

MASTER

Fluidisatie onderzoek

Vermeulen, G.J.

Award date:
1963

[Link to publication](#)

Disclaimer

This document contains a student thesis (bachelor's or master's), as authored by a student at Eindhoven University of Technology. Student theses are made available in the TU/e repository upon obtaining the required degree. The grade received is not published on the document as presented in the repository. The required complexity or quality of research of student theses may vary by program, and the required minimum study period may vary in duration.

General rights

Copyright and moral rights for the publications made accessible in the public portal are retained by the authors and/or other copyright owners and it is a condition of accessing publications that users recognise and abide by the legal requirements associated with these rights.

- Users may download and print one copy of any publication from the public portal for the purpose of private study or research.
- You may not further distribute the material or use it for any profit-making activity or commercial gain

FLUIDISATIE ONDERZOEK

Verslag afstudeeronderzoek
G.J.Vermeulen
September 1962

INHOUD

- I. Samenvatting
- II. Doel van het onderzoek
- III. Inleiding
- IV. Beschrijving van de apparatuur en het systeem
 - IV.1. De apparatuur
 - IV.2. Het systeem
 - IV.2.1. Specificatie van de verse katalysator
 - IV.2.2. Bepaling van de dichtheid van de spendcat
 - IV.2.3. Deeltjesgrootteverdeling van de spendcat
 - IV.3. Beperking van dit onderzoek
- V. Het fixed bed
 - V.1. Afleiding van de Kozeny-vergelijking
 - V.2. De formule van Ergin voor gepakte bedden
 - V.3. Bepaling van de dichtheid van de vaste stof en het specifiek oppervlak met behulp van de formule van Ergin voor de drukval over gepakte bedden
 - V.4. Berekening van de porositeit voor het fixed bed en het homogeen gefluidiseerde bed
 - V.5. De overgang tussen het fixed bed en het homogeen gefluidiseerde bed (incipient fluidization)
 - V.6. Het experimentele gedeelte
 - V.6.1. Wat er aan de hand van de voorgaande literatuurstudie aan het gepakte bed te meten is.
 - V.6.2. De $u - \Delta P$ curve
 - V.6.3. Meerdere $u - \Delta P$ curven
- VI. Het geëxpandeerde bed (homogeen gefluidiseerde bed)
 - VI.1. Literatuuronderzoek naar de wijze, waarop de bedexpansie beschreven kan worden
 - VI.1.1. Weergave van de bedexpansie volgens J. Beránek
 - VI.1.2. Beschrijving van de bedexpansie, gebaseerd op de Kozeny-vergelijking
 - VI.2. Het experimentele gedeelte
 - VI.2.1. Contrôle op de toepasbaarheid van de Kozeny-vergelijking op het homogeen gefluidiseerde bed
 - VI.2.2. Het zoeken naar een modelregel, die de bedexpansie beschrijft
- VII. Het niet-homogeen gefluidiseerde bed (aggregative fluidization)
 - VII.1. Literatuuronderzoek
 - VII.1.2. Fluidization efficiency volgens Leva
 - VII.1.3. Uniformity index van Morse en Ballou
 - VII.1.4. Kwaliteit van fluidisatie door het meten van de drukfluctuaties over het gefluidiseerde bed
 - VII.1.5. Toepassing van Röntgenstraling in het gefluidiseerde bed

- VII.1.6. Kwaliteitsonderzoek met behulp van gammastraling
- VII.1.7. Kwaliteitsmeting met behulp van een microfoon
- VII.1.8. De vorm, de stijgsnelheid en de coalescentie van bellen
 - VII.1.8.1. De stijgsnelheid van de bellen
 - VII.1.8.2. De vorm van de bellen
 - VII.1.8.3. De coalescentie van bellen
 - VII.1.8.4. Belvorming aan een orifice
- VII.1.9. Instabiliteit van het gefluidiseerde bed
 - VII.2. Het experimentele gedeelte
 - VII.2.1. Inleiding
 - VII.2.2. Keuze van de te gebruiken meetmethode
 - VII.2.3. Het instabiliteitsverschijnsel
 - VII.2.4. Bepaling van de porositeit van de dichte fase als functie van de superficiele-snelheid
 - VII.2.5. Coalescentie van bellen

Bijlage I

Bijlage II

I. Samenvatting

De werkzaamheden, die tot nu toe verricht zijn, vormen een inleiding tot het definiëren van een kwaliteitscriterium voor fluidisatie. Systematisch is onderzocht aan de hand van literatuuronderzoek en eigen proeven in welke verschijningsvormen het fluidbed voorkomt. Voor het gepakte bed is met behulp van de Kozeny-vergelijking het specifieke oppervlak (geometrisch oppervlak) van de katalysator berekend.

$$(S_v = 2,6 \times 10^5 \frac{1}{m}).$$

Aangegeven is hoe met behulp van de formule van Ergin voor de drukval over gepakte bedden, de dichtheid van de vaste stof en het geometrisch oppervlak kunnen worden bepaald.

In de literatuur worden verschillende mogelijkheden genoemd om de overgang van gepakt bed naar het homogeen gefluidiseerde bed te definiëren. Getracht is om het geëxpandeerde, homogeen gefluidiseerde bed te beschrijven met behulp van de Kozeny-vergelijking, met als parameter L_0/D .

Aan de hand van een uitgebreid literatuuronderzoek is nagegaan op welke wijze de kwaliteit van fluidisatie gedefinieerd en gemeten wordt. Een nieuwe methode wordt geïntroduceerd om met behulp van een condensator-microfoon, die boven het gefluidiseerde bed is aangebracht, de bellen die het bed verlaten, naar grootte en aantal te registreren.

Als kwaliteitsfactor is gedefinieerd:

$$K_w = \frac{\sqrt{V}}{\bar{B} S^2}$$

waarin:

\bar{B} = de gemiddelde belgrootte is met S^2 als variantie.

\sqrt{V} = de gemiddelde frequentie is, waarmee de bellen het gefluidiseerde bed verlaten.

Met behulp van capaciteitsmetingen, waarbij de condensatorplaten over het bed zijn aangebracht, is de porositeit van de dichte fase als functie van de superficiele-snelheid bepaald. Voor lage gassnelheden blijkt de porositeit van de dichte fase afhankelijk te zijn van de superficiele-snelheid.

De capaciteitsmetingen maken het ook mogelijk om coalescentie van bellen en instabiliteitsverschijnselen van het gefluidiseerde bed aan te tonen.

Alle proeven zijn uitgevoerd met eenzelfde systeem (vaste stof: spendcat, fluidum: lucht) en opstelling.

Op de conclusies, die uit de experimenten kunnen worden getrokken, zijn de bovenstaande beperkingen van toepassing.

II. Doel van het onderzoek

Het fluidisatie onderzoek heeft tot doel:

- 1) Het definiëren van een kwaliteitscriterium voor fluidisatie en het ontwikkelen van een meetmethode hiervoor.
- 2) Nagaan in hoeverre dit kwaliteitscriterium afhankelijk is van het gebruikte systeem (fluidum, vaste stof) en van de gebruikte apparatuur.
- 3) Het opstellen van experimentele modelregels, waarin de kwaliteitsfactor voor fluidisatie gegeven wordt in afhankelijkheid van parameters, die betrekking hebben op:
 - a) afmetingen van de gebruikte apparatuur (L_0/D)
 - b) het gebruikte systeem (vaste stof, fluidum)

III. Inleiding

Literatuur ref. 1,2,3 en 4.

Fluidisatie is de verzamelnaam voor de verschijnselen, die optreden indien een fluidum in opwaartse richting door een los gestorte vaste stofmassa stroomt. Afhankelijk van de hoeveelheid fluidum kunnen de volgende karakteristieke verschijningsvormen van het gefluidiseerde bed optreden:

- 1) Het fixed bed:
De deeltjes rusten in een losse stapeling op elkaar. Het fluidum stroomt door de intergranulaire ruimten omhoog.
- 2) Het homogeen gefluidiseerde bed (particular fluidization):
Het fluidum stroomt zeer fijn verdeeld door de vaste stofmassa. De deeltjes komen los van elkaar, waardoor deze als het ware door een gasfilm omgeven worden.
- 3) Het niet-homogeen gefluidiseerde bed:
Een deel van het fluidum gaat in de vorm van bellen (gaspockets) door het bed omhoog; dit gaat gepaard met een sterke beweging van de vaste stof. Er zijn twee fasen te onderscheiden:
 - a) de continue dichte fase (densefase)
 - b) de diskontinue ijle fase (dilutefase)
- 4) Slugging:
De bellen nemen een diameter aan, die gelijk is aan de diameter van het fluidbed. De vaste stof, die door deze bellen opgestuwd wordt, regent ten dele door de bel omlaag, terwijl de resterende vaste stof langs de wand van het fluidbed en de bel naar beneden ontsnapt.
- 5) Channelling:
Het gas ontwijkt door nauwe kanalen, die zich in het bed hebben gevormd, zonder verder met de vaste stof in contact te komen.
- 6) Entrainment:
Bij hoge gasdebieten worden de deeltjes meegevoerd in de gasstroom.

Slugging is de uiterste vorm van niet-homogene fluidisatie en is te vermijden door de L_0/D verhouding te verkleinen.

Channelling treedt op als de vaste stof niet geschikt is voor fluidisatie. De oorzaken hiervan kunnen zijn:

- 1) De deeltjes zijn zeer grillig van vorm, waardoor ze in elkaar haken.
- 2) De vaste stof is vochtig of vettig, waardoor de deeltjes op elkaar kleven.
- 3) Een slechte gasverdeelpaat onder in het bed.

Bij dit onderzoek zijn systeem en apparaat zodanig gekozen, dat alleen de eerste drie van bovengenoemde verschijningsvormen van fluidisatie optreden.

In het fixed bed en het homogeen gefluidiseerde bed is het contact tussen fluidum en vaste stof het meest intensief. In het niet-homogeen gefluidiseerde bed wordt het contact tussen vaste stof en het gas slechter naarmate er een groter deel van het totale gasdebiet in de vorm van bellen door het bed gaat en naarmate de diameter van de bellen toeneemt. Indien de grootte van de bellen zou kunnen worden gemeten naast het aantal bellen, dat per tijdseenheid door het bed opstijgt, is het mogelijk een criterium voor de kwaliteit van fluidisatie aan te leggen. Dit criterium is dan een maat voor het contact tussen het gas en de vaste stof. De gewenste waarde van deze kwaliteitsfactor is geheel afhankelijk van de toepassing die men aan het fluidbed wil geven. De extrema in deze zijn:

- 1) Het fluidbed als mengsel. De eis, die hiervoor wordt gesteld, is menging en geen intensief contact tussen vaste stof en gas. Door grote bellen wordt de menging in het fluidbed bevorderd.

