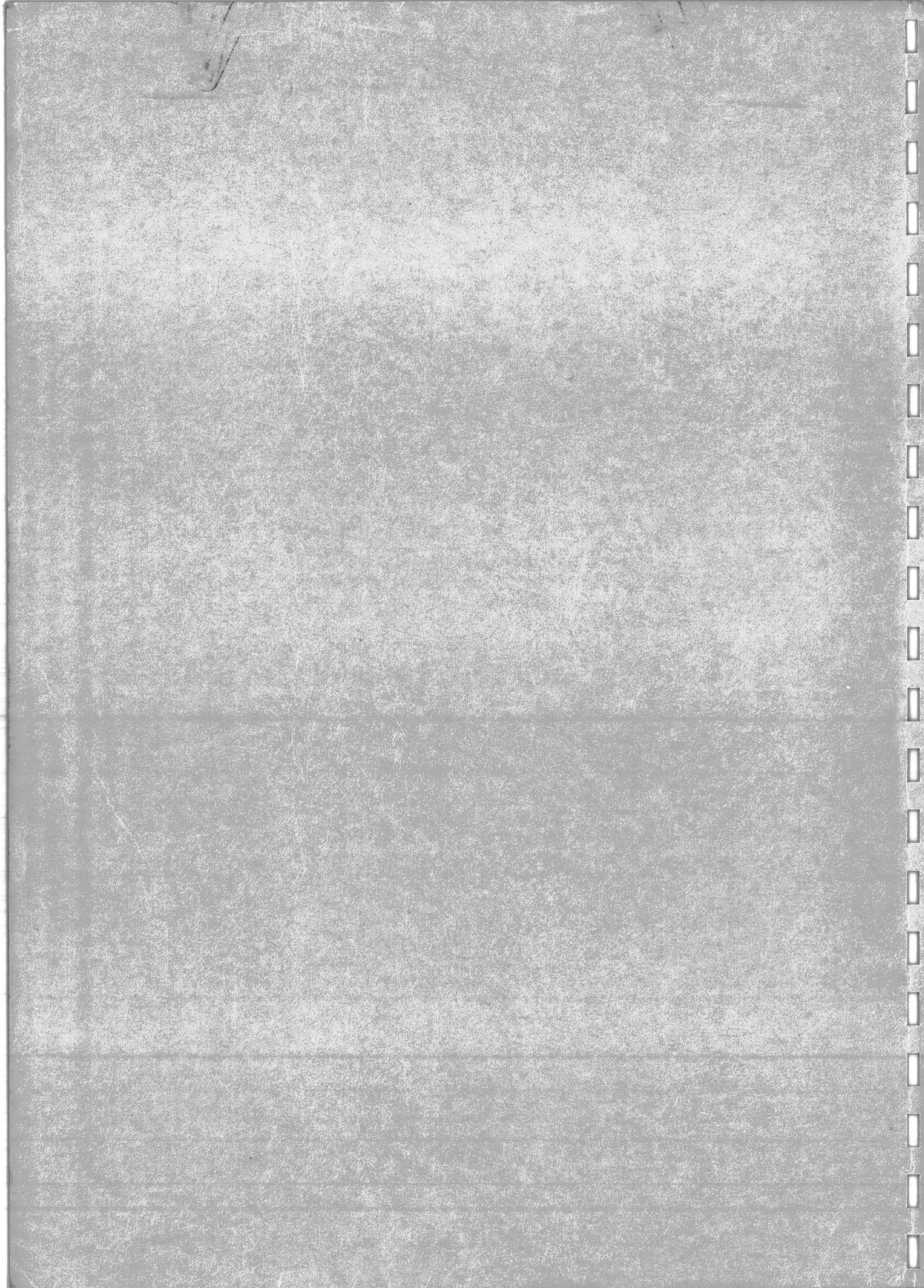
Bert de Jong en Jan van der Sluis

onderwerp:

PRODUKTIE VAN PORTLANDCEMENT IN BOTSWANA

adres: Jacoba van Beierenlaan 5 Delft
Roland Holstlaan 543 Delft

opdrachtdatum: 15-9-1973
verslagdatum: 10-1-1974



PRODUKTIE VAN PORTLANDCEMENT IN BOTSWANA

Fabrieksvoorontwerp

Bert de Jong

Jan van der Sluis

10 - 1 - 1974

T.H. Delft

INHOUDSOPGAVE

- I.1. Samenvatting
- I.2. Konklusies en aanbevelingen
- II. Inleiding
 - II.1. Cement bereiding
 - II.1.1. Cement
 - II.1.2. Processen, keuze van het proces
 - II.1.3. Het schachtovenproces
 - II.2. Botswana
 - II.2.1. Botswana, geografie en ekonomie
 - II.2.2. Argumenten voor de vestiging van een cementfabriek in Botswana
 - II.2.3. Onderzoek naar de meest gunstige vestigingsplaats voor een cementfabriek
 - II.2.4. Bepaling van de capaciteit van de fabriek
- III. Uitgangspunten voor het ontwerp
 - III.1.1. Capaciteit van de fabriek en aantal bedrijfsuren
 - III.1.2. Specificatie van de grond- en hulpstoffen
 - III.1.3. Specificatie van de eindprodukten
 - III.1.4. Milieubeïnvloeding
 - III.1.5. Utilities
 - III.2.1. Fysische konstanten van grondstoffen, tussen- en eindprodukten
 - III.2.2. Veiligheids- en korrosieaspecten
- IV. Procesbeschrijving en procesvoering
 - IV.1. Beschrijving van het proces aan de hand van het processchema
 - IV.2. Beschrijving van de schachtoven
 - IV.3. Procesvoering
- V. Proceskondities
 - V.1. Reaktiewarmtes
 - V.2. Dauwpunt rookgassen
 - V.3. Uitgangspunten bij de berekeningen
- VI. Berekeningen
 - VI.1. Berekening van de schachtoven
 - VI.1.1. Berekening van de voorwarmzone
 - VI.1.2. De hoogte van de sinterzone
 - VI.1.2.1. Beschrijving van het sinterproces
 - VI.1.2.2. Berekening van de hoogte

- VI.1.3. Berekening van de koelzone
- VI.2. Keuze en berekening van de multicycloon C21/22 en ventilator P18
- VI.2.1. Keuze en berekening van de multicycloon
- VI.2.2. Berekening van het effectieve ventilatorvermogen
- VI.2.3. Keuze en berekening van het benodigde asvermogen van P18
- VI.3. Berekening van het granuleerbord

- VII. Warmte- en massabalans
- VII.1. Warmtebalans
- VII.2. Warmterendement
- VII.3. Massabalans

- VIII. Specificatie apparatuur

- IX. Symbolenlijst

- X. Litteratuur

BIJLAGEN

- A. Berekening van de samenstelling van de cement
- B. Berekening van fysische konstanten van tussenprodukten in de schachtoven. Berekening van het temperatuurverloop van het gas over de oven
- C. Berekening van de hoeveelheid benodigde verbrandingslucht
- D. Berekening van de klinkerkoelzone
- E. Berekening van de voorwarmzone
- F. Berekening van de granulewandtemperatuur aan de bovengrens van de sinterzone
- G. Samenstelling en molfrakties van de samenstellende componenten van het gas aan de bovengrens van de sinterzone
- H. De afhankelijkheid van de dichtheid van het gas in de schachtoven van de druk t.o.v. die van de temperatuur
- I. Kostenberekeningen

I.1. Samenvatting

Op verzoek van het Intermediate Technology Development Group in Londen is een cementfabriek ontworpen, voor produktie van cement op kleine schaal, speciaal geschikt voor ontwikkelingslanden. In ons geval werd de fabriek gesitueerd in Botswana, omdat vanuit dat land een aanvraag binnen gekomen was voor een cementfabriek. Deze plaatselijke fabriek zou een capaciteit moeten hebben van 500 kg per dag. Aangezien een cementschachtoven van deze capaciteit een diameter zou krijgen van 0,16 meter, wat gepaard gaat met veelvuldige verstopping van de oven, is van het ontwerpen van een zo kleine fabriek afgestapt. Voor het ontwerp van de fabriek is nu uitgegaan van het cementverbruik in Botswana in 1978, een projekt dat uitgevoerd zou kunnen worden tijdens een volgend vijf-jarenplan. De capaciteit van de fabriek is berekend op 30 ton per dag.

De grondstoffen voor de bereiding van cement zijn in ruime mate in Botswana aanwezig. De meest gunstige verstigingsplaats voor de fabriek leek ons het industriegebied Selibe-Pikwe.

Als cementoven werd gekozen voor een schachtoven. Als voorbereidingsproces voor het 'schwarzmehl-proces'.

De oven werkt bij atmosferische druk, en bij een maximale temperatuur van 1400 °C. De afmetingen van de oven werden berekend: hoogte 2 meter, diameter 1,24 meter.

Als knelpunten in het proces zijn te noemen: de procesvoering, het spuien van CO, en het werken met overdruk in de oven, wat kans geeft op lekkage van CO.

De investeringskosten van de fabriek zijn, gebaseerd op prijzen in 1978 Rand 460.000, ofwel in Nederlands geld, tegen de huidige koers van de Rand, f 1.840.000,- .

De produktiekosten, inclusief transport, bedragen voor 1978 f 130,- tegen f 141,- voor Zuidafrikaanse cement.

I.2. Konklusies en aanbevelingen

1. Vestiging van een cementfabriek in Botswana is aan te bevelen.
2. De door ons berekende schachtovenhoogte komt overeen met de hoogte van bestaande ovens, geëxtrapoleerd naar onze capaciteit.
3. Opstarten en procesvoering vereisen vakmanschap. Het verdient aanbeveling dit te laten verrichten door vakmensen, die tegelijkertijd lokaal personeel opleiden.

II. INLEIDING

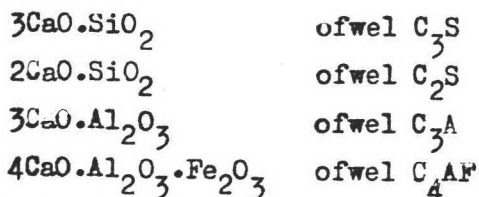
II.1. Cementbereiding

II.1.1. Cement

Onder cement verstaat men die materialen, die bestaan uit verbindingen van siliciumoxide, calciumoxide, aluminiumoxide, en ijzeroxide, die onder toevoeging van water aan de lucht harden. De eigenschappen van de cement, zoals sterkte, verhardingstijd, corrosiebestendigheid, hangen af van de verhouding van de samenstellende componenten: CaO , SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_2O_3 . Deze verhoudingen zijn vastgelegd in normbladen.

Cement wordt gemaakt door verhitting van kalkhoudende stoffen, zoals kalksteen of schelpen, met klei of leisteen, materialen die zowel SiO_2 , Al_2O_3 , als Fe_2O_3 bevatten. Om het cement de juiste eigenschappen te geven kan elk van deze componenten extra bijgedoseerd worden. SiO_2 in de vorm van zand, Al_2O_3 als bauxiet en Fe_2O_3 in de vorm van ijzererts.

Bij verhitting tot 1400°C reageert CaO , dat vrijgekomen is door ontleding van CaCO_3 , met de diverse kleicomponenten. Er ontstaan de volgende verbindingen:



De uiteindelijke samenstelling van de cement is uit de grondstofsamenstelling uit te rekenen via praktijkformules, zoals gedaan wordt in bijlage A voor een willekeurige kalksteen en klei samenstelling. (litt.4)

II.1.2. Processen, keuze van het proces.

De cementbereiding vindt plaats op twee manieren:

1. het schachtovenproces.
2. het roterende oven proces.

Het schachtovenproces is het oudste van de twee. Het wordt vooral toegepast voor kleine capaciteiten: tot 500 ton per dag. Roterende ovens zijn bekend met veel grotere capaciteiten.

Vooraf omdat schachtovens geschikter zijn voor produktie op kleine schaal is besloten om in ons geval een schachtoven toe te passen. De schachtoven heeft in ons geval als voordelen boven de roterende oven:

1. lagere investeringskosten per ton geïnstalleerde capaciteit.
2. lager warmteverbruik.
3. lager elektriciteitsverbruik.
4. arbeidsintensiever
5. gemakkelijker te verwezenlijken voor kleine capaciteiten.

Als nadelen moeten genoemd worden:

1. frekwentere bedrijfsstoringen.
2. hoger waterverbruik.

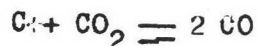
II.1.3. Het schachtovenproces.

(litt.5, 7, 8, 9, 14)

Bij het schachtovenproces wordt boven in de oven de grondstof gedoseerd, terwijl d.m.v. een draaiend rooster de geproduceerde klinker uit de oven verwijderd wordt. Van onder uit wordt lucht toegevoerd, voor de verbranding van de cokes, die samen met de grondstof in de oven gebracht wordt. Voor een uitvoerigere beschrijving van de apparatuur, zie IV.2.

De schachtoven heeft nogal wat veranderingen ondergaan in de loop der tijd. Vroeger werd batchgewijze cement geproduceerd. De invoering van het draairooster in 1912 maakte continue produktie mogelijk. Na 1950 werd de oven uitgerust met een konische top, om de volumevermindering van de klinker bij het sinteren op te vangen, waardoor een regelmatigiger brandproces mogelijk is: de sintierzone wordt korter. Een verdere verbetering is het werken met granules, die gemaakt worden door granuleren van gemalen grondstof samen met brandstof. Door de regelmatigere verdeling van de brandstof stijgt het brandstofrendement, en tevens de kwaliteit van de klinker, omdat er een homogener temperatuur in de granule is.

Een derde verbetering is het trappenrooster. Dit rooster verzorgt een regelmatige luchttoevoer over de gehele oven. Dit in tegenstelling tot de bestaande roosters, waarbij de lucht zich ophoopte aan de wand van de oven, waardoor de temperatuur aan de wand veel lager was dan midden in de oven. Tenslotte is er nog de invoering van het "meelschaalproces". Dit houdt in dat de granule omgeven wordt door een laagje grondstof zonder brandstof. Doordat de brandstof in de granule niet rechtstreeks in contact staat met de verbrandingslucht, zal er minder CO gevormd worden via de reactie:



Dit "meelschaalproces" werkt met twee granuleerborden: één voor grondstof met brandstof, de tweede alleen met grondstof.

II.2. Botswana

II.2.1. Botswana, geografie en economie.

Botswana is een land in Zuidelijk Afrika. Het is ongeveer zo groot als Frankrijk, maar het heeft slechts 600.000 inwoners. Het grootste gedeelte van het land wordt gevormd door de Kalahari woestijn, waarin alleen nomaden leven. Alleen het Noorden en het Zuid-Oosten vallen buiten de woestijn.

Het land heeft als buurlanden: Zuid-West Afrika, Zuid-Afrika, Rhodesië en Zambia, maar alleen met Rhodesië en Zuid-Afrika heeft het goede verbindingen d.m.v. een spoorlijn en een verharde weg. De spoorlijn en de weg lopen door het Zuid-Oosten van het land, waar ook 80% van de bevolking woont. Aan of in de buurt van de spoorlijn liggen de grootste bevolkingscentra: Gaborones, de hoofdstad, Serowe, Francistown, Molepole, Kanye en Lobatse.

De belangrijkste bron van inkomen is de veeteelt, al begint er ook wat industrie te komen. In Lobatse is een vleesverwerkende industrie en in Selibe-Pikwe, in het Oosten, zijn rijke koper en nikkelerts voorraden aangetroffen, die er ontgonnen en verwerkt gaan worden. Hiervoor wordt een groot infrastruktureel projekt uitgevoerd, wat o.a. behelst: de bouw van een dam in de rivier de Sashe, voor de watervoorziening van het complex d.m.v. een pijpleiding, de bouw van een elektriciteitscentrale, die gestookt gaat worden met steenkool uit een mijn in de omgeving van Serowe, en de aanleg van een spoorlijn naar Selibe-Pikwe.

Ekonomisch gezien is Botswana geheel afhankelijk van Zuid-Afrika. Alle import en export verloopt via dit land, waarmee het een douaneunie vormt. Bovendien werken veel mensen uit Botswana in Zuid-Afrika in de mijnen en in de landbouw: de zogenaamde trekarbeid. (litt. 1)

II.2.2. Argumenten voor de vestiging van een cementfabriek in Botswana.