- 2) Het fluidbed als reactor of droger. De vaste stof is een katalysator of het te drogen medium. Hier geldt als eis een zeer intensief contact met de vaste stof, c.q. een hoge waarde van de kwaliteitsfactor.

Dit onderzoek heeft zich niet direct gericht op het meten van de bel- len in aantal en grootte, maar eerst is getracht om met behulp van lite- ratuurgegevens en eigen onderzoek de volgende vormen van het gefluidi- seerde bed en de daarbij optredende overgangsvormen te beschrij- ven:

1. Het fixed bed
2. Het begin van fluidisatie
3. Homogene fluidisatie
4. Niet-homogene fluidisatie

IV. Beschrijving van apparatuur en systeem

IV.1. Het apparaat.

Het fluidbed bestaat uit een glazen buis, die aan de onderkant is afge- sloten door een filterplaat van gesinterd metaal (zie fig. 1).

L' : de hoogte van de glazen buis.

D : diameter van de glazen buis.

L_0 : hoogte van de vaste stofmassa bij het begin van fluidisatie.

P : drukval over het bed.

Dit onderzoek is beperkt gebleven voor $D = 10$ cm, terwijl L' en L_0 ge- varieerd zijn. Om vergelijkbare resultaten te verkrijgen is steeds met eenzelfde filterplaat gewerkt.

Merk filterplaat : SIPERM No. R 1-2.

De filterplaat is opgebouwd uit gesinterde korrels van roestvrij chroom- nikkelstaal. De diameter van de korrels is 1-2 mm. De porositeit van het filter is opgegeven als het vrije volume per volume-eenheid van het to- tale volume van het filter en bedraagt 46 %.

Vlak boven het filter is een drukaansluiting aangebracht, evenals aan de bovenkant van het fluidbed om de drukval over het bed te kunnen meten. De buffervaten dienen om drukfluctuaties in de luchttoevoer te elimine- ren.

Tijdens het onderzoek is gebleken, dat de fluidisatie-eigenschappen, met name de bedexpansie en het later te bespreken instabiliteitsverschijnsel, sterk beïnvloed worden door de nauwkeurigheid, waarmee het fluidbed wordt opgebouwd. Het is van essentieel belang er voor te zorgen, dat de filter- plaat precies horizontaal uitgericht wordt en de glazen buis loodrecht op de filterplaat wordt geplaatst.

IV.2. Het systeem.

Het gebruikte fluidum is lucht.

De gebruikte vaste stof bij deze proeven is een spendcat. Dit is een alu- minium-siliciumoxyde katalysator, die reeds in een katalytische kraakin- stallatie is gebruikt.

IV.2.1. Specificatie van de verse Ketjencat, naar opgave van de fabrikant:

Fluid Cracking Catalyst
Grade 13 - 65 - 80 (Regular)

Typical Chemical and Physical Characteristics:
Loss on Ignition.

(Wett basis)

wt % 15

Chemical Analysis:

(Dry basis)

AL ₂ O ₃	wt %	13,00
Na ₂ O	wt %	0,01
Fe	wt %	0,03
SO ₄	wt %	0,80

Aangenomen rest is SiO₂.

Particle Size Distribution:

Sieve-Sedimentation or Rollermethodes

149 micron	wt %	98
80 ,,	wt %	71
74 ,,	wt %	65
40 ,,	wt %	19
20 ,,	wt %	4

Physical Characteristics:

Apparent Bulk Density:	g/cm ³	0,43
Surface Area :	m ² /g	650
Pore Volume :	cm ³ /g	0,80

IV.2.2. Bepaling van de dichtheid van de vaste stof.

- a) Met behulp van de chemische samenstelling van de verse katalysator, volgens de specificatie van Ketjen.

Op 100 gr cat:

15 gr vocht	= 1	volume is 15 cm ³
11 gr AL ₂ O ₃	= 3,7	volume is 3 cm ³
73 gr SiO ₂	= 2,3	volume is <u>31,5 cm³</u>
		49,5 cm ³

.. Dichtheid ± 2 gr per cm³

- b) Bepaling van de dichtheid met behulp van verdringing door water.

Procedure:

Droge maatkolf van 100 cm³ vullen met 5 tot 10 gr katalysator. De maatkolf vervolgens vullen met ca. 50 cm³ water, goed schudden en daarna in een exicator plaatsen. Het leegzuigen van de exicator heeft tot doel om te bevorderen, dat de lucht uit de poriën wordt gezogen en deze zich vullen met water. Na ongeveer een uur wordt weer lucht in de exicator toegelaten, de maatkolf geschud en weer vacuum getrokken. Dit herhaalt zich drie à vier maal. Hierna de maatkolf aanvullen tot 100 cm³.

De dichtheid, berekend uit vijf bepalingen, levert als gemiddelde op $\rho_s = 2080 \text{ kg/m}^3$.

Een aanvulling op deze methode is om de katalysator eerst te verzadigen met koolzuur door achtereenvolgens de exicator leeg te zuigen en te vullen met koolzuur. Koolzuur lost veel beter op in water dan lucht. (oplosbaarheid van lucht: 0,015 gr/100 cm³ water; oplosbaarheid CO₂: 0,1688 gr/100 cm³ water).

Nadat de katalysator op deze wijze verzadigd is met water, volgt verder de bovengenoemde procedure.

De gemiddelde dichtheid uit vijf waarnemingen is 2180 kg/m³. Deze waarde is in de verdere berekeningen gebruikt.

- c) Beranek en Klumpar (lit.ref.4) noemen nog een andere methode om de dichtheid van poreus materiaal te bepalen. In plaats van gasadsorptie om de poriën geheel gevuld te krijgen met water, wordt de inhoud van de maatkolf, c.q. pyknometer, eerst gekookt, waarna de vloeistof aangevuld wordt tot aan de streep. Het is niet erg bevorderlijk voor de calibratie van een pyknometer om deze te verwarmen. Eerst inwegen in een bekersglas van het monster, toevoegen van water, koken en daarna kwantitatief overbengen van het monster in een maatkolf of pyknometer is een betere uitvoering van deze bepaling. Tot nu toe is de dichtheid niet op deze manier bepaald.

IV.2.3. Deeltjesgrootteverdeling van de spendcat.

Met behulp van de microscoop is door tellen en meten de deeltjesgrootteverdeling bepaald. De telling strekt zich uit over ongeveer 300 deeltjes.

Tabel I

Aantal deeltjes in procenten van het totaal aantal	Grootte in mm
0,9 %	$d > 0,15$
5,6 %	$0,15 > d > 0,10$
22,1 %	$0,10 > d > 0,05$
44,9 %	$0,05 > d > 0,02$
26,5 %	$d < 0,02$

IV.3. Beperking van het onderzoek.

Behalve de variatie in vulgewicht en hoogte van het apparaat (L' : 40 of 140 cm), zijn er geen variaties aangebracht in het systeem en apparaat. De conclusies, die uit de resultaten mogen worden getrokken, gelden dan ook alleen maar voor dit systeem en apparaat.

Zoals al eerder is opgemerkt, beïnvloedt het al dan niet nauwkeurig horizontaal uitgericht zijn van de filterplaat de fluidisatie-eigenschappen van de vaste stof. D.w.z.: de fluidisatie-eigenschappen bij een bepaalde zeefplaat behoeven zonder deze voorzorg bij de montage van het fluidbed niet reproduceerbaar te zijn.

In de geraadpleegde literatuur wordt zelden of nooit vermeld welke soort zeefplaat is gebruikt of, in het algemeen, hoe de lucht in het bed gevoerd wordt, terwijl het fluidisatie-karakter van de vaste stof mede hierdoor wordt bepaald.

V. Fixed Bed

Literatuur ref.5.

Het fixed bed is te omschrijven als een toestand waarin de vaste stofdeeltjes zich in een losse stapeling bevinden en het fluidum door de intergranulaire ruimten omhoog stroomt.

De afleiding van de Kozeny-vergelijking is gebaseerd op de aanname, dat de opeenvolgende intergranulaire ruimten kanaaltjes vormen.

Het wandeffect is het verschijnsel, dat de porositeit van de vaste stof langs de binnenwand van het bed groter is dan de gemiddelde porositeit. Dit geldt sterker naarmate de deeltjes groter worden en de diameter van het bed afneemt. Tengevolge van dit effect is er een snelheidsprofiel over de doorsnede van het bed.

C.E.Schwarz en J.H.Smith (lit.ref.5) laten zien, dat dit effect afneemt, naarmate D/dP groter wordt. Uit de numerieke gegevens blijkt, dat de D/dP voor de spendcat die we hier gebruiken, voldoende groot is om met dit ef-