Als argumenten voor de vestiging van een cementfabriek in Botswana zijn de volgende punten aan te voeren:

1. Importvervangende industrie.

f 80 - 1 ton
In 1968 importeerde Botswana voor f400.000,- aan cement uit Zuid-Afrika, wat neerkomt op circa 5000 ton. Dit verbruik is sindsdien naar men mag aannemen nog gestegen. Een eigen cementindustrie zal een gunstige invloed hebben op de betalingsbalans, die door importen van industrie-produkten een negatief saldo vertoont.

2. Zuid-Afrika heeft een afnemend overschot aan cement, waardoor er minder beschikbaar komt voor export. De cementimport zal dan van verder weg moeten komen, wat een verhoging van de kosten met zich meebrengt.

3. Om politieke redenen: het minder afhankelijk zijn van import, met name van Zuid-Afrika, waar een blank minderheidsregime heerst. In dit verband moet ook vermeld worden dat er plannen zijn voor de aanleg van een weg naar Zambia waardoor Botswana zich onafhankelijker van Zuid-Afrika kan opstellen.








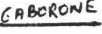
4. Werkgelegenheid.

Er heerst grote werkeloosheid in Botswana. Er is een sterke urbanisatie aan de gang, waardoor steeds meer werkgelegenheid in de steden nodig is. Trekarbeid naar Zuid-Afrika is ook geen oplossing, doordat het gezinsleven geheel uit zijn verband gerukt wordt.

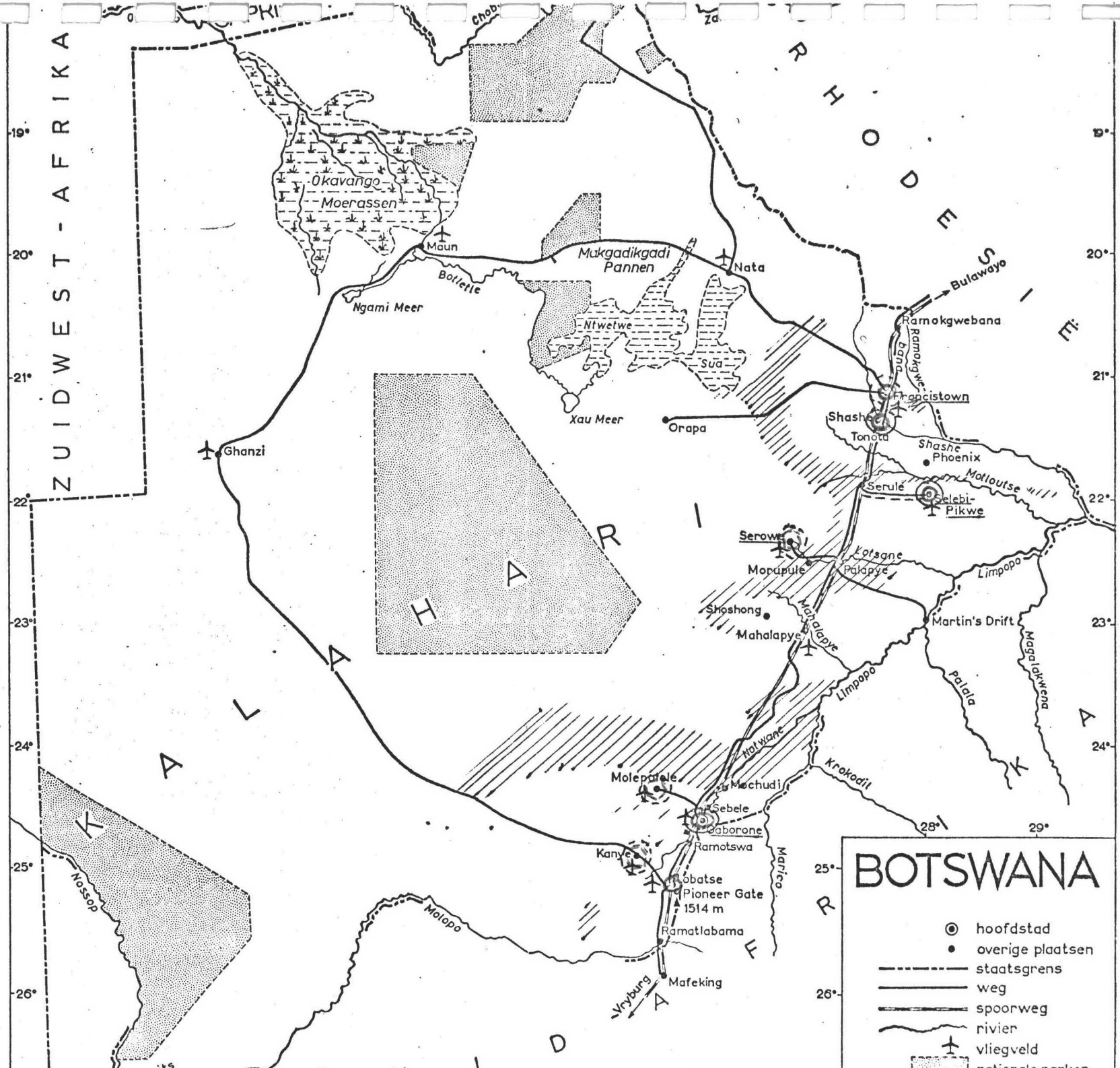
5. Lagere kosten van de zelf geproduceerde cement.

Van cement zijn de transportkosten circa 55%. Zelf cement produceren betekent automatisch kortere transportwegen, en daardoor lagere kosten.

*Wiel verpakken?
Arbeidskosten?*

-  KALKSTEEN AANWEZIG
-  electrisiteit aanwasing
-  electrisiteit gepland
-  water uit reservoars
-  alleen grondwater
-  spoorlyn
-  weg
-  GROEICENTRUM/INDUSTRIECENTRUM

Schaal



BOTSWANA

-  hoofdstad
-  overige plaatsen
-  staatsgrens
-  weg
-  spoorweg
-  rivier
-  vliegveld
-  nationale parken

II.2.3. Onderzoek naar de meest gunstige vestigingsplaats voor een cementfabriek

De belangrijkste factoren die de vestigingsplaats bepalen zijn:

1. Aanwezigheid van transportmogelijkheden.
 2. Aanwezigheid van elektriciteit.
 3. Aanwezigheid van water.
 4. Aanwezigheid van arbeiders.
 5. Aanwezigheid van grondstoffen.
 6. Aanwezigheid van afzetgebieden.
- ad. 1. In Botswana loopt slechts één spoorlijn met één zijtak (naar Selibe-Pikwe) en enkele verharde wegen: één weg langs de spoorlijn en enkele zijwegen naar de bevolkingscentra. Een cementfabriek moet in de buurt van een spoorlijn aangelegd worden, of er moet een geheel nieuwe spoorlijn worden aangelegd.
- ad. 2. Er is momenteel elektriciteit in Lobatse, Gaborones en Francistown. Met de aanleg van het Sashe-complex worden ook Selibe-Pikwe en Sashe aangesloten op het elektriciteitsnet. Verder zijn er plannen om de bevolkingscentra van elektriciteit te voorzien.
- ad. 3. De meeste rivieren in Botswana liggen gedurende een gedeelte van het jaar droog. Voor de watervoorziening is men dan aangewezen op grondwater of op reservoirs. Reservoirs zijn een veiliger vorm van watervoorziening dan grondwater. Er zijn reservoirs bij Gaborones, Sashe en via een pijpleiding bij Selibe-Pikwe.
- ad. 4. Aan geschoolde arbeiders is tekort in Botswana. Voor het inwerken van plaatselijke arbeiders zal daarom een staf van buitenlanders nodig zijn. Er is voldoende ongeschoold personeel, zeker in de bevolkingscentra. Ook op plaatsen waar werk is zoals bij de koper en nikkelmijnen, komen arbeiders af. In het algemeen kan gesteld worden dat de aanwezigheid van ongeschoold personeel nergens een probleem zal zijn.
- ad. 5. De grondstoffen klei en kalksteen komen in grote gebieden in het land voor. Cijfers over samenstelling zijn niet bekend. Op het kaartje (bijlage) zijn de plaatsen aangegeven waar zeker kalksteen en klei samen voorkomen. Cokes, de brandstof, moet geïmporteerd worden.
- a d. 6. Als afzetmarkten komen in de eerste plaats in aanmerking de groeicentra: Gaborones, Francistown en Serowe. Bovendien het industriegebied bij Selibe-Pikwe.

Als de aanwezigheid van alle primaire behoeften voor een cementfabriek in het kaartje van Botswana uitgezet worden, komen de volgende plaatsen in aanmerking voor de vestiging van een cementfabriek: Gaborones, Selibe-Pikwe, Sashe, Serowe, Francistown, Kanye en Molepole. De aanwezigheid van de diverse factoren die belangrijk zijn voor de vestiging van een cementfabriek staan in onderstaande tabel.

	elektr.	water	grondst.	spoor transp.	weg	afz. markt
Selibe-Pikwe	+	+	-	+	+	+
Sashe	+	+	-	+	+	-
Gaborones	+	+	-	+	+	+
Serowe	+ [!]	+ ^{!!}	+	-	+	+
Francistown	+	+ [!]	-	+	+	+
Kanye	+ [!]	+ [!]	+	-	+	-
Molepole	+ [!]	+ [!]	+	-	+	-

+[!] = gepland.

+^{!!} = alleen grondwater aanwezig.

Uit deze tabel is te zien dat de gunstigste vestigingsplaats voor een cementfabriek is: Selibe-Pikwe, Gaborones of Sashe. Sashe heeft als nadeel dat het zelf geen afzetmarkt heeft, en dat de elektriciteit van de centrale van Selibe-Pikwe moet komen, wat extra transportkosten met zich mee brengt. Selibe-Pikwe en Gaborones zijn vrijwel gelijkwaardig. Selibe-Pikwe heeft als klein voordeel dat de grondstoffen van iets minder ver aangevoerd hoeven te worden. Bovendien heeft de elektriciteitscentrale een grotere capaciteit, wat een voordeel is bij een eventuele fabrieksuitbreiding.

Onze konklusie is dat Selibe-Pikwe de meest geschikte vestigingsplaats is voor een cementfabriek in Botswana.

II.2.4. Bepaling van de capaciteit van de fabriek.

Het cementverbruik in Botswana was in 1968 5300 ton.

Als het cementverbruik net zo snel stijgt als de economische groei namelijk met 5% per jaar, dan bedraagt de konsumptie ongeveer 8700 ton in 1978.

Hiervan uitgaande hebben wij de capaciteit van onze fabriek genomen 9000 ton per jaar. Dit komt neer op 30 ton per dag, als men er vanuit gaat dat er 300 draaidagen in een jaar zijn. Er zijn slechts 3000 draaidagen in een jaar omdat een aantal dagen uitvalt wegens bedrijfsstoringen, revisiewerkzaamheden, en omdat er altijd wel een hoeveelheid cement niet aan de specificatie voldoet.

III. UITGANGSPUNTEN VAN HET ONTWERP.

III.1. Externe gegevens.

III.1.1 Kapaciteit van de fabriek en aantal bedrijfsuren.

Kapaciteit: 30 ton per dag.
Aantal draaidagen: 300 per jaar.
Aantal bedrijfsuren per dag: 24.

III.1.2. Specificatie van de grond- en hulpstoffen.

Grondstofsamenstelling: (litt. 6. 16)

	kalksteen	klei
CaO	53,2%	1,6%
SiO ₂	1,6	60,5
Al ₂ O ₃	0,3	17,8
Fe ₂ O ₃	0,2	6,8
MgO	0,8	3,1
rest	0,2	4,6
gloeiverlies	43,7	6,6

Brandstofsamenstelling:

C	90 %
as	10 %

III.1.3. Specificatie van de eindprodukten.

Produktsamenstelling basiskomponenten:

	klinker
CaO	65,2 %
SiO ₂	22,2
Al ₂ O ₃	6,3
Fe ₂ O ₃	2,5
MgO	2,0
rest	1,8
gloeiverlies	0,0

Produktsamenstelling mineraalkomponenten:

C ₃ S	50,6 %
C ₂ S	25,4
C ₃ A	12,5
C ₄ AF	7,6
rest	4,9

III.1.4. Milieubefinvloeding

Cementfabrikage volgens het schachtovenproces is een potentiële bron van milieuverontreiniging door de lozing van CO, stof en koelwater. Voor het verkrijgen van een duidelijk beeld over de effecten, die deze stoffen in werkelijkheid op mens en milieu zullen gaan hebben is kennis van de volgende factoren noodzakelijk:

A. Stof en CO

1. Het verband tussen concentratie, inwerkingstijd en effect.

Voor stof, dat zowel bestaat uit fijne deeltjes cement als uit fijne deeltjes grondstof, is voor sommige plantensoorten en voor arbeiders in de cementfabrieken schade aangetoond (litt. 20 en 21). Voor de laatste categorie geldt dat deze schade alleen optreedt bij mensen met aanleg na tientallen jaren werken in een cementfabriek. Voor runderen is geen schade aangetoond.

CO is een giftige stof voor de mens, die na korte tijd en in kleine concentraties de dood tot gevolg kan hebben.

2. Kennis van de te verwachten immissie-doses.

Deze kunnen voorspeld worden op grond van modelberekeningen. Gegeven in zo'n model zullen de klimatologische invloeden zijn, variabelen zijn de hoogte van spui boven de begane grond en de gespuide hoeveelheden. De gespuide hoeveelheden hangen af van proces- en apparatuurkeuze. In ons geval, waar we gekozen hebben voor het Schwarzmehlproces, stofafvang door een multicycloon of door een cycloon-stoffilter combinatie bedragen de gespuide hoeveelheden:

spui n ^o	efficiency stof- afvang (%)	gespuide hoeveelheden (ton/jaar)
van P 12	99,9	15 (stof)
van P 27	99,9	9,5 (stof)
17	80	3 (stof)
17	n.v.t.	530 (CO)

B. Koelwater

1. Het verband tussen de temperatuurstijging van het ontvangende water en de veranderingen in (mikro)fauna en (-)flora hierin.

Een te grote temperatuurstijging kan het leven in het oppervlaktewater volledig ontwrichten en bij baden gevaar voor de mens opleveren.

*Koelwater en
van Mlyk*

2i De te verwachten temperatuurstijging
Ook deze kan weer worden voorspeld met modelberekeningen, vergelijkbaar met de immissieberekeningen voor stof en CO. De geschatte hoeveelheid gespuid koelwater is 3600 m³ per jaar.

Bij gebrek aan voldoende gegevens zijn we niet in staat een wetenschappelijk voldoende ondersteund oordeel te geven over de vraag of het wel of niet verantwoord is bovengenoemde milieuverontreinigende stromen te lozen en indien dat wel verantwoord is onder welke condities dit dan dient te geschieden.

*Aan CO is
waarschijnlijk*

In eerste instantie is wel de volgende konklusie te trekken:
het gevaar van de lozing van stof t.o.v. die van CO is, zowel door de geringe hoeveelheden als door het geringe effect volledig te verwaarlozen.

III.1.5. Utilities

Gezien de ligging van Botswana in de Derde Wereld heeft het a priori geen zin de in de westerse geïndustrialiseerde wereld gebruikelijke richtlijnen voor utilities over te nemen.
Een aan tal benodigde diensten zal in het kort hieronder worden behandeld.

Lucht. ontwerptemperatuur: 20 °C *te laag*

ontwerpvochtigheid: 0%

Elektriciteit. zie II.

Water . zie II

te gunstig

III.2.1. Fysische konstanten van grondstoffen, tussen- en eindprodukten

Soortelijke Warmten (litt. 16 en 29)

STOF	c_p (J/kg/°C)	geldig voor TEMPERATUURINTERVAL (°C)
kalksteen	1,03 · 10 ³	
cokes	0,58 "	
klei	1,18 "	20-450
water(L)	4,2 "	0-100 (1 ata)
gedehydrateerde klei	1,01 "	20-500
klinker	1,10 "	0-1400
CaO	0,915 "	20-1500
SiO ₂	1,14 "	20-1400
Al ₂ O ₃	1,18 "	20-1500
β-C ₂ S	1,08 "	20-1300
C ₃ S	1,03 "	20-1500
C ₃ A	0,987 "	20-1300
O ₂	1,090+0,0339·T	0-1400
N ₂	0,975+0,150·T	"
CO ₂	0,989+0,262·T	"
CO	0,989+0,180·T	"
H ₂ O(G)	1,915+0,035·T	

Warmtegeleidingscoëfficiënten (litt.26)

STOF	λ (W/m/°C)	STOF	λ (W/m/°C)
kalksteen	1,05	O ₂	0,0241
cokes	1,05	N ₂	0,0236
klei	1,05	CO ₂	0,0141
water(L)	1,05	CO	0,0226
klinker	0,526	water(G)	0,0155

Dynamische Viscositeiten(litt.26en29)

STOF	η (kg/m/sek)	TEMP.(°C)
O ₂	1,71 · 10 ⁻⁵	0
O ₂	2,020 "	20
O ₂	5,012 "	829
lucht	1,708 "	0
lucht	1,827 "	18
lucht	4,906 "	1034
N ₂	1,750 "	20
CO ₂	1,480 "	20
CO	1,753 "	20
water(G)	1,11 "	20

Diversen (litt.26en29)

D _{O₂}	1,78 · 10 ⁻⁵	m ² /sek	bij 0°C
ρ klinker	3,15 · 10 ⁺³	kg/m ³	
r _{H₂O}	2,26 · 10 ⁺⁶	J/kg	bij 100°C, 1ata
g	9,8	m/sek ²	
ρ droge lucht	1,205	kg/m ³	bij 20°C, 1ata
R	6,24 · 10 ⁻³	m ³ cmHg/mol/°K	
(c _p /c _v) lucht	1,40		bij 17°C

15 verkeer!

III.2.2 Veiligheids- en korrosieaspecten

Op dit onderdeel willen we slechts zeer kort ingaan. Een aantal veiligheidsaspecten, met name het gevaar van CO en stof, zijn reeds behandeld in III.1.4. Hierbij geldt dat de gevaren die voor het milieu rondom de fabriek gelden dit in de eerste plaats doen in de fabriek zelf. Hierbij valt b.v. te denken aan lekkende flensverbindingen in het rookgas"stelsel".

In dit verband moeten ook hoge eisen gesteld worden aan de afdichting van de schachtoven gezien het feit dat hij onder overdruk werkt.

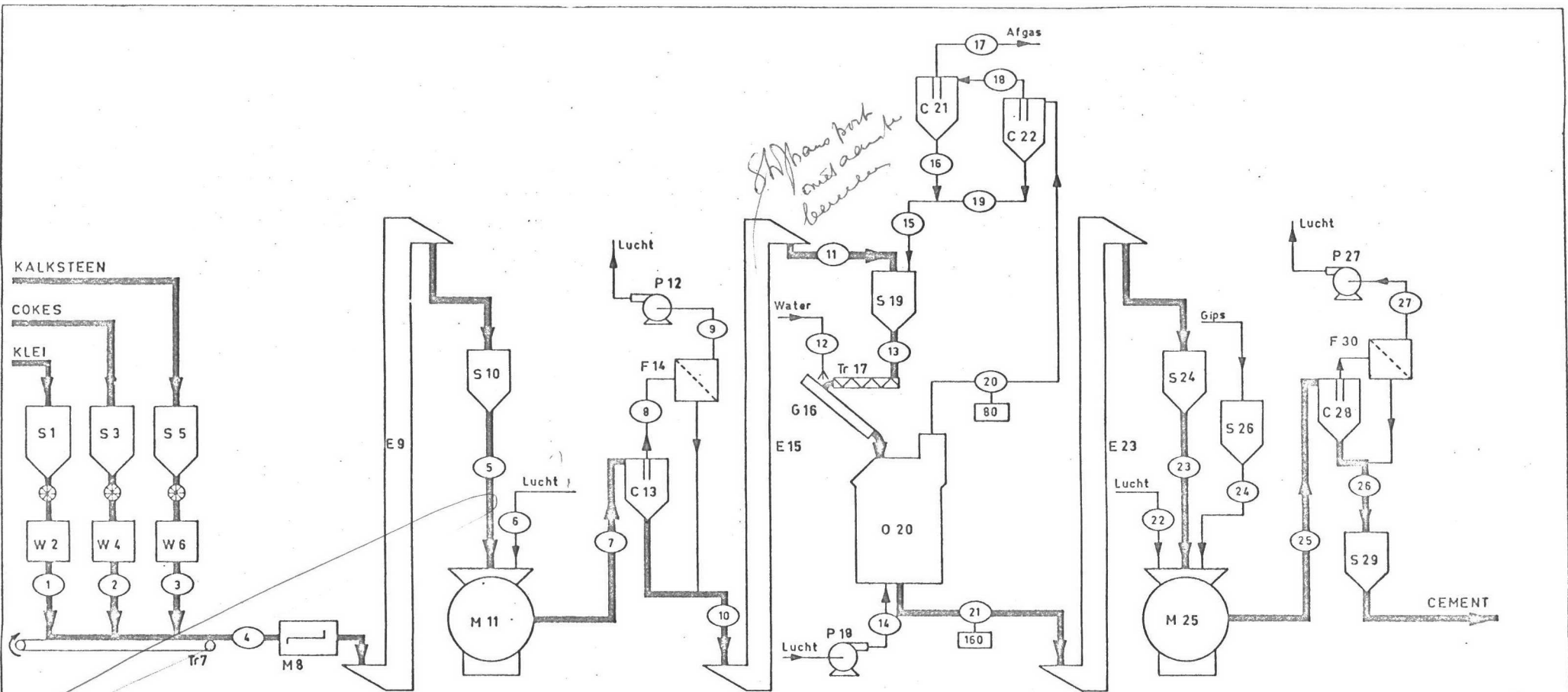
Wat betreft explosiegevaar lijkt de fabriek ons voldoende veilig. Kritisch punt hierbij was voor het ontwerp de keuze van de brandstof. Bij het gebruik van gasrijke kolen bestaat er kans op explosie bij het malen in molen M11. (zie IV.) Bij gebruik van cokes is dit echter geen probleem. De keuze is ook om andere redenen op cokes gevallen.

Bij een tweetal punten is in het ontwerp rekening gehouden met korrosie. Ten eerste bij de keuze van elevator E 23. Hiervoor is een lift met bij 160 °C roestvrij stalen bakken noodzakelijk. Ten tweede is voor de multicycloon C21,22 gekozen boven een systeem met één cycloon en een stoffilter, omdat we het niet uitgesloten achten dat b.v. bij opstarten de rookgastemperatuur te hoog wordt voor het filtermateriaal.

Waarom?

Welke?
Cokes is cydium

jeu-corroon



S19 has port met aan de binnen

S 1	SILO
W 2	BATCHWEGER
S 3	SILO
W 4	BATCHWEGER
S 5	SILO
W 6	BATCHWEGER

Tr 7	TRANSPORTBAND
M 8	MIXER
E 9	ELEVATOR
S 10	SILO
M 11	MOLEN
P 12	POMP

C 13	CYCLOON
F 14	STOFFILTER
E 15	ELEVATOR
G 16	GRANULEERBORD
Tr 17	SCHROEFGOOT
P 18	POMP

S 19	SILO
O 20	SCHACHTOVEN
C 21	CYCLOON
C 22	CYCLOON
E 23	ELEVATOR
S 24	SILO

M 25	MOLEN
S 26	SILO
P 27	POMP
C 28	CYCLOON
S 29	SILO
F 30	STOFFILTER

PRODUKTIE VAN PORTLANDCEMENT
(op kleine schaal)

B.de JONG en J. van der SLUIS
NOVEMBER 1973

○ STROONUMMER □ T in C

*Waarom juist nu
dovees?*

IV.

IV.1. Beschrijving van het proces aan de hand van het processchema.

De grondstoffen kalksteen en klei en de brandstof cokes. die opgeslagen liggen in silo's S1, S3 en S5, worden afgewogen op batchwegers W2, W4 en W6. Via een transportband Tr7 gaat het mengsel naar mixer M8. Hierin wordt batchgewijze gemengd, waarna het mengsel via elevator E9 naar silo S10 getransporteerd wordt.

In molen M11 wordt de grondstof gemalen tot een fijnheid van Ca. 83 % kleiner dan 0,07mm. De gemalen grondstof wordt door een ventilator P12 via een cycloon C13 en een stoffilter F14 uit de molen gezogen. In de cycloon en het stoffilter wordt het grondstofmengsel voor 99,9 % afgevangen en via elevator E15 naar silo S19 getransporteerd. vanuit deze silo wordt de grondstof via schroefgoot Tr17 naar het granuleerbord G16 gevoerd, waar onder toevoeging van 11 % water granules van ongeveer 1 cm. diameter gevormd worden. Deze worden via een doseerinrichting gelijkmatig over de oven O20 verdeeld. De voor de verbranding van de cokes benodigde lucht wordt d.m.v. pomp P18 door de oven geblazen, en heeft bij het verlaten van de oven een temperatuur van 80°C. In twee cyclonen C21 en C22 wordt de verbrandingslucht van stof gereinigd. De klinker die de oven bij 160°C verlaat via een sluizensysteem wordt via een elevator E23 naar silo S24 getransporteerd.

In molen M25 wordt de klinker samen met 3 % gips uit silo S24 gemalen tot een fijnheid van 83 % kleiner dan 0,07 mm., en door ventilator P27 via cycloon C28 en stoffilter F30 uit de molen verwijderd. De afgevangen cement wordt opgeslagen in silo S29 en is gereed voor verpakking en transport.

*Molen
E 15
Pompe
mit m...?*

IV.2. Beschrijving van de schachtoven.

Granules die gevormd zijn op granuleerbord I worden door doseerinrichting II gelijkmatig over schachtoven III verdeeld. De oven heeft een konische top, om volumevermindering door inklinking die in de sinterzone optreedt, op te vangen, zodat minder kans bestaat op vorming van luchtkanalen, en de sinterzone korter blijft. De gevormde klinker wordt langs de zijkant van trappenrooster IV via sluizensysteem V uit de oven verwijderd. De voor de verbranding benodigde lucht wordt d.m.v. pomp VI door het trappenrooster gelijkmatig over de oven verdeeld, en verlaat de oven via VII.

IV.3. Procesvoering.

Bij de cementbereiding in een schachtoven is het belangrijk dat de sinterzone op een konstante hoogte in de oven ligt, en dat hij kort is. Controle van de plaats en hoogte van de sinterzone kan gebeuren door een ijzeren staaf in de oven te stoten. Als deze er uit gehaald wordt, geeft de plaats en de hoogte van het gloeiende gedeelte van de staaf de plaats en hoogte van de sinterzone aan. De kleur van de staaf is een maat voor de temperatuur. Een moderne methode van controleren is d.m.v. thermoelementen, die het temperatuurverloop over de oven aangeven.

Procesregeling vindt plaats door regeling van de draaisnelheid van het trappenrooster, regeling van de grondstoftoevoer en regeling van de luchttoevoer. Deze drie zijn nauw met elkaar verbonden en kunnen niet onafhankelijk van elkaar gevarieerd worden.

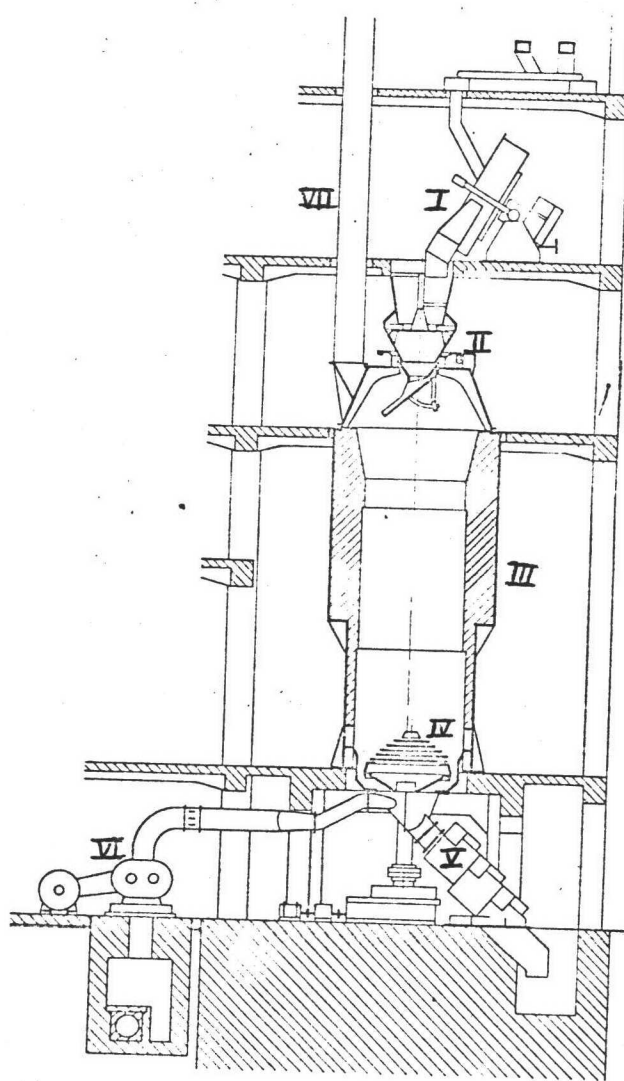


Bild 10: Schachtofenkonstruktion im Jahre 1962 zum Betrieb
 im Schwarzmehlverfahren
 Vertical Cement Kiln Design 1962 for the operation by the
 Interground Fuel Process
 Construction d'un four vertical en 1962, pour être alimenté
 en farine noire

Een andere indicatie voor storingen in de oven is de gasdruk aan het einde van de oven. Een te hoge gasdruk wijst op kanaalvorming in het bed, een te lage gasdruk wijst op aanbakkingen aan de wand. Deze zaken worden geregeld door met een ijzeren stang de luchtkanalenstructuur te vernietigen en de aanbakkingen los te stoten. Belangrijk voor het goed werken van een schachtoven is een konstante grondstofsamenstelling en een gelijkmatige dosering van de grondstof over de oven.

V. PROCESKONDITIONS

V.1. Reaktiewarmtes

Berekening van de warmteëffekten van de in de schachtoven verlopende chemische reacties was enerzijds noodzakelijk voor het opstellen van de warmtebalans over de oven, anderzijds van belang voor het verkrijgen van inzicht in het klinkervormingsproces (VI.1.2.1)

De reaktiewarmten werden in principe berekend volgens de methode, aangegeven op blz. VII-8 van m32 (litt12). Korrektes voor drukken, verschillend van de standaarddruk, hebben we buiten beschouwing gelaten; voor de gasfase omdat in de hele oven de druk slechts enkele procenten hoger is dan die in de buitenlucht, voor de vaste fase omdat alle reacties zich in de bovenste 15 cm van de oven afspelen waar de invloed van de bovenliggende massa op de druk nog klein is. De berekening viel daardoor meestal in drie stappen uiteen:

stap 1 Berekening van de enthalpieverandering ΔH_1 die optreedt bij afkoeling van de reaktanten van de reaktietemperatuur tot de standaardtemperatuur.

stap 2 Het opzoeken of berekenen van het warmteëffekt van de onder standaardkondities verlopende reactie: $\Delta H_{r,s}$

stap 3 Het opwarmen van de reactie-produkten van standaard- naar reaktietemperatuur en berekening van de bijbehorende enthalpieverandering ΔH_2 .

Alle berekende reaktiewarmten zijn m.b.v. de reactievergelijkingen, de cementgrondstofsamenstelling en de samenstelling van het cement zelf (III.1.2 en III.1.3.) omgerekend in kcal per kg klinker.

De voor de stappen 1 en 3 benodigde c_p waarden zijn opgenomen in III.2.1.

Zie voor de resultaten van de berekeningen tabel 1.

huz?

Tabel 1. Reaktiewarmtes van de belangrijkste chemische reacties in de schachtoven.