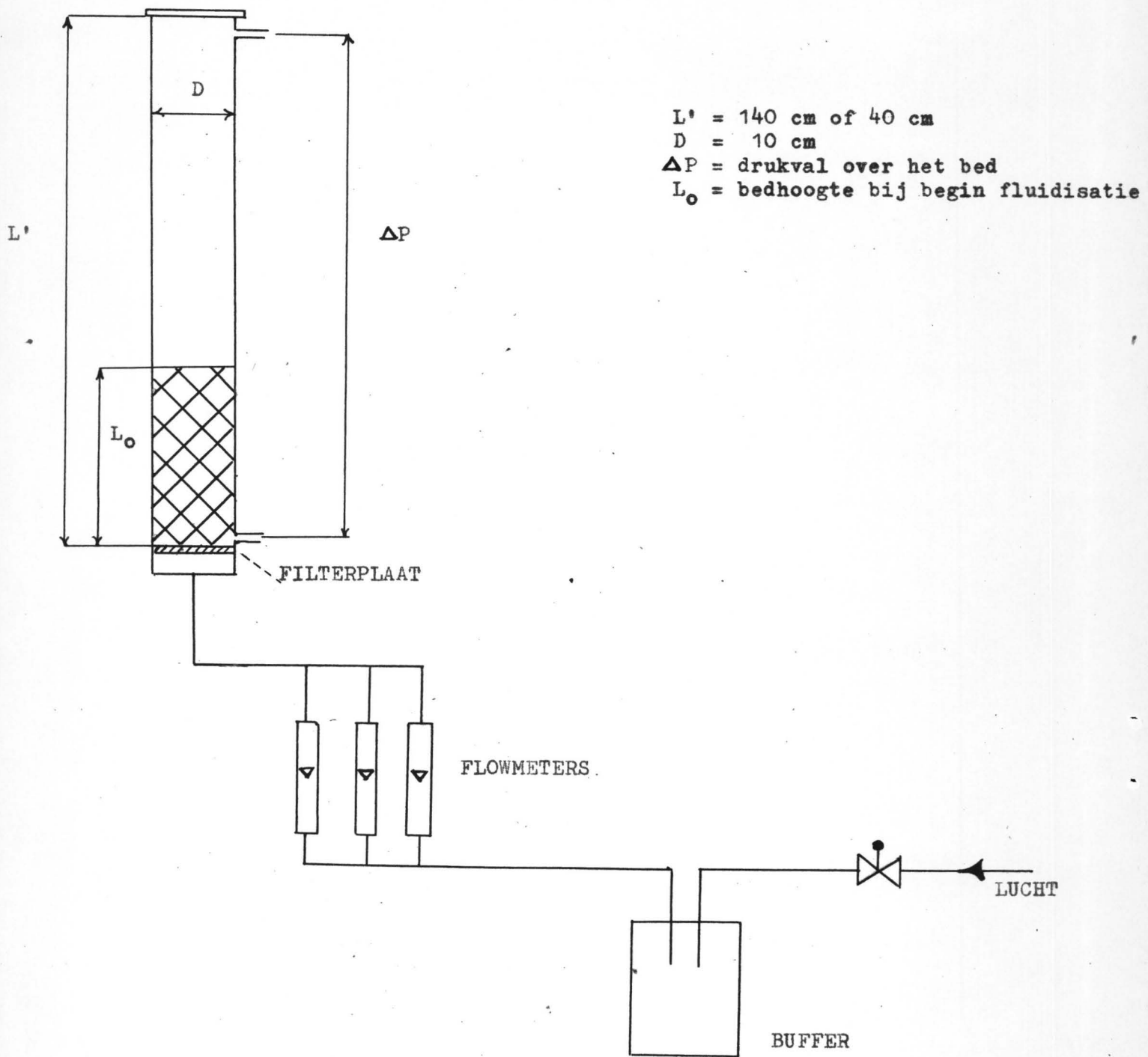


FIG. 1

fect geen rekening behoeven te houden.

Voor de grootste deeltjes $D/d_p = 100/1,5 = 67$

Voor de kleinste deeltjes $D/d_p = 100/0,2 = 500$

V.1. Afleiding van de Kozeny-vergelijking.

Lit.ref. 6.

Als uitgang de formule van Hagen-Poiseuille, die de laminaire stroming in pijpen beschrijft.

$$u_1 = \frac{d^2 \Delta P_f}{32 \eta l}$$

5.1

u_1 : de gemiddelde snelheid in de pijp

d : de diameter van de pijp

η : dynamische viscositeit van het fluidum

ΔP_f : drukval over de pijp als gevolg van de wrijving langs de wand

l : lengte van de pijp

Caricatuur van het gepakte bed.

Het bed bestaat uit een groot aantal kanaaltjes.

$$u_1 = \frac{d'^2 \Delta P_f}{K' \eta l'}$$

5.2

u_1 : de gemiddelde snelheid in de poriën

d' : equivalent voor de poriëndiameter

l' : equivalent voor de poriënlengte

K' : konstante

Als het bed willekeurig is gestort, is e (de porositeit) overal hetzelfde en geldt:

$$A \times u = A \times e \times u_1$$

5.3

e : de porositeit

u : superficiële-snelheid, betrokken op de lege doorsnede van het bed

A : oppervlakte van de lege doorsnede van het bed

De poriënlengte wordt evenredig met de bedhoogte gesteld.

$$l' \propto L_0$$

5.4

Definitie:

$$d' = \frac{\text{poriënvolume}}{\text{totaal oppervlak van de deeltjes i/h bed}} = \frac{e}{(1-e)S_v} \quad 5.5$$

S_v : specifiek oppervlak van de vaste stof per volume-eenheid van de vaste stof.

5.3, 5.4, en 5.5 ingevuld in 5.2 :

$$u = \frac{\Delta P}{l} \frac{1}{K''} \frac{e^3}{(1-e)^2 S_v^2 \eta} \quad \text{Kozeny-vergelijking 5.6}$$

K'' : konstante van Kozeny

Invoeren van een gemodificeerd Reynoldsgetal.

$$Re' = \frac{u_1 d' \rho}{\eta}$$

5.5 en 5.3 ingevuld:

$$Re' = \frac{u \rho}{S_v \eta (1-e)} \quad 5.7$$

Frictiefactor en gemodificeerd Reynoldsgetal.

- σ : schuifspanning aan het oppervlak van de deeltjes.
 $l(1-e)$: volume ingenomen door de vaste stof.
 $S_v(1-e)l$: totale weerstand als gevolg van de schuifspanning aan het oppervlak van de deeltjes.
 $e m^2$: het vrije oppervlak over een doorsnede van 1 m^2 .

$$\Delta P e = \sigma S_v l(1-e)$$

$$\sigma = \frac{\Delta P e^3}{S_v l(1-e)} \quad \text{met 5.3}$$

$$\frac{\sigma}{\rho u_1^2} = \frac{\Delta P e^3}{l S_v (1-e) \rho u^2} \quad 5.8$$

Voor laminaire stroming door de poriën is afgeleid: 5.6 en ingevuld in 5.8 :

$$\frac{\sigma}{\rho u_1^2} = \frac{(1-e)^2}{e^3} \eta K'' S_v^2 \frac{e^3}{S_v (1-e) u^2}$$

$$= \frac{K'' \eta S_v (1-e)}{\rho u} = K'' Re'$$

$$\frac{\sigma}{\rho u_1^2} = K'' Re'^{-1} \quad 5.9$$

$\frac{\sigma}{\rho u_1^2}$ = frictiefactor (dimensieloos).

Re' = gemodificeerd Reynoldsgetal (dimensieloos).

K'' is voor gepakte bedden gemiddeld ongeveer 5. K'' varieert met de orientatie van de vulling en met de soort vulling van het bed. De waarde van 5 voor K'' is bepaald voor vullingen, zoals : ringen, cilindren, zadels en kubussen. Het is zeer de vraag of de waarde van

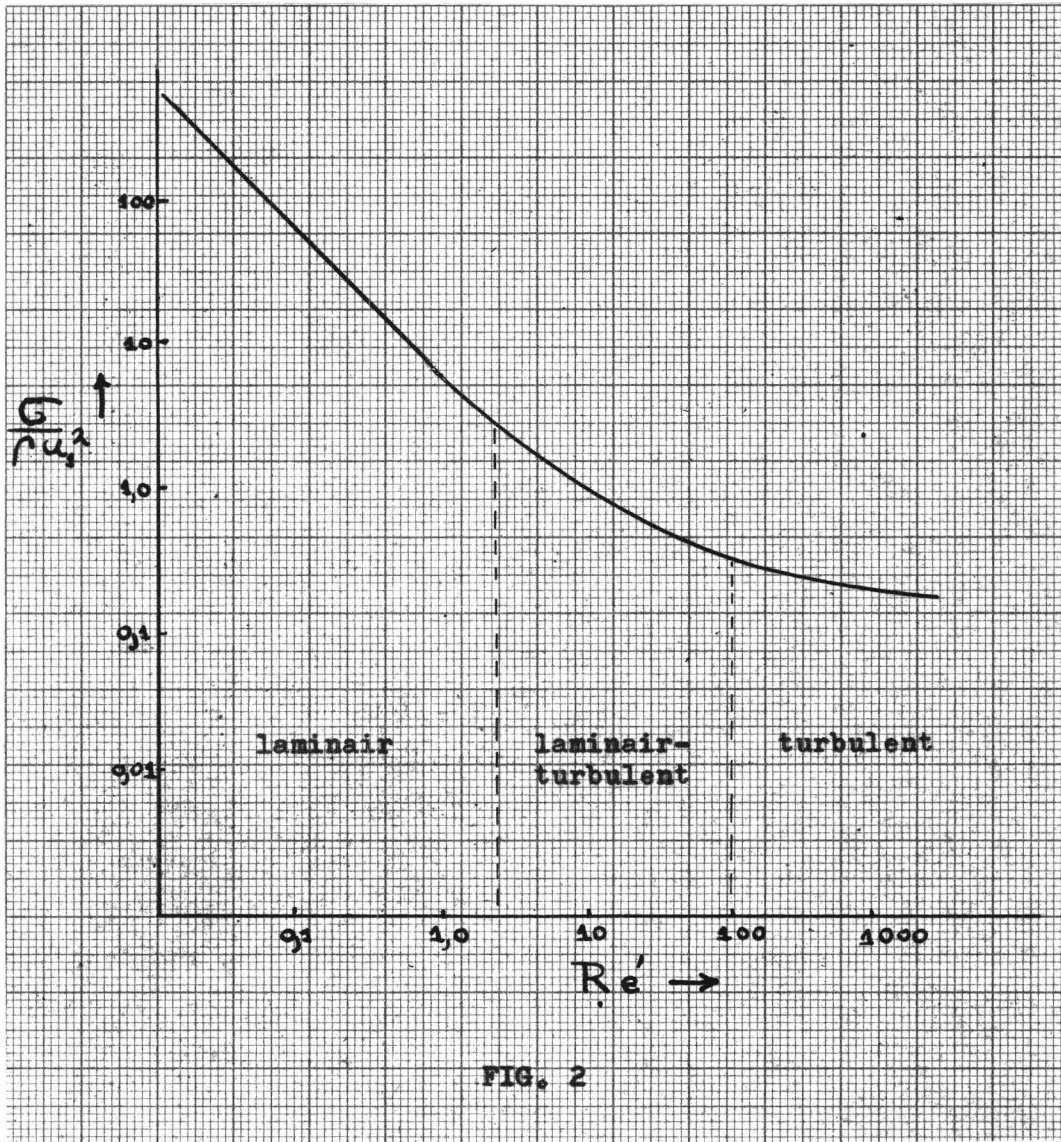


FIG. 2

5 voor K'' ook geldt voor de spendcat, die hier gebruikt is. Experimenteel zal moeten worden nagegaan of voor het fixed bed de aanname van laminaire stroming in de intergranulaire ruimten juist is, door voor het fixed bed de afhankelijkheid tussen de frictiefactor en Re' te bepalen. Als dit een rechte is, dan is de aanname van laminaire stroming in de intergranulaire ruimten juist en is uit de helling van de lijn K'' te bepalen. In fig. 2 is de afhankelijkheid van de frictiefactor met Re' voor de verschillende stromingstoestanden weergegeven.