<u>REAKTIE</u>	<u>ΔH_r</u> (kcal/kg klinker)	<u>REAKTIE -</u> <u>TEMP.</u> (°C)	<u>$\Delta H_{r,s}$</u> (kcal/kg klinker)	<u>STANDAARD-</u> <u>REAKTIE TEMP.</u> (°C)	<u>LITT.</u>
- dehydratatie van klei	+44,7	500	+48,5	20	16
- $2CaO + SiO_2$ (kwarts) = βC_2S	-34,3	1400	-36,7	1300	16
- $3CaO + SiO_2$ (kwarts) = C_3S	-55,0	1400	-55,8	1300	16
- $3CaO + \alpha Al_2O_3 = C_3A$	- 0,28	1400	- 0,27	1300	16
- $4CaO + Al_2O_3 +$ $Fe_2O_3 = C_4AF$			- 0,19	20	16
- $CaCO_3 = CaO + CO_2$			+471	890	16
- $C + CO_2 = 2CO$			+304	25(1 ata)	12
- $2CO + O_2 = 2CO_2$			-994	25(1 ata)	12
- $C + O_2 = CO_2$			-720	20(1 ata)	

C + O₂ → CO → 690

V.2. Dauwpunt rookgassen

Kennis van het dauwpunt van de rookgassen was noodzakelijk om te voorkomen dat condensatie van waterdamp in de stromen 15 t/m 20 en de cyclonen C21 en 22 zou optreden.

De waterdamp-partiaalspanning is uitgerekend uitgaande van een mengsel van ideale gassen

$$P_{H_2O} = x_{H_2O} \cdot P_{tot}$$

$$x_{H_2O} = 0,161 \text{ (tabel bijl. G)}$$

$$P_{tot} = 76 \text{ cm Hg (VI.2)}$$

*Kan ook met
med. 53*

Invullen levert $p_{H_2O} = 12,2$ cm Hg. In een tabel (litt26) is ten slotte opgezocht dat bij $55,8^\circ\text{C}$ waterdamp met deze partiaalspanning juist verzadigd is, wat wil zeggen dat het dauwpunt van de rookgassen $55,8^\circ\text{C}$ is.

Onze rookgastemperatuur hebben we 80°C gekozen (VI.1).

V.3. Uitgangspunten bij de berekeningen

maximale gastemperatuur	1400°C
maximale vaste stoftemperatuur	1400°C
intrede temperatuur van gas	20°C
intrede temperatuur van vaste stof	20°C
uitrede temperatuur van gas	80°C
uitrede temperatuur van vaste stof	160°C
luchtvermaat	1,2
CO faktor <small>CO₂ CO</small>	0,28
watergehalte granules	11 %
druk	atmosferisch
doorzetsnelheid	25 ton/m ² /dag

VI. BEREKENINGEN.

De berekeningen vallen uiteen in drie delen:

1. Berekening van de schachtoven.
2. Berekening van de kompressor.
3. Berekening van het granuleerbord.

VI.1. Berekening van de schachtoven.

De schachtoven is onder te verdelen in drie zones:

1. Voorwarmzone.
2. Sinterzone.
3. Koelzone.

VI.1.1. Berekening van de voorwarmzone.

De voorwarmzone is opgebouwd te denken uit de volgende vijf delen:

- zone 1: Opwarmen van grondstof van 20° tot 100°C.
- zone 2: Verdampen van granulewater bij 100°C.
- zone 3: Opwarmen van grondstof van 100° tot 450°C.
- zone 4: Dehydratatie van klei bij 450°C.
- zone 5: Opwarmen van grondstof van 450°C tot 576°C.

De hoogte van elk van de zones is uit te rekenen als de volgende gegevens bekend zijn:

1. Het temperatuurverloop van het gas over de hoogte.
2. Diverse fysische konstanten zoals λ_g , c_{pg} , \bar{c}_{pgr} , λ_{gr} , η_g
3. De massastromen gas en grondstof.

Deze gegevens staan vermeld in onderstaande tabel.

De fysische konstanten zijn berekend uit de fysische konstanten van de zuivere componenten. Het temperatuurverloop en de massastromen zijn berekend in bijlage B.

zone	ϕ_m gas (Kg/s)	c_p gas (J/Kg°C)	ϕ_w (J/s)	T_g in (°C)	T_g uit (°C)
1.	0,751	$1,073 \cdot 10^3 + 0,176T$	$70,5 \cdot 10^3$	178	80
2.	0,692	$0,996 \cdot 10^3 + 0,190T$	$143 \cdot 10^3$	378	178
3.	0,692	$0,996 \cdot 10^3 + 0,190T$	$213 \cdot 10^3$	668	378
4.	0,685	$0,994 \cdot 10^3 + 0,187T$	$65,1 \cdot 10^3$	757	668
5.	0,685	$0,994 \cdot 10^3 + 0,187T$	$72,0 \cdot 10^3$	850	757

zone	ϕ_m (Kg/s)	\bar{c}_{pgr} (J/Kg°C)/r(J/Kg)/H(J/Kg)	λ_g (W/m°C)	η_g (Kg/ms)
1.	0,63	$\bar{c}_p = 1,4 \cdot 10^3$	0,0190	$1,54 \cdot 10^{-5}$
2.	0,059	$r = 2,26 \cdot 10^3$	0,0193	$1,58 \cdot 10^{-5}$
3.	0,57	$\bar{c}_p = 1,07 \cdot 10^3$	0,0193	$1,58 \cdot 10^{-5}$
4.	0,114	$H = 5,69 \cdot 10^3$	0,0193	$1,58 \cdot 10^{-5}$
5.	0,563	$\bar{c}_p = 1,01 \cdot 10^3$	0,0193	$1,58 \cdot 10^{-5}$

λ_{gr} is over alle zones gelijk genomen aan 1,05W/m°C.

De drie verwarmingszones, namelijk zone 1, 3 en 5 worden als volgt berekend:

De warmtestroom ϕ_w verandert over de hoogte x van de zone.

$$\begin{aligned} \phi_w &= \text{totale warmteoverdracht van gasfase aan vaste fase} = \\ &= \frac{A}{H} \cdot \int_0^H U \cdot \Delta T \, dx. \end{aligned}$$

U wordt als volgt berekend:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{d'}{\lambda} \quad \begin{array}{l} \text{Hier is } d' = \text{indringdiepte in de granule.} \\ \text{Deze is gelijk genomen aan de straal.} \end{array}$$

In deze formule geldt voor h:

$$\frac{hd}{\lambda} = 1,8 \operatorname{Re}^{0,5} \cdot \operatorname{Pr}^{0,33} \quad (\text{litt. 29})$$

De grootste bijdrage voor U wordt gevormd door de term $\frac{1}{h}$.

U zal daarom globaal net zo van de temperatuur afhangen als h, namelijk:

$$U \propto T^{0,25}$$

Omdat de betrekking $\frac{1}{h^{0,25}}$ betrekking heeft op de gasfase zal U dus evenredig zijn met T_g .

Voor de berekening van deze zones is verder aangenomen dat de gas- en granule temperatuur lineair zijn over de hoogte van een zone. Met behulp van deze gegevens is de hoogte van elk van deze drie zones uit te rekenen. De berekening staat in bijlage E.

De tweede zone is te beschouwen als een tegenstrooms droger. Voor de berekening van de hoogte van deze zone wordt aangenomen dat de verdamping alleen optreedt aan het oppervlak van de granule, en dat dit oppervlak konstant bevochtigd blijft. Er wordt dan gewerkt in het gebied van de konstante droogsnelheid.

Voor dit gebied geldt de volgende formule:

$$G \cdot dY = \left(\frac{1}{A} \frac{dX}{dt} \right) \cdot A_1 \, dx. \quad \begin{array}{l} G = \text{gasstroom in Kg/s.} \\ A_1 = \text{oppervlak per lengteeenheid droger.} \end{array}$$

$$\frac{1}{A} \frac{dX}{dt} = \frac{h}{r_T} (T_g - \bar{T}_{gr})$$

$$h = 1,95 \cdot \operatorname{Re}^{0,5} \cdot c_p \cdot G \cdot \left(\frac{\lambda}{\rho c_p} \right)^{2/3} \quad (\text{litt. 29})$$

Invullen van deze vergelijkingen in de eerste levert:

$$G \cdot dY = 1,95 \cdot \operatorname{Re}^{0,5} \cdot \frac{c_p G}{r_T} \cdot \left(\frac{\lambda}{\rho c_p} \right)^{2/3} \cdot (T_g - \bar{T}_{gr}) A_1 \, dx.$$

ofwel:

$$Y_o - Y_e = \int_0^H 1,95 \operatorname{Re}^{0,5} \cdot \frac{c_p}{r_T} \cdot \left(\frac{\lambda}{\rho} \right)^{2/3} \cdot (T_g - \bar{T}_{gr}) A_1 \, dx.$$

In deze vergelijking zijn de volgende grootheden afhankelijk van T, en dus ook van x:

$$\operatorname{Re}^{0,5} \cdot T_g^{-1/4}$$

$$c_p = 0,996 \cdot 10^3 + 0,190 T_g$$

$$T_g - \bar{T}_{gr}$$

Voor de berekening wordt weer aangenomen dat T_g lineair verloopt over de hoogte van de zone.

$$Y_e \text{ is uit te rekenen via ; } Y = \frac{1P}{P-p} \cdot \frac{M_d}{M_g} \quad (\text{litt. 25})$$

Y_0 wordt nul verondersteld.

Invullen van alle bekende grootheden en oplossen van de integraal levert de hoogte H_2 van deze zone.

Over de vierde zone wordt gesteld, dat het temperatuurverloop over de hoogte $\frac{\Delta T}{H}$ gelijk is aan $\frac{\Delta T}{H}$ van de vorige zone.

$$\frac{\Delta T_3}{H_3} = \frac{\Delta T_4}{H_4} . \text{ Invullen van } \Delta T_3, H_3 \text{ en } \Delta T_4 \text{ levert } H_4 .$$

Resultaten van de uitvoering van de berekening van de diverse zones zoals uitgewerkt in bijlage ..

$$\text{zone 1 } H_1 = 3,86 \cdot 10^{-2} \text{ m.}$$

$$\text{zone 2 } H_2 = 1,83 \cdot 10^{-2} \text{ m.}$$

$$\text{zone 3 } H_3 = 2,04 \cdot 10^{-2} \text{ m.}$$

$$\text{zone 4 } H_4 = 0,50 \cdot 10^{-2} \text{ m.}$$

$$\text{zone 5 } H_5 = 0,60 \cdot 10^{-2} \text{ m.}$$

$$\text{De totale hoogte van de voorwarmzone } H_v = 8,83 \cdot 10^{-2} \text{ m.}$$

VI.1.2. De Hoogte van de sinterzone

VI.1.2.1. Beschrijving van het sinterproces

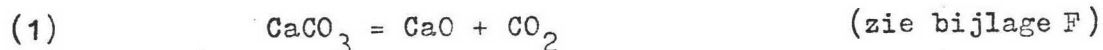
De sinterzone noemen we het gedeelte van de schachtoven dat ligt tussen de plaats waar de ontleding van CaCO_3 begint en de plaats waar volledige klinkervorming is opgetreden.

De sinterzone bevindt zich boven in de oven en heeft de vorm van een hol-bolle lens; de bolle zijde is omlaag gericht.

Voor het beschrijven van de processen die zich in de sinterzone afspelen zullen we één granule beschouwen, hem daarbij neerwaarts in de oven volgend.

We hebben reeds gezien dat bij het verlaten van de voorwarmzone de granule een gemiddelde temperatuur van 576°C heeft en een wandtemperatuur van 810°C .

Dit is juist de temperatuur waarbij onder evenwichtskondities CaCO_3 aan het oppervlak van de granule begint te ontleden volgens



De benodigde reaktiewarmte (zie V.1.) wordt geleverd door het tegenstroomcontact met hetere gassen. De temperatuur van de granule blijft stijgen.

Naarmate de tijd vordert daalt de granule in de sinterzone en schrijdt het dissociatieproces in concentrische schillen voort naar het middelpunt van de granule (litt.10)

De bij de dissociatie vrijkomende CO_2 beweegt zich door de poriën van de granule in de richting van de wand. Het komt daarbij in contact met schillen van een hogere temperatuur waarbij cokesvergassing optreedt volgens



De gevormde CO beweegt zich samen met een deel van de CO_2 , die in overmaat aanwezig was door de poriën naar de wand van de granule.

In de buitenste bolschillen begint de klinkervorming op gang te komen.

Het is gebruikelijk om de reacties (1) en (2) tezamen de Hauenschild'sche reactie te noemen. Hij kan worden geschreven als



De gevormde en naar het oppervlak van de granule getransporteerde CO verbrandt daar tot CO_2 . Echter, niet alle CO verbrandt. Een deel ontwijkt onverbrand omdat vanuit de gasfase niet voldoende zuurstof naar het oppervlak van de granule kan worden getransporteerd (litt.10)

meer verbrandt dan veel zehet in de buik

naar

bewijs!

De belangrijkste reacties die in en om de granule plaatsvinden zijn weergegeven in tabel 2 . Naast de hierboven genoemde reacties zijn ook een aantal klinkercomponent-vormingsreacties opgenomen. Voor iedere reactie zijn in deze tabel (ongeveer) de temperatuurgrenzen aangegeven, waartussen hij verloopt.

Tabel 2 . De belangrijkste chemische reacties in de sinterzone

reactievergelijking	temperatuurtraject	litt.
1. $\text{CaCO}_3 = \text{CaO} + \text{CO}_2$	810 - 950 °C	16
2. $\text{CO}_2 + \text{C} = 2 \text{CO}$	830 -1000	18
3. $2 \text{CO} + \text{O}_2 = 2 \text{CO}_2$	900 -1400	
4. $2\text{CaO} + \text{SiO}_2 = \text{C}_2\text{S}$	810 -1200	16
5. $3\text{CaO} + \text{SiO}_2 = \text{C}_3\text{A}$	1000 -1200	16
6. $4\text{CaO} + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3 = \text{C}_4\text{AF}$	1000-1200	16
7. $\text{C}_2\text{S} + \text{CaO} = \text{C}_3\text{S}$	1260-1400	16

VI.1.3.2. Berekening van de hoogte

Een eerste benadering voor de hoogte van de sinterzone kan op vrij eenvoudige wijze worden verkregen.

Het sinterproces is globaal in twee fasen te scheiden:

- A. een aantal processen in serie gevolgd door
- B. een aantal parallelle processen

A. omvat de volgende stappen:

- A1. dissociatie van CaCO_3
- A2. poriediffusie van CO_2 in de richting van de wand
- A3. vergassing van C
- A4. poriediffusie van CO + overmaat CO_2 naar de wand

B. omvat de volgende processen:

- B1. verbranding van CO aan het oppervlak van de granule
- B2. klinkervorming

In feite is B1 nog te splitsen in de volgende stappen:

- B.1.1. diffusie van O_2 uit de bulk van het gas naar het oppervlak van de granule door de gasfilm rond de granule
- B.1.2. de verbranding van CO tot CO_2 aan het oppervlak van de granule
- B.1.3. diffusie van CO_2 en niet omgezette CO door de gasfilm naar de bulk van het gas

Wanneer we aannemen dat de klinkervormingsreacties snel zijn t.o.v. de verbranding van CO aan het oppervlak van de granule, kan het sinterproces worden opgevat als een serieproces van 7 stappen, A1 t/m A4 gevolgd door B.1.1. t/m B.1.3.

Volgens Spohn (litt10) is de gasfilmdiffusie van O₂ naar het oppervlak snelheidsbepalend voor de verbranding van CO aan de wand van de granules. Gezien het bovenstaande trekken wij hieruit de konklusie dat de gasfilmdiffusie van O₂ naar het granuleoppervlak (B.1.1.) snelheidsbepalend is voor het serieproces van 7 stappen en dus voor het totale sinterproces.

Op grond van deze konklusie is met de in hoofdstukVI1.1 vastgelegde parameters en met de hieronder volgende aannamen de hoogte van de sinterzone berekend.

Aannamen voor de Berekening van de hoogte van de sinterzone

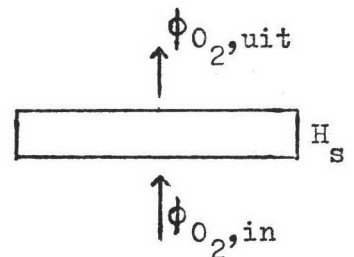
1. de granules hebben verwaarloosbaar kleine contactvlakken.
2. de gassamenstelling in de hele sinterzone is gelijk aan die aan de bovengrens van de sinterzone.
3. de temperatuur van het oppervlak van de granule in de hele sinterzone is gelijk aan die aan de bovengrens van de sinterzone.
4. de temperatuur van de gasfilm is gelijk aan de oppervlaktetemperatuur van van de granules

ad 3 en 4: de snelheid van een door gasfilmdiffusie gelimiteerd proces is weinig temperatuurafhankelijk (litt 12)

De berekening

De hoogte van de sinterzone is berekend uit de zuurstofbalans over deze zone

$$(1) \quad \phi_{O_2, in} - \phi_{O_2, uit} = H_s \cdot n \cdot k_g \cdot (c_{O_2, g} - c_{O_2, \pi}) \cdot S_u$$



Het linkerlid is berekend uit de massastromen gas die de sinterzone in- resp. uitstromen (bijl.B) en de molaire percentages O₂ hierin (bijlG;B).

Resultaat: $\phi_{O_2, in} - \phi_{O_2, uit} = 2,24 \text{ mol/sek}$

Berekening van de verschillende factoren in het rechterlid volgt hieronder.

granules

n Het aantal per hoogteëenheid van het bed n is berekend uit de geometrie van oven en granule, waarbij de konis che top van de oven als cilindrisch is beschouwd. Voor n geldt dan

$$n = (1 - \epsilon) \cdot A / (4/3 \cdot \pi \cdot R_g^3)$$

Waarom is dit een beperkende stap? Sinterzone is een diffus. Toch is er ook een warmte transport beperkend

PROGRAMMA 1 BEREKENING HOOGTE SINTERZONE

```

1.      E=.4;
2.      A=1.2;
3.      Dg=.5*10**2;
4.      n=(1-E)*A/(1.33*3.14*Rg**3);
5.      PUT LIST('n=',n);
6.      Su=4*3.14*Rg**2;
7.      Cos=0;
8.      Cog=.044*77/(6.24*10**3*1083);
9.      PUT LIST('Cog=',Cog);
10.     Dg=10**2;
11.     D273=1.78*10**5;
12.     T=1083;
13.     D1083=D273*(T/273)**1.8;
14.     A=1.2;
15.     PhIM=.65;
16.     M=.033;
17.     R=6.24*10**3;
18.     ptot=77;
19.     v0=R*T*PhIM/(A*M*ptot);
20.     PUT LIST('v0=',v0);
21.     eta273=171*10**7;
22.     nu=1/273**.5*eta273*R*T**1.5/(M*ptot);
23.     PUT LIST('nu=',nu);
24.     Re=v0*Dg/nu;
25.     PUT LIST('Re=',Re);
26.     kg=.2*(D1083/Dg)*(v0*Dg/nu)**.8*(nu/D1083)**.4;
27.     PUT LIST('kg=',kg);
28.     Rgo2=kg*Cog*Su;           / Rgo2 is het zuurstofverbruik van één
29.     Rso2=2.24;             granule (mol/sek) ; Rso2 is het zuur-
30.     Hs=Rso2/(n*Rgo2);     stofverbruik van de gehele sinterzone
31.     PUT LIST('Hs=',Hs);   (mol/sek)/

```

```

x=0
n= 1379244.2890666
Cog= .50133768970334
v0= 1.4405903187721
nu= .000090581059552226
Re= 159.0388019188
kg= .17443856538822
Hs= .059143131292362

```


Gegevens: $\epsilon = 0,4$
 $A = 1,20 \text{ m}^2$
 $R_g = 0,5 \cdot 10^{-2} \text{ m}$

Resultaat: $n = 1.380.000 \text{ 1/m}$ (programma 1)

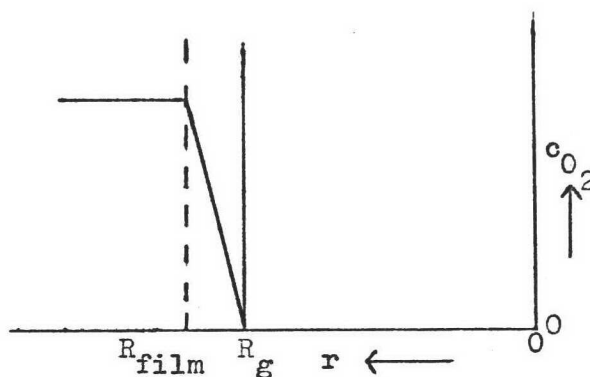
S_u Voor het buitenoppervlak S_u van één granule geldt

$$S_u = 4 \cdot \pi \cdot R_g^2$$

Resultaat: $S_u = 3,14 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$ (programma 1, regel 6)

$c_{O_2,g} - c_{O_2,x}$ Het concentratieverloop van O_2 als functie van de afstand tot het middelpunt van de granule wordt weergegeven in fig. (litt 12).

fig. De zuurstofconcentratie als functie van de afstand r tot het middelpunt van een granule



Vanwege de limiterende gasfilmdiffusie kan de concentratie van O_2 aan het oppervlak van de granules op 0 gesteld worden, dus

$$c_{O_2,x} = 0$$

Het gas in de sinterzone, waarvan we al hadden aangenomen dat het uniform in samenstelling en temperatuur was, beschouwen we als een mengsel van ideale gassen. Dit lijkt zeer redelijk gezien de hoge temperatuur (810 °C) en de normale druk (1 ata) in de sinterzone. De partiëlespanning van O_2 kan nu worden gevonden uit

$$p_{O_2} = x_{O_2} \cdot p_{tot}$$

waarna $c_{O_2,g}$ wordt gevonden door substitutie van deze formule in de ideale gaswet

$$c_{O_2,g} = p_{O_2} / (R \cdot T) = x_{O_2} \cdot p_{tot} / (R \cdot T)$$

Gegevens: $x_{O_2} = 0,044$ (bijl G)
 $p_{tot} = 77$ cm Hg (schatt)
 $R = 6,24 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{cm Hg} / (\text{mol} \cdot \text{K})$
 $T = 1083$ °K (bijl F)

Resultaat: $c_{O_2, g} = 0,50 \text{ mol/m}^3$ (programma 1, regel 8)

k_g Voor de berekening van k_g gebruiken we de relatie van van Loon (litt12) voor de stroming van een gas door een gepakt bed:

$$(2) \quad Sh = 0,2 \cdot Re^{0,8} \cdot Sc^{0,4} \quad \text{geldig voor } Re > 50$$

Dit criterium voor Reynolds, in dit geval betrokken op de superficiële gassnelheid, is naderhand geverifieerd. Zie het resultatenlijstje van programma 1.

Relatie 2 kan worden geschreven als

$$(2a) \quad k_g \cdot D_g / D = 0,2 \cdot (v_0 \cdot D_g / \nu)^{0,8} \cdot (\nu / D)^{0,4}$$

berekenen

De verschillende grootheden we ,voorzover ze temperatuurafhankelijk zijn , bij 810 °C , de temperatuur die we in de sinterzone aan de wand van de granule en in de gasfilm hebben aangenomen.

Voor de superficiële gassnelheid v_0 geldt

$$v_0 = \phi_v / A = \phi_m / (\rho \cdot A)$$

Zowel de massastroom ϕ_m als de dichtheid van het gas ρ worden betrokken op de omstandigheden aan de bovengrens van de sinterzone. Ook de temperatuur van de bulk van het gas wordt 810 °C gesteld. De dichtheid is te berekenen uit de ideale gaswet

$$\rho = M \cdot p_{tot} / R \cdot T$$

Gegevens: $\phi_m = 0,65$ kg/sek
 $A = 1,20$ m²
 $M = 0,033$ kg/mol (VI.2.2.)
 $R = 6,24 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{cmHg} / (\text{mol} \cdot \text{°K})$
 $p_{tot} = 77$ cmHg

Resultaat: $v_0 = 1,44$ m/sek (programma 1)

Voor de dynamische viskositeit η geldt

$$\eta_T = \eta_{273} \cdot (T/273)^{0,5} \quad (\text{litt12})$$

Door substitutie hiervan en van relatie voor ρ in

$$\nu = \eta / \rho$$

vinden we een relatie voor ν als functie van de temperatuur:

$$\nu = (273)^{-0,5} \cdot \eta_{273} \cdot R \cdot T^{1,5} / (M \cdot p_{\text{tot}})$$

Zie voor gegevens hierboven en in hoofdstuk III

Resultaat: $\nu_{T=1083 \text{ } ^\circ\text{K}} = 9,1 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{sek}$ (programma 1, regel 22)

De diffusiecoëfficiënt D is berekend uit

$$D_T = D_{273} \cdot (T/273)^{1,8} \quad (\text{litt12})$$

Voor D_{273} zie hoofdstuk III

Resultaat: $D_{T=1083 \text{ K}} = 2,34 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{sek}$

Substitutie van de berekende grootheden in vgl (2a) levert de waarde van de stofoverdrachtskonstante k_g . Ook deze berekening is in programma 1 opgenomen (regel 26)

Resultaat: $k_g = 0,17 \text{ m/sek}$

Nu kan de hoogte van de sinterzone uit de zuurstofbalans (1) worden berekend. In het programma is deze berekening in twee stappen gesplitst (regel 28 en 30).

Resultaat: $H_s = 0,06 \text{ m}$

VI.1.3. Berekening van de koelzone.

De hoogte H_k van de koelzone wordt op analoge wijze aan de hoogtes H_1 , H_3 , en H_5 van de voorwarmzone berekend met de formule:

$$\phi_w = \frac{A}{H} \int_0^H U \cdot \Delta T \, dx.$$

U wordt berekend via $\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{d'}{\lambda}$.

en h via $\frac{hd}{\lambda} = 1,8 \text{ Re}^{0,5} \text{ Pr}^{0,33}$.

Omdat de granule poreus is zal een groot deel van de weerstand $\frac{d'}{\lambda}$ in de granule gevormd worden door de weerstand van de lucht, omdat $\lambda_1 < \lambda_{kl}$.

Voor de geleidbaarheid van de klinker wordt daarom λ_1 genomen.

De grootste bijdrage in U wordt hier gevormd door de term $\frac{d'}{\lambda}$.

U zal daarom op dezelfde manier van de temperatuur afhangen als λ .

$$U \propto T^{\frac{1}{2}} \quad \text{Omdat } \lambda \text{ betrekking heeft op de klinker is U evenredig met } T_{kl}^{\frac{1}{2}}$$

Aangenomen wordt dat de lucht in de klinker dezelfde temperatuur heeft als de klinker zelf.

De granuletemperatuur en de luchttemperatuur worden evenals in VI.1.1. lineair over de hoogte aangenomen.

Ook nu moeten dezelfde grootheden bekend zijn als in VI.1.1..

$$\phi_{m,g} = 0,434 \text{ kg/s}$$

$$\phi_{m,kl} = 0,347 \text{ kg/s}$$

$$C_{p,g} = 0,991 \cdot 10^3 + 0,122 \cdot T \text{ J/kg}^\circ\text{C}$$

$$\bar{C}_{p,kl} = 1,14 \cdot 10^3 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$$

$$\phi_w = 487 \cdot 10^3 \text{ W}$$

$$\bar{T}_{kl,in} = 1400^\circ\text{C}$$

$$\lambda_g = 0,0226 \text{ W/m}^\circ\text{C}$$

$$\bar{T}_{kl,uit} = 160^\circ\text{C}$$

$$\eta_g = 1,83 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms}$$

$$T_{g,in} = 20^\circ\text{C}$$

$$T_{g,uit} = 1044^\circ\text{C}$$

Met behulp van deze gegevens is de hoogte van de koelzone uit te rekenen. De uitgewerkte berekening staat vermeld in bijlage D.

De berekende hoogte van deze zone is 1,85 m.

De totale hoogte van de oven, $H_v + H_g + H_k$ is dan gelijk aan 2,00m.

Dit komt aardig overeen met de literatuurgegevens voor de hoogte

van schachtovens, geëxtrapoleerd naar onze capaciteit. (litt. 11)

VI.2. Keuze en berekening van de multicycloon C21/22 en de ventilator P18

In III.1.4. is gekonkludeerd dat de gevaren, die stof voor mens dier en plant met zich mee kan brengen, in eerste instantie kunnen worden verwaarloosd. Plaatsing van de multicycloon C21/22 om de rookgassen van stof te zuiveren is daarom ook geen dwingende noodzaak, temeer als men een vergelijking trekt met het totaal ontbreken van voorzieningen om het gevaar van de CO-lozing te beteugelen. Desondanks zijn er twee argumenten die voor plaatsing van de cycloon pleiten. Ten eerste zorgen ze voor een aanzienlijke recirculatie van grondstof (ong. 12 ton per jaar) en ten tweede kunnen ze voorkomen dat er bij bedrijfsstoringen grote hoeveelheden stof vrijkomen. Bovendien vergen ze lage investeringskosten. Een bezwaar is nog wel het extra vermogen, dat hierdoor voor de ventilator P18 vereist is.

We kunnen zeggen, dat we te maken hebben met een systeem, bestaande uit 4 apparaten: de schachtoven, de twee cyclonen en de ventilator. Hiervan ligt de schachtoven volledig vast wat betreft afmetingen en procescondities (VI.1.). Dit heeft voor de overige drie een aantal vaste randvoorwaarden tot gevolg:

- a. de massastroom verbrandingslucht vóór de oven $\phi_m = 0,434$ kg/sek
- b. de massastroom rookgas na de oven $\phi_m = 0,751$ kg/sek
- c. de temperatuur van de verbrandingslucht vóór de oven $t = 20^\circ\text{C}$
- d. de temperatuur van het rookgas na de oven $t = 80^\circ\text{C}$

We zijn nu direkt in staat de beide cyclonen te berekenen, waarna we voldoende gegevens hebben om ook de ventilator te berekenen.

VI.2.1. Keuze en berekening van de multicycloon

Voor de keuze en de berekening van de beide cyclonen is uitgegaan van een aantal standaardcyclonen met dezelfde weerstandsfactor $K_w = 0,8$, dezelfde benodigde intredesnelheid $\langle v \rangle = 20$ m/sek

maar van verschillende grootte(litt.4).

De twee cyclonen staan in serie. De massastroom gas die iedere cycloon moet verwerken is 0,751 kg/sek en we nemen aan dat de temperatuur onveranderd 80°C blijft. De druk stellen we op 1 ata. Uit de bekende dichtheid van het rookgas bij 20 °C (bijlB) berekenen we m.b.v. de ideale gaswet de dichtheid voor 80 °C: $\rho = 1,26 \text{ kg/m}^3$. Het volumedebiet, dat iedere cycloon te verwerken krijgt is $\phi_v = \phi_m / \rho = 0,595 \text{ m}^3/\text{sek}$.

Dit resultaat stelt ons in staat uit de reeks standaardcyclonen een keuze te maken. Er blijkt dan dat er twee cyclonen met een uitwendige diameter van 0,5 m nodig zijn.

VI.2.2. Berekening van het effectieve ventilatorvermogen

Zoals gebruikelijk met vermogensberekeningen van dit type wordt het effectief ventilatorvermogen P_e berekend met gebruikmaking van de uitgebreide vergelijking van Bernoulli(litt. 27):

$$\phi_A = \left(\int_A^B 1/\rho \cdot dp + g(h_B - h_A) + 1/2(\langle v_B \rangle^2 - \langle v_A \rangle^2) \right) \cdot \phi_m + A_{wr} \cdot \phi_m$$

Hierin is ϕ_A het vermogen dat aan het medium met massastroom ϕ_m meegegeven moet worden om het te transporteren van plaats A in het systeem naar plaats B.

De massastroom gas in het systeem is echter niet konstant, wat de toepasbaarheid van deze vgl. ernstig bemoeilijkt.

Daarom verdelen we het systeem in twee stukken, in elk waarvan we de massastroom bij benadering wel konstant mogen veronderstellen. De grens trekken we tussen de koelzone en de sinterzone in de schachtoven, waarmee we dus in feite de massastroom in de sinterzone en een deel van de voorwarmzone ongeveer 15% te hoog geschat hebben(VI.1.)