V.2. De formule van Ergin voor gepakte bedden.

Literatuur ref. 7 en 8.

Ergin leidt de volgende formule af voor de drukval over een gepakt bed:

$$\frac{\Delta P}{l} = 150 \frac{(1-e)^2}{e^3} \frac{\eta u}{D_p^2} + 1,75 \frac{(1-e)}{e^3} \rho u^2 \quad 5.10$$

Ergin gaat achtereenvolgens na wat de invloed is van:

- 1) De superficiële-snelheid, uitgaande van de vergelijking van Reynolds voor de drukval over een gepakt bed.

$$\frac{\Delta P}{l} = a u + b \rho u^2 \quad 5.11$$

a en b zijn konstanten.

Bij lage snelheden is de drukval evenredig met u .
 ,, hoge ,, ,, ,, ,, ,, ,, u^2 .

- 2) De invloed van de viscositeit.

$$\frac{\Delta P}{l u} \text{ nadert voor lage waarden van } u \text{ tot } a.$$

Dit is niets anders dan de wet van Poiseuille. $a \propto \eta$

- 3) Invloed van de porositeit.

Leva: de drukval bij lage snelheden is evenredig met $\frac{(1-e)^2}{e^3}$,
 bij hoge snelheden evenredig met $\frac{(1-e)}{e^3}$.

- 4) De invloed van de deeltjesgrootte en het oppervlak van de deeltjes. Ergin leidt af hiervoor:

$$\frac{\Delta P}{l} = 2\alpha S_v^2 \eta \frac{(1-e)^2}{e^3} u + \frac{\beta}{8} \rho u^2 \frac{(1-e)}{e^3} S_v \quad 5.12$$

α en β : konstanten.

u : superficiële snelheid, betrokken op de lege doorsnede van het bed.

S_v : oppervlakte van de deeltjes per volume-eenheid van de deeltjes.

Samenvattend vindt Ergin:

$$\frac{\Delta P}{l} = k_1 \underbrace{\frac{(1-e)^2 \eta u}{e^3 D_p^2}}_A + k_2 \underbrace{\frac{(1-e)}{e^3} \frac{\rho u^2}{D_p^2}}_B \quad 5.13$$

$$k_1 = 72 \alpha = 150$$

$$k_2 = \frac{\beta}{8} = 1,75$$

$$D_p = \text{effectieve diameter} = \frac{6}{S_v}$$

Deze konstanten zijn gemiddelden van een groot aantal proeven met zand, cokes en glasbolletjes, met als fluidum: N_2 , CO_2 , CH_4 , en H_2 .

A van formule 5.13 is de drukval als gevolg van de wrijvingsverliezen, B die als gevolg van de kinetische energieverliezen.

Prof. Kramers en Prof. Rietema komen in hun college-dictaat sneller tot formule 5.13 door voor de wrijvingsverliezen de vergelijking van Poiseuille toe te passen en voor de kinetische energieverliezen direct de vormweerstand van een obstakel in een stroming in te voeren.

$$K = C_p \times F_L \times \frac{1}{2} \rho v^2$$

K = vormweerstand

F_L = oppervlak loodrecht op de richting van de stroming

Dit gesommeerd over alle deeltjes en de verwijzing naar de experimentele konstanten k_1 en k_2 levert 5.13.

Leva (lit.ref.8) leidt een formule af voor de laminaire stroming in een gepakt bed. Deze heeft dezelfde gedaante als het deel A van 5.13, doch k_1 heeft hier de waarde van 200. Leva noemt D_p de equivalente diameter, die gedefinieerd is als:

$$D_p = \frac{6V}{A_p} = \frac{6V}{A} = \frac{6}{S_v}$$

V = volume van het deeltje

A_p = oppervlak van het bolvormige deeltje

A = oppervlak van het niet-bolvormige deeltje

ϕ_s = vormfactor

$$\phi_s = \frac{A_p}{A}$$

$0 < \phi_s \leq 1$ $\phi_s = 1$ voor bolvormige deeltjes.

Een deeltje, dat niet bolvormig is, heeft een groter oppervlak dan een bolvormig deeltje met eenzelfde volume.

De equivalente diameter van Leva is precies hetzelfde als de effectieve diameter van Ergin.

Zien we de resultaten van Ergin, Kozeny en Leva naast elkaar en houden we er rekening mee, dat:

$$D_p = \frac{6}{S_v}$$

dan volgt hieruit:

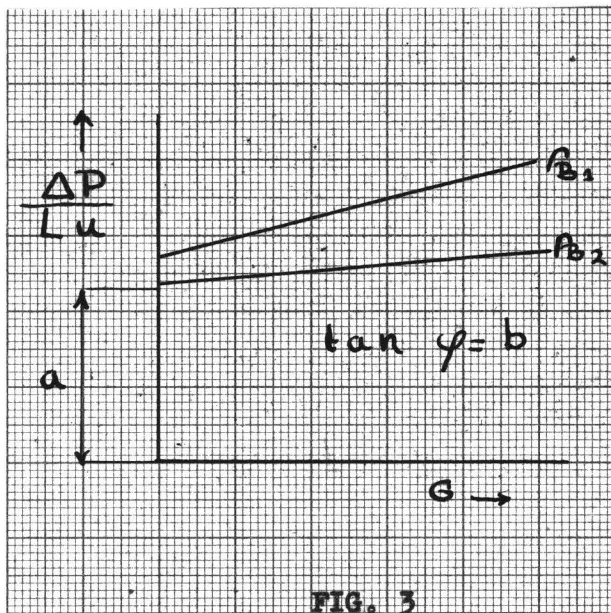


FIG. 3

$$K'' = \frac{k_1}{36}$$

$K'' =$ konstante van Kozeny

Ergin : $K'' = \frac{150}{36} = 4,2$

Leva : $K'' = \frac{200}{36} = 5,5$

Coulson: $K'' = 5,0$

V.3. Bepaling van de dichtheid van de vaste stof en het specifiek oppervlak met behulp van de formule van Ergin voor de drukval over gepakte bedden.

Lit.ref. 9 en 10.

$$\frac{\Delta P}{L u} = a + b G \quad 5.11$$

$G =$ massasnelheid van het fluidum
($u \times \rho \text{ kg/m}^2 \times \text{sec.}$)

Vergeleken met 5.13 en rekening houdend met $D_p = \frac{6}{S_v}$, volgt:

$$a = 2\alpha \eta S_v^2 \frac{(1-e)^2}{e^3} \quad 2\alpha \times 36 = k_1 \quad \alpha = \frac{k_1}{72} \quad 5.14$$

en

$$b = \frac{\beta}{8} S_v \frac{(1-e)}{e^3} \quad \frac{\beta}{8} \times 6 = k_2 \quad 5.15$$

$$\text{Verder geldt dat } \rho_s (1-e) = \rho_B \quad 5.16$$

$\rho_s =$ de dichtheid van de vaste stof, betrokken op het volume van de vaste stof.

$\rho_B =$ de dichtheid van de vaste stof, betrokken op het totale volume van het fixed bed (bulkdensity).

5.16 ingevuld in 5.14 en 5.15 levert de volgende vergelijking op:

$$\rho_B = \rho_s - c_1 \left(\frac{\rho_B^2}{a} \right)^{1/3} \quad c_1 = \{ 2\alpha \eta S_v^2 \rho_s \}^{1/3} \quad 5.17$$

$$\rho_B = \rho_s - c_2 \left(\frac{\rho_B}{b} \right)^{1/3} \quad c_2 = \left\{ \frac{\beta}{8} S_v \rho_s \right\}^{1/3} \quad 5.18$$

c_1 en c_2 zijn alleen afhankelijk van het gebruikte fluidum en de vaste stof.

ρ_s en S_v worden nu als volgt bepaald:

1) Voor meerdere waarden van ρ_B wordt nu een $\frac{\Delta P}{L u} - G$ curve bepaald. (zie fig.3).

2) ρ_s is te berekenen, als twee waarden van a resp. b bekend zijn, door eliminatie van c_1 resp. c_2 uit 5.17 en 5.18.

Extra-polatie van:

$$\frac{\rho_B^2}{a} \rightarrow 0 \quad \text{en/of} \quad \frac{\rho_B}{b} \rightarrow 0$$

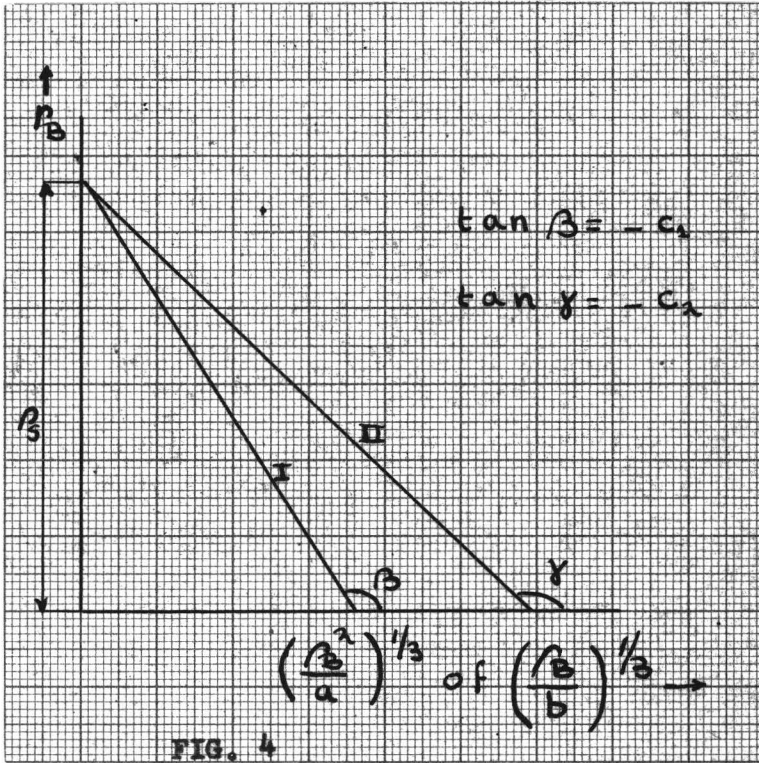


FIG. 4

geeft de gezochte waarde van ρ_s . (zie fig.4)

- 3) Uit de helling van de curves I en II in fig.4 zijn c_1 en c_2 te bepalen. Uit 5.17 of 5.18 is S_v te berekenen. De bepaling van ρ_s is absoluut, dit in tegenstelling tot S_v , waarvan de waarde afhangt van de gestelde waarden voor k_1 en k_2 . Een contrôle of deze waarden goed zijn, ligt opgesloten in fig.4, doordat de curves I en II beide in hetzelfde punt moeten eindigen.