- 1) Het theoretisch benodigd vermogen van de perszijde van de ventilator tot de bovengrens van de koelzone.

a) De dissipatie per massaeenheid door wrijving A_{wr}
 Stel de luchttoevoerleiding van de ventilator naar de oven is 2m lang en bevat twee bochten van 45° . We verwaarlozen de dissipatie bij uitstroming uit de pijp in de oven en de dissipatie in het trappenrooster. Wanneer we dan ook nog de dissipatie in de toevoerleiding verwaarlozen t.o.v. die in de bochten erin vinden we voor A_{wr} :

$$A_{wr} = A_{wr, 2.45^\circ \text{ bocht}} + A_{wr, \text{koelzone}}$$

$$A_{wr, 2.45^\circ \text{ bocht}}$$

Voor één bocht geldt: $A_{wr} = K_w \cdot 1/2 \cdot \langle v \rangle^2$ Stel de benedenstroomse snelheid $v = 10$ m/sek. In Beek(litt.27) vinden we voor $K_w = 0,35$. Dan vinden we $A_{wr, 2.45^\circ \text{ bocht}} = 35$ J/kg.

$$A_{wr, \text{koelzone}}$$

Voor iedere Re kan de dissipatie berekend worden met een relatie van Ergun(litt27):

$$A_{wr} = H \cdot v_0^2 / D_g \cdot (1-\epsilon) / \epsilon^3 \cdot (170 \cdot \eta / (\rho \cdot v_0 \cdot D_g) \cdot (1-\epsilon) + 1,75)$$

Een aantal grootheden in deze vgl zijn temperatuurafhankelijk, met name η , ρ en v_0 . Om het effect hiervan op A_{wr} te onderzoeken werd de dissipatie ten eerste berekend alsof de gehele koelzone een temperatuur van 20°C had en tweede alsof deze temperatuur 1044°C was, resp. de minimaal en de maximaal in de koelzone voorkomende temperatuur.

Gebruikte gegevens: $\rho_{\text{lucht}} = 1,23$ kg/m³ (20°C ; 77,5cmHg) waarmee v_0 vastligt: 0,294m/sek en $\rho_{\text{lucht}} = 0,273$ kg/m³ (1044°C ; 77,5cmHg) met als bijbehorende v_0 : 1,33 m/sek. Zie voor overige gegevens III.2.1. en VI.1.

	20°C	1044°C
We vinden voor $A_{wr, \text{koelzone}}$:	338 J/kg	5800 J/kg

Het verschil tussen beide waarden is zo groot dat het voor een benadering, die in de goede orde van grootte ligt noodzakelijk is het temperatuurverloop in de koelzone in de berekeningen te betrekken

We nemen aan dat de temperatuur in degasfase lineair met de hoogte verandert (zie VI.1.) met als vgl. $t = 564 \cdot h + 20$ ($^{\circ}\text{C}$) of $T = 564h + 293$ ($^{\circ}\text{K}$). De temperatuurafhankelijkheid van η , v_0 en ρ wordt weergegeven door:

$$\eta = 2_{273} \cdot (T/273)^{0,5} \quad (\text{litt.12})$$

$$\rho = 0,001293 / (1 + 0,00367 \cdot t) \cdot p_h / 76 \quad (\text{id. gaswet; litt.26})$$

$$v_0 = \phi_m / A / \rho$$

De dichtheid is ook een functie van de druk p_h op de hoogte h . Deze drukafhankelijkheid mogen we echter verwaarlozen t.o.v. de temperatuurafhankelijkheid, zoals bijlage H laat zien. We stellen $p_h = 77,5$ cm Hg.

De totale dissipatie per massa-eenheid over de koelzone kan nu worden voorgesteld door

$$A_{\text{WR}} = \int_0^H k f(h) \cdot dh$$

waarbij voor $f(h)$ geldt

$$f(h) = (1 - \epsilon) / \epsilon^3 \cdot v_0^2 / D_g \cdot (170 \cdot (1 - \epsilon) \cdot \eta / (\rho \cdot v_0 \cdot D_g) + 1,75)$$

Na uitwerking, welke we hier verder achterwege zullen laten, vinden we $A_{\text{WR koelzone}} = 388$ J/kg.

b) De energie per massa-eenheid nodig voor het opvangen van volumeveranderingen t.g.v. drukveranderingen

Deze term, $\int_A 1/\rho \cdot dp$ verwaarlozen we gezien de geringe drukvariatiën (zie boven) en de dichtheidvariatiën, die hier het gevolg van zijn.

c) De energie per massa-eenheid nodig voor het overwinnen van de zwaartekracht

In het geval dat de onderzijde van de koelzone 2 m hoger is gelegen dan de perszijde van de ventilator vinden we voor de term $g \cdot (h_B - h_A)$ een waarde van 39 J/kg.

d) De energie per massa-eenheid nodig voor het overbruggen van het verschil in kinetische energie tussen A en B

We hebben eerder in de luchttoevoerleiding een snelheid $\langle v \rangle = 10 \text{ m/sek}$ aangenomen. Voor de snelheid $\langle v_B \rangle$ aan de bovengrens van de koelzone geldt $\langle v_B \rangle = v_0/\epsilon = 0,735 \text{ m/sek}$. Voor de term $1/2 \cdot (\langle v_B \rangle^2 - \langle v_A \rangle^2)$ vinden we dan -50 J/kg .

Substitutie van de resultaten van a, b, c en d in Bernoulli levert nu ϕ_A van de perszijde van de ventilator tot de bovengrens van de koelzone.

$$\phi_A = 180 \text{ Watt}$$

2) Het theoretisch benodigd vermogen van de bovengrens van de koelzone tot en met de gasuitlaat van cycloon 21.

We houden dezelve volgorde van berekenen aan als onder 1)

a) A_{WR}

$$A_{WR} = A_{WR}^{\text{sinterzone}} + A_{WR}^{\text{voorwarmzone}} + A_{WR}^{\text{C22/21}} + A_{WR}^{\text{verbindingsleidingen}}$$

$$A_{WR}^{\text{sinterzone}} + A_{WR}^{\text{voorwarmzone}}$$

Met de relatie van Ergun rekenen we voor beide zones gezamenlijk de dissipatie uit. We laten temperatuurafhankelijkheden buiten beschouwing en verrichten de berekening voor de minimaal in de gasfase voorkomende temperatuur $t = 80^\circ \text{C}$.

Voor de dichtheid is afgeleid uit de ideale gaswet

$$\rho_g = M \cdot p_{\text{tot}} / (R \cdot T) \quad \text{met} \quad M = \sum n_i \cdot M_i / \sum n_i$$

$M = 0,033 \text{ kg/mol}$ (bijlg)

$p_{\text{tot}} = 77,5 \text{ cm Hg}$

Dan is $\rho_g = 1,12 \text{ kg/m}^3$

$\eta_{293} = 1,58 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m/s}$

Voor η_{353} vinden we dan: $1,73 \cdot 10^{-5} \text{ kg/msek}$

Voor de dissipatie vinden we $A_{WR}^{\text{sinterzone}} + A_{WR}^{\text{voorwarmzone}} = 98 \text{ J/kg}$

$$\frac{A_{WR}}{C22/21}$$

$$A_{WR} \text{ 1 cycloon} = K_w \cdot 1/2 \cdot \langle v \rangle^2 = 160 \text{ J/kg dus } A_{WR} C22/21 = 320 \text{ J/kg}$$

A_{WR} verbindingsleidingen

We rekenen weer alleen de dissipatie in de bochten. We gaan ervan uit dat we te maken hebben met twee halflange bochten van 90° met een $K_w = 0,7$ (litt27). De dissipatie wordt dan $A_{WR} = 2 \cdot K_w \cdot 1/2 \cdot \langle v \rangle^2 = 280 \text{ J/kg}$

b) De term $\int_A^B 1/\rho \cdot dp$ verwaarlozen we weer

c) Stel het te overwinnen hoogteverschil 2 m. Dan geldt $g \cdot (h_B - h_A) = 20 \text{ J/kg}$

$$d) \langle v_A \rangle = v_0 / \epsilon = 0,560 / 0,4 = 1,40 \text{ m/sek}$$

$$\langle v_B \rangle = 20 \text{ m/sek}$$

$$1/2(\langle v_B \rangle^2 - \langle v_A \rangle^2) = 199 \text{ J/kg}$$

Van de bovengrens van de koelzone tot de gasuitlaat van C21 geldt nu

$$\phi_A = 690 \text{ Watt}$$

Nu kan het effectieve ventilatorvermogen worden berekend. Het is gelijk aan de som van beide ϕ_A 's. Dus

$$P_e = 870 \text{ Watt}$$

VI.2.3. Keuze en berekening van het benodigde asvermogen van P18

Het werkelijk benodigde asvermogen van een ventilator of een compressor wordt bepaald door het totale rendement η_{tot}

$$P_{as} = P_e / \eta_{tot}$$

Het totaal rendement varieert doorgaans tussen 0,4 en 0,7 (litt4).

Neem aan: $\eta_{tot} = 0,55$

$$\text{Dan geldt } P_{as} = 1,6 \text{ kW}$$

Voor de typekeuze dient naast het vermogen nog het drukverschil Δp

tussen pers- en zuigzijde of het verpompte debiet in nm^3 bekend te zijn.

$$\Delta p = \rho \cdot P_e / \phi_m = 1,23 \cdot 870 / 0,434 = 2,5 \cdot 10^{-2} \text{ ata}$$

De keuze valt, blijkens fig 5.3.1. van litt.28 op een ventilator.

VI.3. Berekening van het granuleerbord.

De afmetingen van het granuleerbord zijn te berekenen als bekend zijn:
de capaciteit
de stootvastheid van de granule
de drukvastheid van de granule
de hellingshoek van het granuleerbord
de verhouding van hoogte en diameter van het bord

Het volume V van het bord is dan te berekenen met de praktijkformule

$$V = \frac{K}{60C}$$

Hierin is K de capaciteit van het granuleerbord.

C is een faktor die bepaald wordt door de stootvastheid en drukvastheid van de klinker, en is uit grafieken af te lezen (litt.4).

Met behulp van het volume $V = D^2 H$ en de verhouding $\frac{H}{D}$ is de diameter en de hoogte van het bord uit te rekenen.

De hellingshoek van het bord en de verhouding hoogte/diameter zijn voor alle granuleerborden vrijwel hetzelfde.

Hellingshoek = 51° .

$$\frac{H}{D} = 0,208$$

De drukvastheid en stootvastheid worden genomen:

drukvastheid = 400g.

stootvastheid = 10 dm.

Dit levert voor de konstante C een waarde op van 41 kg/mm m^3 .

Het volume V is dan : $V = 0,89 \text{ m}^3$.

De hoogte van het bord is dan : $H = 24,2 \text{ cm}$.

De diameter is : $D = 1,11 \text{ m}$.

De capaciteit van het granuleerbord is 2068 kg/uur

Het toerental van het bord wordt bepaald door de diameter van de granules en de hellingshoek van het bord, en is af te lezen uit grafieken. In ons geval is het toerental 21 omwentelingen per minuut.

Het stroomverbruik van het bord is dan $0,93 \text{ kWh/ton}$.

VII. Warmte en massabalans.

VII.1. Warmtebalans.

Specificatie van de warmteuitgaven en warmteverliezen:

1	verwarmen van granulewater van 20 - 100 °C	13,6 kcal.
2	verdampen van granulewater bij 100 °C	91,4
3	verwarmen van klei van 20 - 450 °C	39,7
4	dehydratatie van klei bij 450 °C	44,7
5	verwarmen van gedehydrateerde klei van 450 - 1400 °C	79,5
6	verwarmen van kalksteen van 20 - 900 °C	285
7	decarbonatie van kalksteen bij 900 °C	471
8	verwarmen van CaO van 900 - 1400 °C	75,5
9	verwarmen van ongeveer 0,1 kg cokes van 20 - 1400 °C	19
10	opwarmen van lucht van 20 - 1400 °C	456
11	smeltvorming bij 1400 °C	25
12	CO verlies	<u>124</u>
		1702,4 kcal.

Specificatie van warmteinkomsten

1	afkoelen van klinker van 1400 - 160 °C	325 kcal.
2	afkoelen van verbrandingslucht van 1400 - 80 °C	438
3	afkoelen van CO ₂ van 900 - 80 °C	112
4	afkoelen van waterdamp van 450 - 80 °C	4
5	afkoelen van granulewater van 100 - 80 °C	1
6	exotherme klinkerreacties bij 1400 °C	90
7	rekristallisatie van klei bij 900 °C	<u>10</u>
		980 kcal.

Warmte die d.m.v. cokes toegevoegd moet worden

<u>722</u> kcal.
1702 kcal.

De hoeveelheid benodigde cokes is dan 0,1 kg per kg klinker.

De benodigde hoeveelheid verbrandingslucht is dan 1,25 kg lucht per kg klinker.

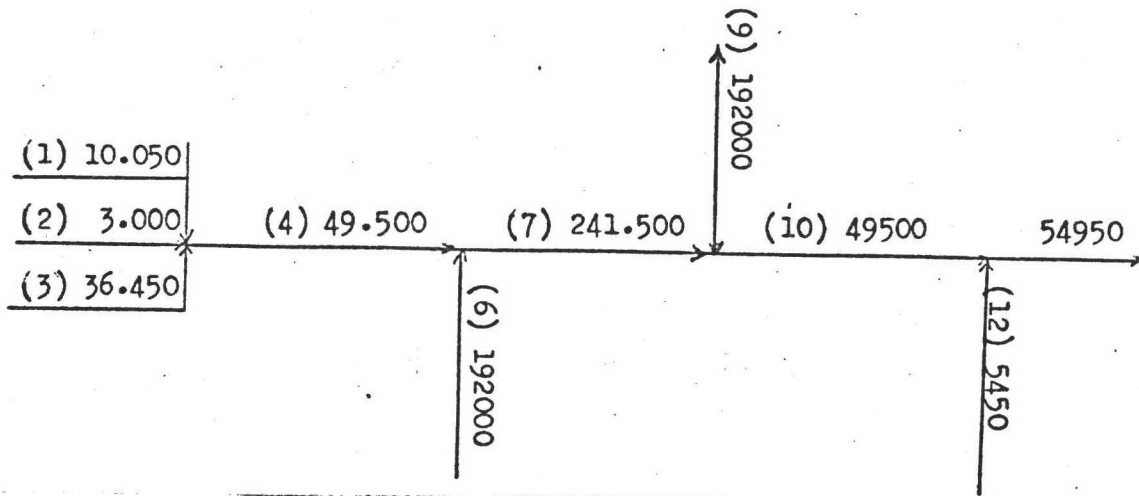
VII.2. Warmterendement.

1	warmteverliezen door afgassen	44 kcal.
2	warmteverliezen door klinker warmteinhoud	67 kcal.
3	warmteverlies door CO in het afgas	<u>124</u> kcal.
		235 kcal.
	toegevoegde warmte d.m.v. cokes	722 kcal.
	rendement 67,5 %	

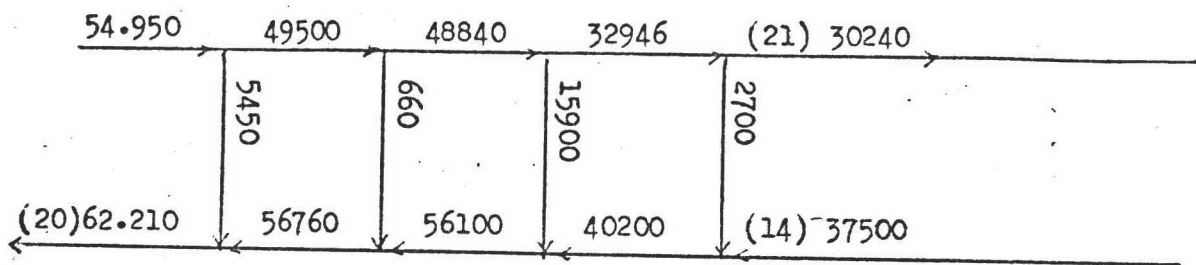
Warmteverliezen door straling zijn gering, bij goede isolatie van de oven (litt. 19). Deze worden daarom gelijk gesteld aan nul.