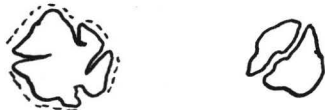
Ergin onderscheidt drie soorten van oppervlak aan een deeltje (lit. ref. 9) :

- 1) Het uitwendige oppervlak - oppervlak dat zichtbaar is onder de microscoop.
- 2) Het inwendige oppervlak - oppervlak van de inwendige poriën.
- 3) Het geometrisch oppervlak - oppervlak dat een rol speelt bij de stromingsprocessen (S_v).

1 en 2 zijn belangrijk bij de katalyse.

3 is belangrijk bij de stroming in gepakte bedden en sedimentatie.

Het katalytisch actieve oppervlak, dat met behulp van gasadsorptie bepaald wordt, bedraagt voor deze spendcat altijd nog ca. 70 m²/gr. Het is voor te stellen, dat het gas in de poriën, die aan het oppervlak van het deeltje eindigen, stilstaat en dat het binnenste oppervlak van de poriën geen wrijvingskrachten ondervindt van het omhoogstromende gas. Het omhoogstromende gas zal dus een deeltje ontmoeten, waarvan alleen het gestippeld aangegeven oppervlak wrijving ondervindt van het gas.



Doorgaande op deze redenering, zal alleen een porie bijdragen tot de wrijvingskrachten, die op het deeltje werken, als de porie het gehele deeltje doorboort.

Op grond van deze redenering is het specifieke oppervlak, dat bij deze stromingsproblemen een rol speelt, vele malen kleiner dan het katalytisch actieve oppervlak.

Dit artikel (lit.ref. 9) bevat een groot aantal literatuurverwijzingen om het oppervlak van deeltjes te bepalen door:

- a) elutratie
- b) zeefanalyse
- c) sedimentatie
- d) gasadsorptie (katalytisch actieve oppervlak)
- e) fotometrisch (lichtadsorptie aan deeltjes die homogeen dispers zijn in een fluidum)
- f) specifieke oppervlak bepalen met behulp van de Kozeny-vergelijking, als K'' bekend is.

Ergin heeft zijn onderzoekingen verricht aan cokes, zand en glasbolletjes in nauw begrensde zeef fracties tussen 8 - 140 mesh (0,1 - 2,3 mm). Formule 5.10 is in dit gebied getest.

Voor poreuze media, zoals cokes, neemt de dichtheid toe naarmate de deeltjes kleiner worden. Dit is belangrijk, indien in dit onderzoek ook met zeef fracties gewerkt gaat worden. De konstanten k_1 en k_2 zijn bepaald voor deeltjes, waarvan het specifieke oppervlak bekend is (bolletjes, ringetjes, e.d.). de aldus verkregen waarden voor k_1 en k_2 zijn toegepast voor poreuze media, waarvan S_v onbekend is en moet worden bepaald.

De proeven van Ergin zijn uitgevoerd voor superficiële-snelheden tussen 3 - 50 cm/sec.

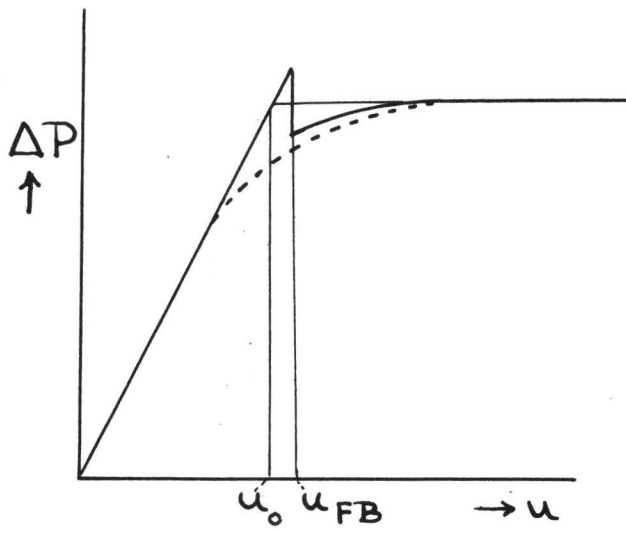


FIG. 5

V.4. Berkening van de porositeit van het fixed bed en het homogeen gefluidiseerde bed.

De porositeit is gedefinieerd als het vrije poriënvolume per volume-eenheid van het bed.

De porositeit van het fixed bed, zowel als die van het homogeen gefluidiseerde bed, is te berekenen volgens:

$$\frac{M}{A} = (1-e) L \rho_s \quad 5.19$$

M = vulgewicht in grammen

L = de hoogte van het bed

A = de oppervlakte van de doorsnede van het bed

ρ_s = de dichtheid van de vaste stof

In principe geldt deze formule ook voor het niet-homogeen gefluidiseerde bed, maar is niet te gebruiken, omdat het bovenvlak van het bed niet begrensd is. Vanaf het overgangspunt fixed bed-homogeen gefluidiseerd bed, totdat er stoftransport (elutratie) optreedt, is de drukval over het bed gelijk aan het schijnbare gewicht van de vaste stof.

$$\Delta P = L g (\rho_s - \rho) (1-e) \quad 5.20$$

V.5. De overgang tussen fixed bed en het homogeen gefluidiseerde bed. (incipient fluidization)

Lit.ref. 2, 11, 12, 13 en 14.

In de geraadpleegde literatuur blijkt al spoedig, dat voor deze overgang niet steeds hetzelfde criterium wordt aangelegd.

De superficiële-snelheid, waarbij fluidisatie optreedt, is te berekenen en experimenteel te bepalen.

Definities van de superficiële-snelheid, waarbij fluidisatie begint.

De verschillende mogelijkheden zijn:

- 1) u_{FB} uit de $u - \Delta P$ curve voor $\Delta u > 0$ (zie fig.5)
- 2) u_0 uit de $u - \Delta P$ curve voor $\Delta u < 0$ (zie fig.5)
- 3) De superficiële-snelheid u'_{FB} , waarbij de drukval over het fixed bed gelijk is aan het schijnbare gewicht van de vulmassa. De porositeit van het fixed bed is die, welke gevonden wordt, als we vanuit het niet-homogeen gefluidiseerde gebied u doen afnemen ($\Delta u < 0$).

Met behulp van:

$$\frac{M}{A} = L_0 (1-e_{FB}) \rho_s \quad 5.21$$

is e_{FB} te berekenen.

L_0 = de hoogte van het fixed bed.

De berekening van u'_{FB} .

Ervan uitgaande, dat de stroming in de interganulaire ruimten laminair is, wordt de drukval over het gepakte bed in afhankelijkheid met de superficiële-snelheid gegeven door de Kozeny-vergelijking.

Uit 5.6 en 5.21 volgt nu voor de overgang van fixed bed naar homogene fluidisatie:

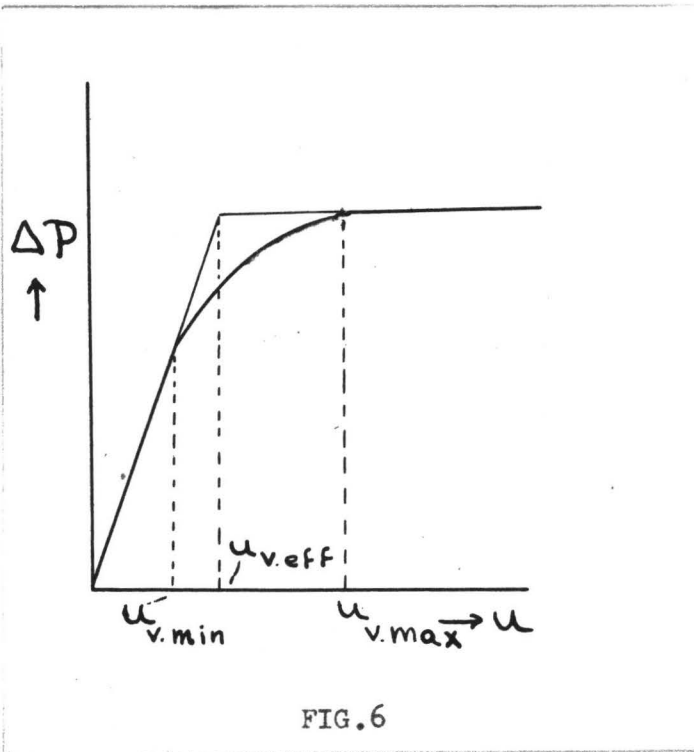


FIG. 6

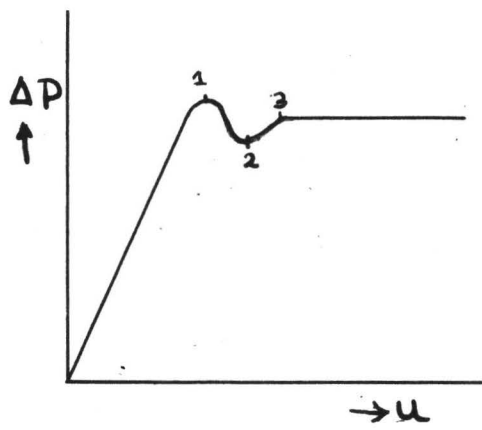


FIG. 7

$$u'_{FB} = \frac{g (\rho_s - \rho) e_{FB}^3}{K'' (1 - e_{FB}) S_v^2 m}$$

5.22

Als K'' , S_v , ρ en ρ_s bekend zijn, is u'_{FB} te berekenen.

De experimentele bepaling van u_{FB} en u_0 .

De overgang van het fixed bed naar het homogeen gefluidiseerde bed is te fixeren als de superficiële-snelheid, waarbij bedexpansie begint op te treden (u_{FB}). Deze beginnende bedexpansie gaat gepaard met een drukval over het bed (zie in fig. 5 de u - ΔP curve voor het geval $\Delta u > 0$).

De grootte van deze drukval is o.a. afhankelijk van experimentele vaardigheid. De waarde van u_{FB} hangt mede af van de toevallige omstandigheid of het gepakte bed tijdens de proeven in rust is of wel onderhevig is aan toevallige schokken of trillingen, afkomstig uit de omgeving, waarin het fluid bed staat opgesteld.