VII.3. MASSABALANS

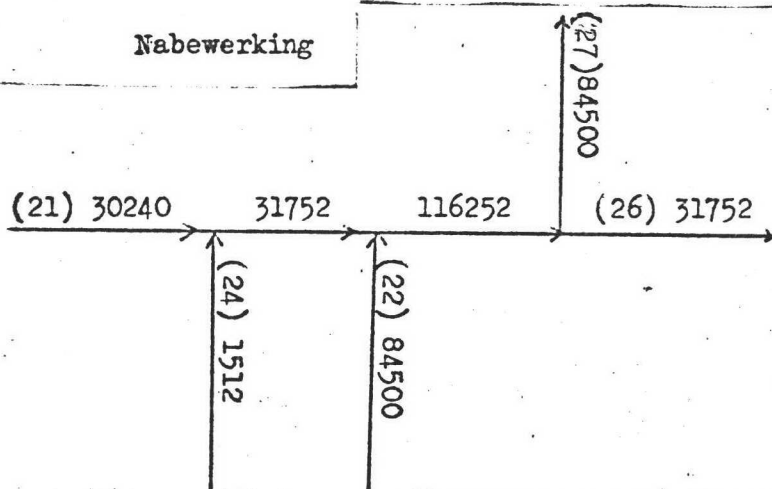
Vorbewerking



Schachtoven



Nabewerking



(1) = Stroomnummer

Massastromen in kg/dag

VIII. Specificatie apparatuur

In onderstaande apparatenlijst zijn van de in de fabriek op te stellen apparatuur één of meer karakteristieke grootheden genoemd. Uitgangspunt hierbij was o.a. dat niet overal in de fabriek volkontinu gewerkt zal worden. Hiervoor hebben we twee redenen. Ten eerste willen we lawaai voorkomen door s'nachts niet te malen, ten tweede is volkontinu werk in een fabriek vermoedelijk een cultuurvreemd element in Botswana. Een B of een C in de lijst geven aan of een apparaat batch resp. kontinu zal worden bedreven, een 2 of een 4 geeft aan of dit in twee- of in 4 ploegendienst zal gebeuren.

APPARATENLIJST

<u>Apparaat</u>	<u>Nummer</u>	<u>Vermogen</u>	<u>Kapaciteit</u>	<u>Karakteristieke Dimensie(s)</u>	<u>Bedrijfsvoering</u>
Silo	S 1			2,5 m ³	B 2
Batchweger	W 2		1 ton	1 m ³	B 2
Silo	S 3			1 m ³	B 2
Batchweger	W 4		0,25 ton	0,25 m ³	B 2
Silo	S 5			7,5 m ³	B 2
Batchweger	W 6		2 ton	2 m ³	B 2
Transportband	Tr7		13 ton/hr	5 m	B 2
Mixer	M 8		4 ton/hr		B 2
Elevator	E 9		4 ton/hr		B 2
Silo	S 10			12 m ³	B 2
Molen	M 11	74 kW	5 ton/hr		C 2
Pomp	P 12	21 kW	10 ⁴ m ³ /hr		C 2
Cycloon	C 13		10 ⁴ m ³ /hr	3,5 m	C 2
Stoffilter	F 14		10 ⁴ m ³ /hr		C 2
Elevator	E 15		5 ton/hr		C 2

Granuleerbord	G 16	1,9 kW	2,1 ton/hr	1,11x0,24 m	C 4
Schroefgoot	Tr17		1,25 ton/hr		C 4
Pomp	P 18	1,6 kW	1300 m ³ /hr		C 4
Silo	S 19			12 m ³	C 4
Schachtoven	O 20			1,20m ² x2m	C 4
Cycloon	C 21		2160 m ³ /hr	0,5 m	C 4
Cycloon	C 22		2160 m ³ /hr	0,5 m	C 4
Elevator	E 23		2 ton/hr	5 m	C 4
Silo	S 24			9 m ³	C 2
Molen	M 25	74 kW	2,2 ton/hr		C 2
Silo	S 26			2 m ³	C 2
Pomp	P 27	9 kW	4400 m ³ /hr		C 2
Cycloon	C 28		4400 m ³ /hr	0,8 m	C 2
Silo	S 29			20 m ³	C 2
Stofffilter	F 30		4400 m ³ /hr		C 2

IX Symbolenlijst

A	oppervlak	m^2
A, A	doorsnee van de schachtoven	m^2
A_{wr}	energiedissipatie per massa-eenheid	J/kg
C_p	soortelijke warmte bij konstante druk	J/kg ⁰ C
$C_{O_2, g}$	zuurstof concentr. in bulk van gasfase	mol/m ³
$C_{O_2, g}$	zuurstof concentr. in grensvlak granule	mol/m ³
d	lengte, diameter	m
d'	indringdiepte in een granule	m
D_g	granulediameter	m
D, D_{O_2}	equimolaire diffusiecoëff. v. zuurstof	m ² /s
g	versnelling van de zwaartekracht	m ² /s
h	warmteoverdrachtscoëfficiënt	W/m ² °C
h, H	hoogte	m
H_v, H_s, H_k	hoogte van resp. voorwarm- sinter- en koelzone	m
H	reaktieenthalpie	J/mol, kcal/kg
ΔH	enthalpieverandering	"
ΔH_r	reaktieenthalpie	"
$\Delta H_{r, s}$	standaard reaktieenthalpie	"
ΔH_{klei}	dehydratatie-warmte van klei	"
k_g	stofoverdrachtskonstante voor gasfilmdiffusie	m/s
K	konstante	
K_w	weerstandsfactor	
m	massa	kg
m_i	massa van i ^e komponent	kg
m_g	m_i	kg
M	gemiddeld molgewicht	
M_i	molgewicht van i ^e komponent	
M_d	molgewicht van waterdamp	
M_g	gemiddeld molgewicht van het gas	
n	aantal molen	
n	aantal granules per hoogte-eenheid	
P, p	partiaalspanning	N/m ² , ata, cm Hg
$P_{tot.}$	totale druk van een gasmengsel	"
p	verschil tussen pers- en zuigdruk	"
$P_{...}$		

P_{as}	asvermogen van pomp, ventilator, enz.	W, kW
P_e	effektief vermogen van pomp, ventilator enz.	W, kW
r, r_{H_2O}	verdampingswarmte van water	J/kg
R	gaskonstante	$m^3 \text{ cm Hg/mol}^\circ K$
R_g	granulestraal	m
S_u	uitwendig oppervlak van één granule	m^2
S_v	specifiek oppervlak	m^2/m^3
t	tijd	s
t	temperatuur	$^\circ C$
T	temperatuur	$^\circ C, ^\circ K$
U	totale warmteoverdrachtscoëfficiënt	$W/m^2^\circ C$
v_o	superficiële gassnelheid	m/s
$\langle v \rangle$	stroongemiddelde gassnelheid	m/s
V	volume van een zone	m^3
x	hoogte	m
x	molfractie	
X	vochtgehalte van vaste stof	kg/kg
y	molfractie	
Y	vochtgehalte gas	kg/kg
Y_o	vochtgehalte inkomend gas	kg/kg
Y_e	vochtgehalte uitgaand gas	kg/kg
ϵ	porositeit granulebed	
ϕ_A	effektief vermogen, nodig om een medium met massastroom O_m van plaats A naar plaats B te transporteren	W
ϕ_m	massastroom	kg/s
ϕ_v	volumestroom	m^3/s
ϕ_w	warmtestroom	W
λ	warmtegeleidingscoëfficiënt	$W/m^\circ C$
ν	kinematische viskositeit	m^2/s
η	dynamische viskositeit	kg/ms
η_{tot}	overall-rendement van pomp, ventilator, enz. dichtheid	kg/m^3

indices

i	eigenschap van de i^e komponent
in	betreft de ingaande stroom
uit	betreft de uitgaande stroom
gr	betreft de granule
kl	betreft de klinker
g	betreft de gasfase
l	betreft lucht
T	als funktie van de absolute temperatuur, of bij de absolute temperatuur

X. Litteratuur

1. Botswana , Koninklijk Instituut voor de Tropen, landendokumentatie 166,1973.
2. Information Sources on the Cement and Concrete Industry, United Nations , New York, 1972.
3. N. Ramachandrau, World's smallest cement plant, Rock Produkts, Vol 70, mei 1967, 74-76.
4. O. Labahn, W.A. Kaminsky, Ratgeber für Zementingenieure, Bauverlag G.M.B.H., Wiesbaden , 1970.
5. K. Kayatz, Untersuchungen moderner Schachtofenanlagen, Zement-Kalk-Gips, 1965, 45-51.
6. H.Kühl , Der Baustoff Zement, V.E.B. Verlag für Bauwesen, Berlijn, 1967.
7. E.G. Loesche, 50 Jahre automatischer Schachtofen, Aufbereitungstechnik 1962, 262-266.
8. E. Spohn, Der Zementschachtofen von Morgen, Zement-Kalk-Gips(7), 1954, 409-415.
9. E. Spohn, Der Zementschachtofen heute, Zement-Kalk-Gips(11), 1958, 285-290.
10. E. Spohn, Die Hauenschild ' sche Reaktion beim Zementschachtofen, Zement-Kalk-Gips(14), 1961, 105-108.
11. F. Keil, Zement, Berlijn,1971, 314-317.
12. W.A. de Jong, P.J. v.d. Berg, Chemische Reaktorkunde, coll. dikt. m32, T.H. Delft 1969.
13. H. Eigen, Grundlagen der Wärmephysik des Zementschachtofens, Zement-Kalk-Gips, (13) ,1960, 458-466.
14. W. Gumz, Der Schachtofen in allgemeinen Betrachtung, Zement-Kalk-Gips(13), 1960, 208-215.
15. H. Kono, Verbrennungsgeschwindigkeit des Brennstoffs in den Granaliën des Zementschachtofens, Zement-Kalk-Gips(14),1961,507-514.
16. F.M. Lea, The Chemistry of Cement and Concrete, Glasgow 1970 .
17. G.A.M. Diepen, diktaat naar het college van - , T.H. Delft 1968 .
- 18.. A.F. Holleman, Leerboek der anorganische chemie,Groningen ,1959 .

19. H. Eigen, Wärmewirtschaftliche Bedeutung des Wandwärmeverlustes des Kalk- und Zementschachtofens, Zement-Kalk-Gips(11), 1958, 395.
20. A. Czaja, Die Wirkung von verstaubtem Kalk und Zement auf Pflanzen, Qualitas Plantarum et materiae vegetabiles, 1960, 184-212. (bron: Tonindustrie-Zeitung, 1961, 385)
21. E. Schürmann, Zur Frage der Beeinflussung des Gesundheitszustandes von Rindern durch Abgasstaub aus Zementwerken, Tonindustriezeitung, 1961, 508.
22. N. Pilpel, Dust Control in the Cement Industry, British Chemical Engineering(7), 1962, 258-263.
23. H.C. Bauman, Fundamentals of Cost Engineering in the Chemical Industry, Reinhold, New York, 1964.
24. A.G. Montfoort, De Chemische Fabriek, intern rapport behorend bij het college, deel II - Economische Aspecten en Cost-Engineering, 1972.
25. J.A. de Leeuw den Bouter, L.H. de Nie, Fysisch Technische Scheidingsmethoden, coll. dikt. T.H. Delft 1967.
26. Handbook of Chemistry and Physics, The Chemical Rubber Corporation, 52 ed. 1971/72.
27. W.J. Beek, Fysische Transportverschijnselen I, coll. dikt. c48, T.H. Delft, 1965
28. F.C.A.A. van Berkel e.a., Chemische Werktuigen T, coll. dikt. T.H. Delft, 1965.
29. J.H. Perry, Chemical Engineers Handbook, 4th. ed., Mc Graw Hill, New York, 1963.
30. A. Narjes, Wo stehen der Schachtofen heute, Zement-Kalk-Gips(13), 1960, 409-418.

Bijlage A

Berekening van de samenstelling van de cement.

De samenstelling van de cement is uit te drukken in basiskomponenten (CaO, SiO₂) en in mineraalkomponenten (C₃S, C₃A) .

De cementsamenstelling in basiskomponenten wordt berekend uit de grondstofsamenstellingen de verhouding kalksteen/klei.

Deze laatste verhouding wordt gevonden met de praktijkformule (litt.)

$$\frac{K}{Kl} = \frac{ns - c}{c_1 - ns_1}$$

Hierin is : n = hydraulische modulus
c = kalkgehalte in klei
s = silikaatgehalte in klei
c₁ = kalkgehalte in kalksteen
s₁ = silikaatgehalte in kalksteen

De hydraulische modulus wordt voor onze cement (normale Portlandcement) gelijk genomen aan 2,1.

De silikaat- en kalkgehaltes zijn bekend uit III.1.2.

De verhouding kalksteen/klei blijkt in ons geval te moeten zijn : 3,63.

Met behulp van de grondstofsamenstelling, zoals vermeld staat in III.1.2. en deze verhouding is de cementsamenstelling in basiskomponenten te berekenen. Deze staat vermeld in III.1.3.

De samenstelling van de cement in mineraalkomponenten wordt berekend via de praktijkformules (litt. 6) uit de samenstelling in basiskomponenten.

$$C_3S = 4,071 CaO - 7,600 SiO_2 - 6,718 Al_2O_3 - 1,430 Fe_2O_3$$

$$C_2S = 2,867 SiO_2 - 0,7544 C_3S$$

$$C_3A = 2,650 Al_2O_3 - 1,692 Fe_2O_3$$

$$C_4AF = 3,043 Fe_2O_3$$

Invullen van de percentages basiskomponenten levert het percentage mineraalkomponenten, zoals vermeld staat in III.1.3.

De eigenschappen van cement worden uitgedrukt in diverse moduli.

Deze worden als volgt berekend:

$$\text{Hydraulische modulus} = \frac{CaO}{SiO_2 + Al_2O_3 + Fe_2O_3}$$

$$\text{Silikaatmodulus} = \frac{SiO_2}{Al_2O_3 + Fe_2O_3}$$

$$\text{Aluminaatmodulus} = \frac{Al_2O_3}{Fe_2O_3}$$

De waarden van deze moduli moeten voor normaal Portlandcement liggen tussen

- a) hydraulische modulus 2,0 - 2,4
- b) silikaat modulus 1,8 - 3,4
- c) aluminaat modulus 1,5 - 2,5

In ons geval zijn deze waarden: hydr. modulus = 2,1
Si modulus = 2,5
Al modulus = 2,5

In alle gevallen liggen de moduli binnen de normen.

BIJLAGE B

Berekening van de fysische konstanten van tussenprodukten in de schachtoven uit de fysische konstanten van de zuivere stoffen en de samenstelling in de diverse zones.

Berekening van het temperatuurverloop van het gas over de oven.

Bij intrede in de oven : $\phi_m = 0,444 \text{ kg/s}$ lucht.

Samenstelling : 23 gew % O_2 77 gew % N_2 .

Bij het verlaten van de sinterzone: 0,685kg/s N_2, O_2, CO_2, CO .

Samenstelling : 3,1 % CO ; 4,3 % O_2 ; 51,6 % N_2 ; 41,0 % CO_2 .

Bij het verlaten van de dehydratatiezone: 0,692 kg/s N_2, O_2, CO_2, CO, H_2O .

Samenstelling : 3,1 % CO ; 4,3 % O_2 ; 50,9 % N_2 ; 40,4 % CO_2 ; 1,3 % H_2O .

Bij het verlaten van de oven : 0,751 kg/s N_2, O_2, CO_2, CO, H_2O .

Samenstelling : 2,9 % CO ; 3,9 % O_2 ; 46,8 % N_2 ; 37,2 % CO_2 ; 9,2 % H_2O .

Voor de diverse gassamenstellingen kunnen nu de fysische konstanten berekend worden met de volgende formules:

$$\rho_g = \frac{\sum m_i \rho_i}{m_g} \quad \eta_g = \frac{\sum y_i M_i^2 \eta_i}{\sum y_i M_i^2} \quad \lambda_g = \frac{\sum m_i \lambda_i}{m_g} \quad c_{p,g} = \frac{\sum m_i c_{pi}}{m_g}$$

De op deze manier berekende fysische konstanten staan vermeld in VI.1.1. De fysische konstanten van de zuivere componenten staan vermeld in III.1.

Het temperatuurverloop van het gas wordt als volgt berekend:

De warmte die nodig is in elke verwarmzone wordt als volgt uitgerekend:

Om grondstof op te warmen van T_1 tot T_2 is aan warmte nodig :

$$\phi_w = \phi_{m,gr} \bar{c}_{p,gr} \cdot \Delta T$$

Deze warmte koelt de verbrandingslucht af van T_3 tot T_4 :

$$\phi_w = \phi_{m,g} \int_{T_3}^{T_4} c_{p,g} dT$$

Zo is T_3 uit te rekenen, omdat ϕ_w , $\phi_{m,g}$, $c_{p,g}$ en T_4 bekend zijn.

Voor de verdampingszone geldt: $\phi_w = \phi_{m,H_2O} \cdot r_{H_2O}$.

De afkoeling van het gas wordt op dezelfde manier uitgerekend als boven.

Voor de dehydratatiezone geldt: $\phi_w = \phi_{m,kl} \cdot \Delta H_{kl}$.

Op deze manier zijn de temperaturen berekend die vermeld staan in VI.1.1.

Voor de koelzone geldt hetzelfde als voor de verwarmingszones:

$$\phi_{m,g} \int_{T_1}^{T_2} c_{p,g} dT = \phi_w = \phi_{m,kl} \bar{c}_{p,kl} \Delta T$$

Uit deze formule is ϕ_w en T_2 te berekenen, omdat de overige grootheden bekend zijn.

Bijlage C

Berekening van de hoeveelheid benodigde verbrandingslucht.

Er moet 0,10 kg. cokes toegevoegd worden aan de oven, per kg. klinker om de warmtebalans kloppend te krijgen.

Er van uit gaande dat cokes voor 10 % uit as bestaat en voor 90 % uit koolstof, is de theoretisch benodigde hoeveelheid verbrandingslucht gelijk aan $0,116 \cdot \%C = 10,44$ kg lucht/kg klinker. (litt.4)

De hoeveelheid lucht die toegevoegd wordt varieert per oven.

Er is een optimum hoeveelheid lucht:

Bij toevoeging van grote hoeveelheden lucht is het CO-verlies lager, maar de verliezen aan warmte in het afgas groter. Een minimum in deze verliezen ligt voor de meeste ovens bij een luchtoverschot van 1,2.

D.w.z. dat 1,2x de theoretisch benodigde luchthoeveelheid toegevoegd wordt. (litt.30)

In ons geval nemen we dan ook voor de toe te voegen hoeveelheid lucht $1,2 \times 10,44 = 12,5$ kg. lucht per kg. cokes.

Dit komt neer op 1,25 kg. lucht per kg. klinker.

Bijlage D

Berekening van de klinkerkoelzone.

De koelzone wordt berekend met de formule:

$$\phi_w = \frac{A}{H} \int_0^H U \cdot \Delta T dx.$$

Het is nodig om ΔT en U als functie van x te kennen om de integraal op te lossen. Bekend is dat \bar{T}_{kl} en T_g lineair zijn in x . Uit de begin- en eindtemperatuur van gas en klinker is daarom het verband tussen T en x te bepalen.

$$\text{Voor } \bar{T}_{kl} \text{ is dit : } \bar{T}_{kl} = \frac{1240}{H} x + 433 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\text{Voor } T_g \text{ is dit : } T_g = \frac{1024}{H} x + 293 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\bar{T}_{kl} - T_g = \Delta T \quad : \quad \Delta T = \frac{216}{H} x + 140 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$U \text{ is evenredig met } \bar{T}_{kl}^{\frac{1}{2}} \quad \text{dus: } U = K \left(\frac{1240}{H} x + 433 \right)$$

Om de konstante K te berekenen is het nodig om U te kennen bij een bepaalde temperatuur.

U wordt als volgt berekend:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{d'}{\lambda}$$

$$\frac{hd}{\lambda} = 1,8 \text{ Re}^{0,5} \text{ Pr}^{0,33}$$

$$\text{Re} = \frac{\rho v d}{\eta} = \frac{\phi_m d}{A_{\perp} \eta} \quad A_{\perp} = \text{opp. van de doorsnee van de oven.}$$

Invullen van ϕ_m , A_{\perp} , d en geeft $\text{Re} = 176$

Dit levert voor h op : $h = 58,7 \text{ W/m}^{\circ}\text{C}$

U wordt dan : $U = 4,16 \text{ W/m}^2\text{ } ^\circ\text{C}$

De konstante K is dan $0,244$

Het uitwisselend oppervlak A in de formule is gelijk aan $S_v \cdot V$.

Voor een bed van bollen en $v = \frac{A_{\perp} H}{V}$ levert dit : $A = 430$.

Invullen van A , ΔT en U in de integraal geeft:

$$\phi_w = 430 \cdot 0,244 \int_0^H \left(\frac{1240}{H} x + 433 \right) \left(\frac{216}{H} x + 140 \right) dx$$

Uitwerken van de integraal levert voor H : $H = 1,30 \text{ m}$.

Bij de gesinterde klinker is het uitwisselend oppervlak niet gelijk aan het oppervlak van de oorspronkelijke granules, omdat de klinkerkorrels aan elkaar gesinterd zijn, en niet alle oppervlak voor warmtewisseling beschikbaar is. Hoeveel het exakte uitwisselend oppervlak is, is niet te zeggen. Literatuurgegevens spreken van 70 % .

Als 70 % van het oppervlak beschikbaar is voor warmtewisseling wordt de hoogte van de zone $H_k = 1,85 \text{ m}$.

Bijlage E

Berekening van de voorwarmzone.

Zone 1, 3 en 5 worden berekend met de formule:

$$\phi_w = \frac{A}{H} \int_0^H U \Delta T dx.$$

Voor deze zones wordt voor A genomen : $1,42 \text{ m}^2$: de doorsneeoppervak boven in de conische top.

\bar{T}_{gr} en T_g zijn lineair over de hoogte.

U is evenredig met $T_g^{1/4}$.

Zone 1.

Voor zone 1 is :

$$T_g = \frac{98}{H} x + 353 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\bar{T}_{gr} = \frac{80}{H} x + 293 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\Delta T = \frac{18}{H} x + 60 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$U = K \left(\frac{98}{H} x + 353 \right)^{1/4}$$

Om K te berekenen moet U bekend zijn bij een bepaalde temperatuur.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{d'}{\lambda}$$

$$\frac{hd}{\lambda} = 1,8 \text{ Re}^{0,5} \text{ Pr}^{0,33}$$

$$\text{Re} = \frac{\phi_m d}{A \eta} = 342 \quad \text{Pr} = 1 \quad h = 63,5 \text{ W/m}^2\text{ } ^\circ\text{C}$$

$U = 47,5 \text{ W/m}^2\text{ } ^\circ\text{C}$ bij $20 \text{ } ^\circ\text{C}$. Dit levert voor K de waarde op $K = 11,4$

$$U = 11,4 \left(\frac{98}{H} x + 353 \right)$$

$$A = S_v \cdot V = S_v \cdot A \cdot H$$

Voor een bed van bollen levert dit op : $A = 510 H$.

Invullen van A, U, en ΔT in de integraal levert:

$$\phi_w = 510 \cdot 11,4 \int_0^H \left(\frac{98}{H} x + 353 \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{18}{H} x + 60 \right) dx.$$

uitwerken van de integraal en oplossen van H levert $H = 3,86 \cdot 10^{-2} \text{ m}$.

Zone 3.

Voor zone 3 is :

$$T_g = \frac{290}{H} x + 651 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\bar{T}_{gr} = \frac{350}{H} x + 373 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\Delta T = \frac{60}{H} x + 278 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$U + T_g^{1/4} \quad U = K \left(\frac{290}{H} x + 651 \right)^{1/4}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{d'}{\lambda}$$

$$\frac{hd}{\lambda} = 1,8 \operatorname{Re}^{0,5} \operatorname{Pr}^{0,33}$$

$$\operatorname{Re} = \frac{\phi_m d}{A_1 \eta} = 308 \quad h = 61 \quad U = 47,2 \quad K = 11,3$$

$$U = 11,3 \left(\frac{290}{H} x + 651 \right)^{1/4}$$

$$A = 510 \cdot H$$

Dit levert op :

$$\phi_w = 510 \cdot 11,3 \int_0^H \left(\frac{290}{H} x + 651 \right)^{1/4} \left(-\frac{60}{H} x + 278 \right) dx$$

Uitwerken van de integraal en berekenen van H :

$$H = 2,04 \cdot 10^{-2} \text{ m.}$$

Zone 5.

Voor zone 5 geldt:

$$T_g = \frac{97}{H} x + 1030 \quad ^\circ\text{K}$$

$$\bar{T}_{gr} = \frac{126}{H} x + 723 \quad ^\circ\text{K}$$

$$\Delta T = -\frac{29}{H} x + 307 \quad ^\circ\text{C}$$

$$U = K \cdot (T_g)^{1/4} = K \cdot \left(\frac{97}{H} x + 1030 \right)^{1/4}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{d'}{\lambda} \quad \frac{hd}{\lambda} = 1,8 \operatorname{Re}^{0,5} \operatorname{Pr}^{0,33} \quad \operatorname{Re} = \frac{\phi_m d}{A_1 \eta} = 308$$

$$h = 61 \text{ W/m}^2\text{ } ^\circ\text{C} \quad U = 47,2 \text{ W/m}^2\text{ } ^\circ\text{C} \quad K = 11,3$$

$$U = 11,3 \left(\frac{97}{H} x + 1030 \right)$$

$$A = 510 H$$

$$\phi_w = 510 \cdot 11,3 \int_0^H \left(\frac{97}{H} x + 1030 \right)^{1/4} \left(-\frac{29}{H} x + 307 \right) dx.$$

Uitwerken van de integraal en berekenen van H :

$$H = 0,59 \cdot 10^{-2} \text{ m.}$$

Berekening van de tweede zone

De tweede zone wordt berekend met de formule:

$$Y_o - Y_e = \int_0^H 1,95 \operatorname{Re}^{0,5} \frac{c_{Pg}^{1/3}}{r_T} \left(\frac{\lambda_g}{\eta} \right)^{2/3} (T_g - \bar{T}_{gr}) A_1 dx.$$

$$Y_o = 0$$

Y

$$Y_e = \frac{P}{P - p} \frac{M_d}{M_g} = 0,015$$

$$A_l = \frac{S_v V}{H} = S_v \cdot A = 510 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$Re = \frac{\phi_m d}{A_l \eta} = 317 \text{ bij } 20^\circ\text{C}$$

$$Re^{0,5} = 76,6 T_g^{-1/4}$$

$$T_g = \frac{200}{H} x + 451 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\bar{T}_{gr} = 373 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\Delta T = \frac{200}{H} x + 178 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Re^{0,5} = 76,6 \left(\frac{200}{H} x + 451 \right)^{-1/4}$$

Invullen van alle bekende waarden in de formule levert:

$$0,015 = 1,95 \left(\frac{0,0190}{1,54} \right)^{2/3} \frac{512}{2,26 \cdot 10^6} 76,6 \int_0^H \left(\frac{200}{H} x + 451 \right)^{-1/4} \left(\frac{200}{H} x + 78 \right) \cdot (0,996 \cdot 10^3 + 0,190 \left(\frac{200}{H} x + 451 \right)) dx$$

Uitwerken van de integraal en oplossen van H levert:

$$H = 1,83 \cdot 10^{-2} \text{ m.}$$

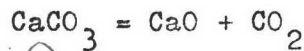
Bijlage 7

*Wanneer
gunde?*

De temperatuur waarbij CaCO_3 aan de wand van de granule begint te ontleden kunnen we berekenen met de volgende relatie tussen de partiëlespanning van kooldioxide p_{CO_2} in het gas en de absolute temperatuur T

$$\log p_{\text{CO}_2} = -7967/T + 6,763 \quad (\text{litt } 9)$$

De dimensie van p_{CO_2} is ata. Deze relatie is de thermodynamische beschrijving van CO_2 het heterogene gas/vast-evenwicht:



Met Gumz (litt. 8) nemen we aan dat dit evenwicht zich instelt. In relatie () is de temperatuurafhankelijkheid van de enthalpie- en entropieverandering bij reactie verdisconteerd.

De CO_2 -partiëlespanning berekenen we uit de molfractie CO_2 (tabel) in het gasmengsel aan de bovengrens van de sinterzone en de daar heersende totaal druk $p_{\text{tot}} = 1,014 \text{ ata}$ (). Nemen we aan dat we met een mengsel van ideale gassen te maken hebben dan vinden we

$$p_{\text{CO}_2} = 0,303 \text{ ata}$$

Substitutie hiervan in () geeft voor de granulewandtemperatuur aan de bovengrens van de sinterzone

$$T \approx 1090 \text{ }^\circ\text{K} \quad \text{of} \quad t \approx 820 \text{ }^\circ\text{C}$$

In de literatuur treffen we bij H.Eigen () bij een bepaalde schachtoven voor dezelfde p_{CO_2} voor de temperatuur aan

$$\underline{t = 810 \text{ }^\circ\text{C}}$$

Bij onze berekeningen hebben we deze waarde overgenomen.

Bijlage G

Samenstelling en molfrakties van de samenstellende componenten van het gas aan de bovengrens van de sinterzone.

<u>Komponent</u>	<u>Molenstroom</u> (mol/kg kliker)	<u>Molfractie</u>
N ₂	36	0,62
CO ₂	17,4	0,30
O ₂	2,55	0,044
CO	2,1	0,036

Bijlage H

De afhankelijkheid van de dichtheid van het gas in de schachtoven van de druk t.o.v. die van de temperatuur.

We vergelijken met elkaar $(\Delta\rho/\Delta p)_{T=\text{konstant}}$ en $(\Delta\rho/\Delta T)_{p=\text{konstant}}$

We kiezen voor

$\Delta p = 2,5 \cdot 10^{-2}$ ata (=verschil tussen pers- en zuigdruk van ventilator)

$T = \text{konstant} = 20$ °C (=minimum temperatuur in koelzone)

$\Delta T = 1024$ °C (maximale temp. verschil in koelzone)

$p = 1$ ata

Voor ρ geldt $\rho = M \cdot p_{\text{tot}} / (R \cdot T)$ (zie VI.2.2.)

Uitwerking levert

$$\Delta\rho_{t=20^\circ\text{C}} = \Delta p / T \cdot M / R = 10 \text{ M/R}$$

$$\Delta\rho_{p=1\text{ata}} = p \cdot \Delta(1/T) \cdot M / R = 260 \text{ M/R}$$

De invloed van de druk op de dichtheid in de koelzone is nog geen 4% van de invloed van de temperatuur en wordt daarom verwaarloosd.

Bijlage I Kostenberekeningen

We beperken ons tot de investeringskosten en de kostprijs voor een ton cement.

Investeringskosten

Voor de berekening van de investeringskosten gaan we uit van een in India gebouwde fabriek voor de produktie van eveneens 30 ton per dag. Omgerekend in de in Botswana geldende muntëenheid waren de investeringskosten hiervan in het bouwjaar 1966 200.000 Rand. Laten we aannemen dat onze fabriek in 1978 gebouwd zal worden. Er moet dan over een periode van 12 jaar voor de kostenstijging gekorrigeerd worden. Omdat we onze fabriek door een Duitse onderneming (Polysius) willen laten bouwen, nemen we de Duitse kostenindex als maatstaf voor de kostenstijging. De jaarlijkse stijging hiervan over de periode 1966-1970 was 11 (litt. 24 fig VI.1.). We nemen aan dat deze stijging onveranderd doorzet over de periode 1970-78. De investeringskosten zullen dan bedragen $2,32 \times 200.000 = 460.000$ Rand. In koersen van 1973 zal dit overeenkomen met f 1.840.000.

Swaziland methode

*geld om berekend te zijn met jaar 1
Duit 1962-100
1971 152*

Kostprijs van een ton cement

De kostprijs is berekend analoog aan de investeringskosten. De resultaten, die samengevat zijn in onderstaande tabel geven een aanwijzing dat het in Botswana in 1978 te produceren cement zal kunnen concurreren met het Zuidafrikaanse.

<u>jaar</u>	<u>Produktiekosten</u> (H.Fl.)/ton	<u>Transportkosten</u> (H.Fl.)/ton	<u>Kostprijs</u> (H.Fl.)/ton
India 1966	34	-	-
Botswana 1966	34	21 (400 km)	55 ^X
1978	-	-	130
Zuid-Afrika 1966	- ^{XX}	32 (600 km)	-
1971	37 ^X	- ^X	-
1978	66 ^X	75	141

X = Kostenindexstijging is 11 per jaar

XX = Gegevens van Zuidafrikaanse ambassade

Gehanteerde koersen: 1966: 1R = f5,- = \$1,25
1971: 1R = f4,25
1978: 1R = f4,- = \$1,-

*op basis van
geld gekost met om cement*