Het beeld van de u - ΔP curven is verschillend naar gelang we beginnen bij een superficiële-snelheid 0 en deze langzaam doen toenemen ($\Delta u > 0$), of vanaf een superficiële-snelheid, waarbij fluidisatie optreedt, langzamerhand het gasdebiet verlagen ($\Delta u < 0$).

Verskillende onderzoekers gebruiken de curve voor $\Delta u < 0$ om de overgang van gepakt bed naar homogene fluidisatie te definiëren als het snijpunt van de raaklijn aan de curve. Dit is u_0 .

Beranek (lit. ref. 12) stelt, dat u_{FB} voor een vaste stofmassa, waarvan de deeltjesgrootte niet uniform is, afhankelijk is van de verdeling van de deeltjes naar grootte over de hoogte van het bed.

Hij onderscheidt het geklassificeerde gepakte bed en het niet-geklassificeerde gepakte bed. Onder het geklassificeerde bed is te verstaan, dat de vaste stof deeltjes, gerekend van onder af, naar boven toe kleiner worden. In het niet-geklassificeerde bed is de deeltjesgrootteverdeling op iedere plaats in het bed gelijk.

Beranek e.a. auteurs beschrijven, dat er voor een gasdebiet, een weinig groter dan u_{FB} , een langzame classificering naar deeltjesgrootte optreedt in het bed.

De u - ΔP curve voor een geklassificeerd bed, voor het geval $\Delta u > 0$, geeft eenzelfde verloop te zien als de u - ΔP curve voor het niet-geklassificeerde bed voor het geval $\Delta u < 0$. Vergelijk fig. 5 en fig. 6.

Uit formule 5.22 blijkt, dat u_{FB} afneemt, naarmate de diameter van de deeltjes afneemt ($S_v \propto \frac{1}{d}$).

Bij fig. 6:

$u_v \text{ min}$: de superficiële-snelheid, waarbij de kleinste deeltjes aan het oppervlak van het bed beginnen te fluidiseren. Het hieronder gelegen gedeelte gedraagt zich nog als een gepakt bed.

$u_v \text{ max}$: de superficiële-snelheid, waarbij ook de grootste deeltjes onder in het bed fluidiseren.

$u_v \text{ eff}$: deze effectieve superficiële-snelheid komt overeen met u_0 .

Beranek geeft een verklaring voor de vorm van de u - ΔP curve voor het niet-geklassificeerde bed, in het geval $\Delta u > 0$. (zie fig. 7).

Bij fig. 7 :

Tot punt 1: het gepakte bed. In de holten tussen de grote deeltjes fluidiseren de kleinere deeltjes. Bij punt 1 worden de kleinere deeltjes uit deze holten gespoeld, hetgeen gepaard gaat met expansie van het bed.

Het bed bestaat nu uit twee gedeelten:

- 1) Een bovenste laag van gefluidiseerde kleine deeltjes. De drukval over deze laag is onafhankelijk van u .
- 2) De onderliggende, niet-gefluidiseerde laag bestaat uit een stapeling van de grote deeltjes. De drukval is hier wel afhankelijk van u .

In punt 2 van fig. 7 zijn de kleinere deeltjes uit het fixed bed gespoeld. Er is hier dus een skelet over, dat opgebouwd is uit de grote deeltjes. Bij verdere toename van u zal geleidelijk ook het fixed bed-gedeelte gaan fluidiseren, hetgeen, zoals eerder is vermeld, gepaard gaat met een druktoename.

In punt 3 is het gehele bed gefluidiseerd.

Sokal (lit.ref. 14) geeft een methode aan om uit de valsnelheid van de deeltjes $u_v \text{ max}$ te bepalen.

V.6. Experimenteel gedeelte.

V.6.1. Wat er aan de hand van de voorgaande literatuurstudie aan het gepakte bed te meten is:

- 1) Zolang de stroming in het gepakte bed laminair is, moet volgens formule 5.6 $u = f(\Delta P)$ een rechte zijn.
- 2) Voor de overgang van fixed bed naar het homogeen gefluidiseerde bed is gekozen u_{FB} .
- 3) In de Kozeny-vergelijking (5.6) zijn de grootheden K'' , S_v en f_s nog niet bepaald.
 - a) f_s wordt bepaald door verdringing met water (zie IV.2.2).
 - b) De in de literatuur opgegeven waarde voor K'' is 5. Deze waarde is in de berekeningen gebruikt.
Een mogelijkheid om K'' te bepalen is:
In de handel zijn fijne glaspapels te verkrijgen, die gebruikt worden voor projectieschermen en scotch tape. Deze glasbolletjes hebben afmetingen (0,1 - 0,2 mm) in dezelfde orde van grootte als de Ketjencat. Het specifiek oppervlak van de glaspapels is met behulp van de microscoop redelijk nauwkeurig te bepalen. f_s voor de glaspapels is nauwkeurig te bepalen door verdringing met water. Met behulp van formule 5.6 is nu na te gaan of de aanname van $K'' = 5$ redelijk is.
- 4) De formule van Ergin biedt meer mogelijkheden om de stofconstante f_s en S_v (het geometrisch oppervlak) voor poreuze, gegranuleerde materialen te bepalen. De formule van Ergin is afgeleid voor begrensde zeeffracties. De beschouwde deeltjesgrootte ligt tussen 0,1 - 2,3 mm. Hierin ligt de beperking van de toepasbaarheid van de formule. De methode, die genoemd is in V.3 geeft de mogelijkheid om voor de spendcat, die we hier gebruiken, de waarden van k_1 en k_2 en K'' , benevens f_s en S_v nauwkeurig te bepalen. Vooral als we met zeeffracties gaan werken, zijn S_v en f_s sterk afhankelijk van de deeltjesgrootteverdeling van het materiaal. Voor verdere berekeningen en omschrijving van het gefluidiseerde bed zijn f_s en S_v essentiële gegevens. De verschillende waarden voor f_B worden verkregen door de vulling van het gepakte bed meer of minder in te klinken.

TABEL II

	u cm/sec	L in m	ΔP N/m ²	e	$\frac{\rho u_1^2}{S_v} \times 10^9$	Re' x S _v ² x 10 ²	K'' x S _v ² x 10 ¹⁰	
$\Delta u > 0$	0,019	0,227	120	0,642	8,31	0,376	31,2	Fixed Bed
	0,041	,,	280	,,	4,16	0,812	33,7	
	0,059	,,	480	,,	3,45	1,12	38,6	
	0,085	,,	660	,,	2,20	1,69	37,2	
	0,111	,,	850	,,	1,72	2,21	38,0	
	0,150	,,	1020	,,	1,13	2,98	33,7	
	0,184	,,	1220	,,	0,96	3,65	35,0	
	0,222	,,	1430	,,	0,725	4,42	32,1	
	0,239	,,	1530	,,	0,672	4,75	31,8	
	0,256	,,	1630	,,	0,622	5,20	32,5	
	0,271	,,	1720	,,	0,585	5,60	32,7	
	0,280	,,	1750	,,	,,	,,	,,	
	0,280	0,230	1590	0,646	,,	,,	,,	
0,298	0,230	1590	0,646	,,	,,	,,		
0,321	0,238	1590	0,658	,,	,,	,,		
0,361	0,245	1630	0,669	,,	,,	,,		
0,393	0,251	1650	0,677	,,	,,	,,		
0,436	0,257	1650	0,684	,,	,,	,,		
$\Delta u < 0$	0,462	0,259	1650	0,688	,,	,,	,,	Aggregative Fluidization
	0,531	0,270	1650	0,699	,,	,,	,,	
	0,567	0,275	1660	0,705	,,	,,	,,	
	0,601	0,277	1660	0,707	,,	,,	,,	
	0,531	0,270	1650	0,699	,,	,,	,,	
	0,495	0,265	1650	0,699	,,	,,	,,	
	0,462	0,260	1640	0,688	,,	,,	,,	
	0,392	0,250	1620	0,675	,,	,,	,,	
	0,356	0,246	1600	0,670	,,	,,	,,	
	0,321	0,242	1560	0,664	,,	,,	,,	
	0,291	0,239	1510	0,660	,,	,,	,,	
	0,280	0,237	1510	0,658	,,	,,	,,	
	0,222	0,232	1330	0,650	,,	,,	,,	
0,111	0,227	870	0,642	,,	,,	,,		
0,059	0,226	500	0,640	,,	,,	,,		
	I	II	III	IV	V	VI	VII	

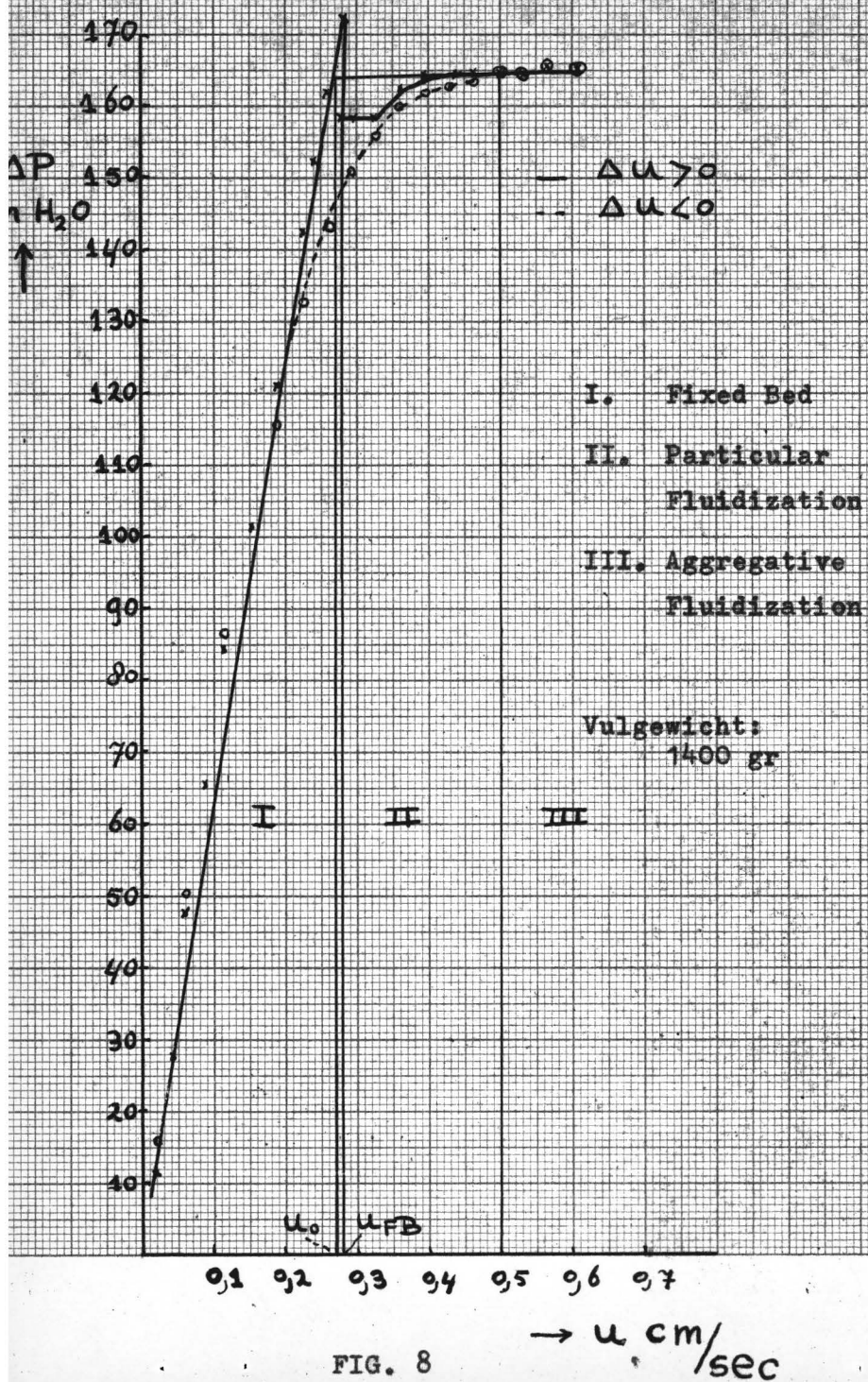


FIG. 8

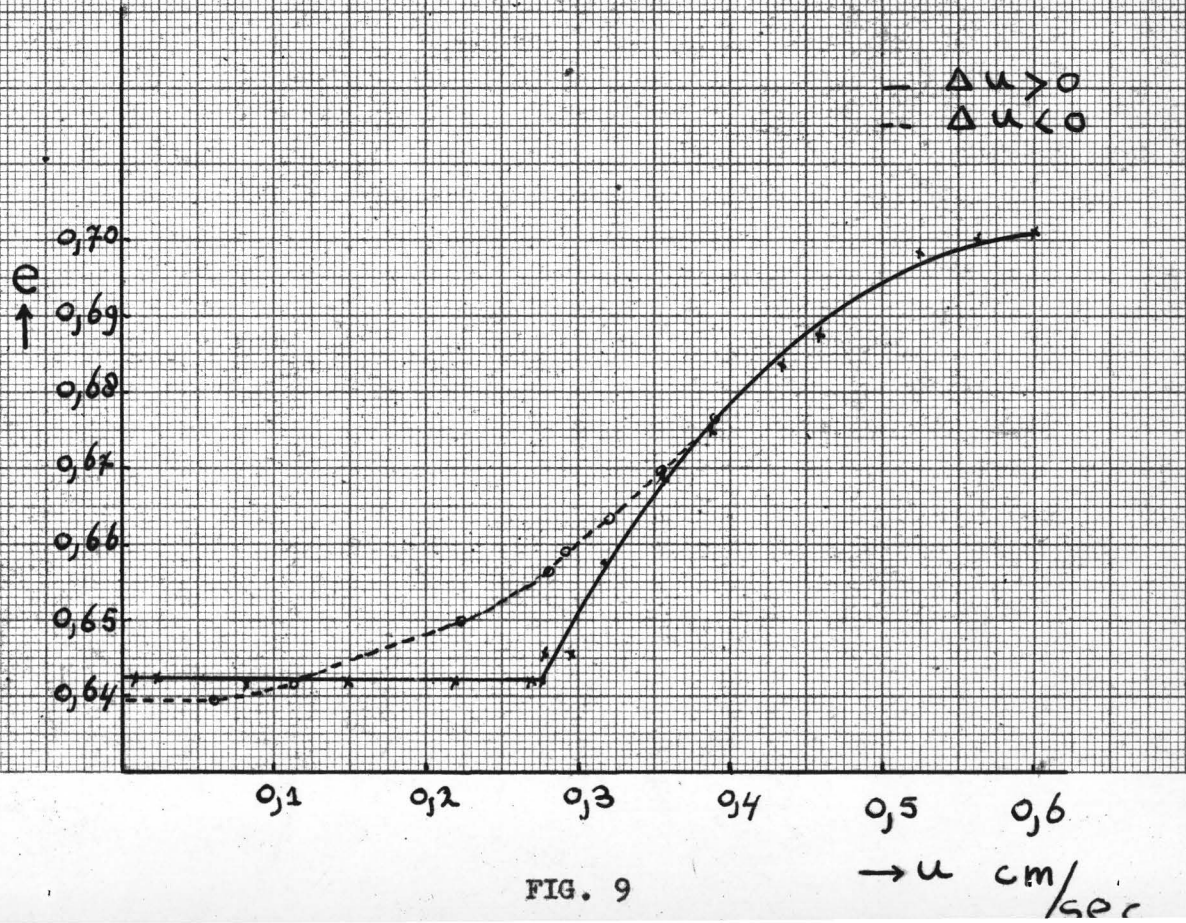


FIG. 9

- 5) Met de genoemde proeven en berekeningen, die eigenlijk noodzakelijk zijn om de gebruikte vaste stof te definiëren, is slechts een begin gemaakt.
 Uit de $u-\Delta P$ curve, die een rechte lijn blijkt te zijn, is met behulp van de Kozeny-vergelijking S_v berekend.
 De experimentele uitwerking van de formule van Ergin, is een onderzoek apart.

V.6.2. De $u - \Delta P$ curve.

Opstelling: zie fig.1

$L' = 40$ cm

$D = 10$ cm

Vulgewicht: 1400 gr spendcat

L'/D : 40 cm/10 cm

$$u = \frac{F}{A} \times 10^{-2} \text{ m/sec}$$

$F =$ debiet in cm^3/sec

$A =$ oppervlak-doorsnede

Gebruikte gegevens:

$$\rho_s = 2180 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho = 1,205 \text{ kg/m}^3$$

$$g = 9,83 \text{ m/sec}^2$$

$$1 \text{ mm waterkolom} = 9,8 \text{ N/m}^2$$

$$\text{dynamische viscositeit van lucht: } \eta = 1,827 \times 10^{-5} \text{ N sec/m}^2$$

Resultaat:

- De gegevens uit de eerste en derde kolom van tabel II zijn verwerkt in fig.8. Het blijkt, dat de relatie tussen ΔP en u voor het gepakte bed lineair is. Dit is in overeenstemming met formule 5.6.
- Het gedrag voor $\Delta u > 0$ (toenemend gasdebiet) is anders dan voor $\Delta u < 0$. Fig.8 is representatief voor de vele $u - \Delta P$ curven, die gemaakt zijn. Uit fig.8 zijn de onderstaande grootheden bepaald:

$$u_{FB} = 0,28 \text{ cm/sec}$$

$$u_o = 0,26 \text{ cm/sec}$$

$$u_{PF} = 0,50 \text{ cm/sec}$$

De bepaling van de overgang tussen particular fluidization en aggregatieve fluidization berust op visuele waarneming (of er bellen ontstaan). u_{PF} is de superficiële-snelheid, die deze overgang markeert. De drukval over de filterplaat varieert van 0 - 5 cm waterkolom, afhankelijk van het gasdebiet.

- De porositeit:

In kolom IV van tabel II staan de berekende waarden voor de porositeit van het gepakte en het homogeen gefluidiseerde bed. De porositeit is berekend met behulp van formule 5.21

$$e_{FB} = 0,642$$

In fig.9 is weergegeven de porositeit als functie van u voor het geval $\Delta u > 0$ (getrokken lijn) en $\Delta u < 0$ (onderbroken lijn).

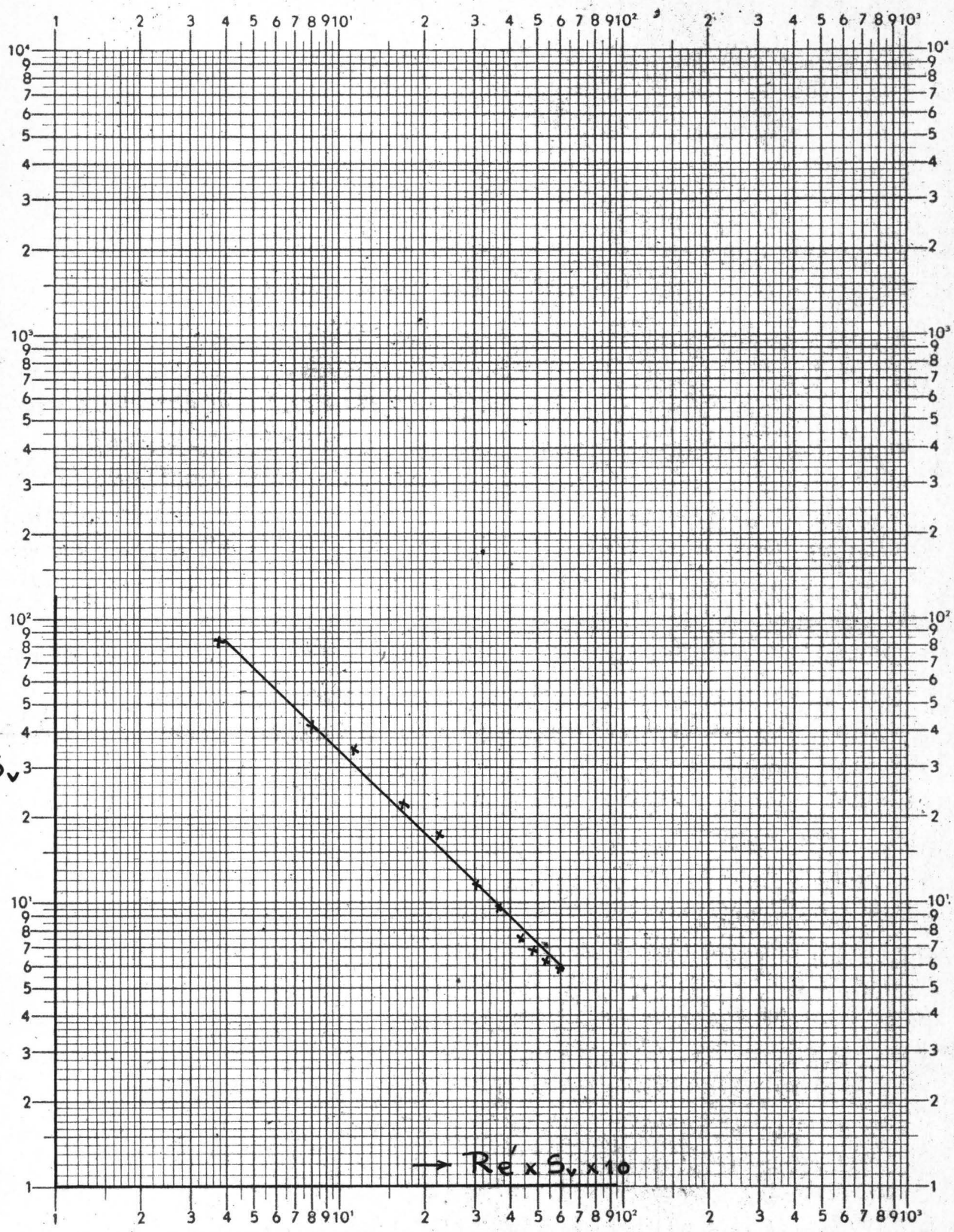
- Frictiefactor en Reynoldsgetal:

Voor het gepakte bed is, uitgaande van $e_{FB} = 0,642$, berekend:

$$\frac{\zeta}{\rho u_1^2} \times S_v \quad \text{met formule 5.8 (kolom V, tabel II)}$$

$$\text{en } Re' \times S_v \quad \text{met formule 5.7 (kolom VI, tabel II)}$$

$\frac{\sigma}{\sqrt{u_1^2}} \times S_v$
 $\times 10^8$
 \uparrow



N.V. Drukkerij „Mercurius“ Wormerveer No. 1473 x-as log. verdeeld 1-10³ y-as log. verdeeld 1-10⁴ Eenheid 50 mm

FIG. 10

In fig.10 zijn deze twee grootheden uitgezet. Dit levert een rechte lijn op, hetgeen er op duidt, dat de stroming in de intergranulaire ruimten laminair is.

Uit formule 5.9

$$\frac{c}{\rho u_1^2} = K'' \times Re'^{-1}$$

volgt:

$$\frac{c}{\rho u_1^2} \times S_v \times Re' \times S_v = K'' \times S_v^2$$

De waarden voor $K'' \times S_v^2$ staan in kolom VII van tabel II.

De gemiddelde waarde voor $K'' \times S_v^2 = 35,0 \times 10^{10} \frac{1}{m^2}$

Coulson noemt voor de gemiddelde waarde van $K'' = 5$ (lit.ref.6)
 Leva " " " " " " " " $K'' = 5,5$ (lit.ref.8)
 Ergin " " " " " " " " $K'' = 4,2$ (lit.ref.9)

TABEL III

K''	$S_v \times 10^5 \left(\frac{1}{m}\right)$	specifiek opp. in m^2/gr vaste stof
5,5	$2,52 \times 10^5$	0,12
5	$2,64 \times 10^5$	0,12
4,2	$2,88 \times 10^5$	0,13

$$\text{Specifiek oppervlak in } m^2/gr = \frac{S_v}{\rho_s \times 10^3}$$

Een globale berekening van het specifiek oppervlak in m^2/gr vaste stof uit de deeltjesgrootte-verdeling, gemeten onder de microscoop (zie IV.2.3), geeft een waarde van ca. 0,2 m^2/gr . *de grond*

5) Conclusies:

- De stroming in het gepakte bed is laminair.
- Het gedrag van het gefluidiseerde bed is voor $\Delta u > 0$ anders dan voor $\Delta u < 0$.
- Met behulp van de Kozeny-vergelijking is een schatting te maken van het specifiek oppervlak, dat bij deze stromingsverschijnselen een rol speelt.

Opmerking: De op de flowmeters afgelezen debieten zijn niet gecorrigeerd voor de statische overdruk. Deze bedraagt maximaal 40 cm waterkolom. De fout, die hiermede wordt geïntroduceerd, is maximaal 4 %.

*De opmerking bij pag 11
 De hier ge-
 vonden spec.
 opp. moet
 de grond zijn!*

V.6.3. Meerdere u - ΔP curven.

Aan het begin van dit onderzoek is een groot aantal u - ΔP curven gemaakt met geen ander oogmerk dan vertrouwd te raken met de apparatuur en het fenomeen fluidisatie.

In tabel IV staan gegevens vermeld over deze proeven. Deze gegevens zijn niet volledig, d.w.z., niet alle grootheden, zoals die nu bij dit onderzoek onderscheiden worden, werden in het begin reeds onderkend. Aan de resultaten worden geen verdere berekeningen of beschouwingen vastgeknoopt.

Wanneer een vakje niet is ingevuld, betekent dit, dat de bewuste grootheid niet is gemeten.

TABEL IV

No.	L'/D cm/cm	L ₀ /D cm/cm	Vulgew. gr	u _{FB} cm/sec	e _{FB}	u _{PF}	u ₀ cm/sec	$\Delta P_{\max}^{\text{gem}}$	$\Delta P_{\max}^{\text{gem}}$	$\Delta P_{\max}^{\text{ber}}$	Bedexp. $\frac{L-L_0}{L_0}$
5	40/10	20,5/10	1200	0,272	—	—	0,260	151	143	152	28 %
6	"	"	"	0,271	0,665	0,465	0,240	155	140	152	—
7	"	"	"	0,253	0,660	—	0,240	150	140	152	—
8	"	"	"	0,259	0,660	—	0,240	152	143	152	29 %
13	"	"	"	0,298	0,675	0,493	—	159	149	152	20 %
17	"	22,7/10	1400	0,271	0,695	—	—	171	167	175	—
18	"	"	"	0,280	0,675	0,500	0,260	175	166	175	—
I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X	XI	XII

Kolom I : Nummer van de proef corresponderende met de nummering in het logboek.

Kolom II : $\frac{L'}{D} = \frac{\text{hoogte van het bed (cm)}}{\text{diameter van het bed (cm)}}$

Kolom III : $\frac{L_0}{D} = \frac{\text{hoogte van het gepakte bed (cm)}}{\text{diameter van het bed (cm)}}$

Eerder is reeds opgemerkt, dat er klassificatie optreedt van het gefluidiseerde bed voor gasdebieten, die iets groter zijn dan u_{FB} . Als aan eenzelfde monster in eenzelfde opstelling meerdere u - ΔP curven moeten worden bepaald, dan wordt bij de aanvang van ieder experiment het bed goed gemengd door bellen-fluidisatie.

De hoogte, waarop het bed blijft hangen wanneer de luchttoevoer wordt afgesloten, is L_0 . De waarde van L_0 is reproduceerbaar.

De toestand, waarin het bed nu verkeert, is de uitgangstoestand voor de nieuwe proef.

Kolom IX, X en XI:

$\Delta P_{\max}^{\text{gem}}$ voor de overgang van gepakt bed naar homogeen gefluidiseerd bed is voor eenzelfde monster en eenzelfde opstelling niet steeds gelijk. Zoals reeds eerder is opgemerkt, is de waarde van $\Delta P_{\max}^{\text{gem}}$ en de daarbij behorende waarde van u_{FB} mede afhankelijk van de expe-

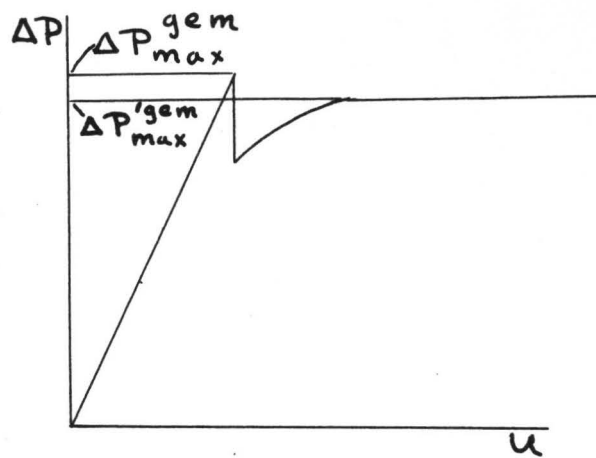


FIG. 11

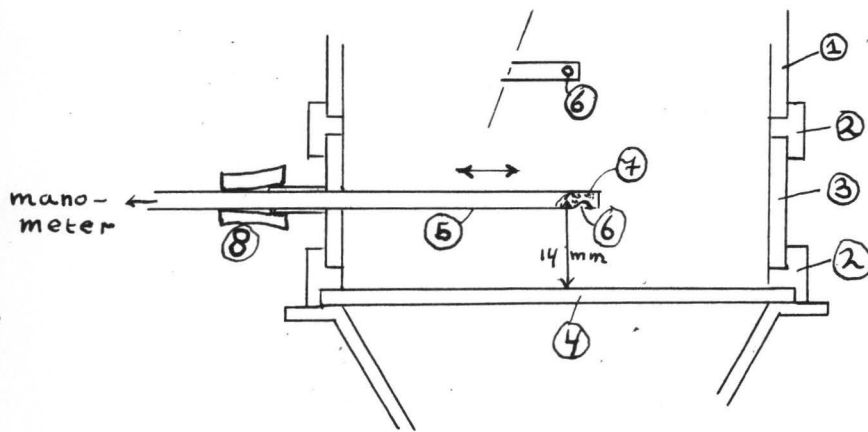


FIG. 12

1. Glazen buis (fluidbed)
2. Rubber tussenring
3. Metalen tussenring, waarin de statische drukaansluiting
4. Filterplaat
5. Totaaldruk-buisje, dat verschuifbaar is over de doorsnede van het bed
6. Opening: 2 mm ϕ
7. Propje watten
8. Rubber manchet

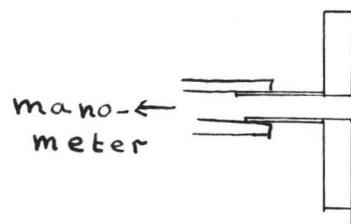


FIG. 13

rimentele vaardigheid en toevallige invloeden uit de omgeving, zoals schokken of trillingen (vergelijk: proef No. 5, 6 en 7 in tabel IV; en zie fig. 11).

$\Delta P_{\max}^{\text{gem}}$ is de eindwaarde van de drukval over het bed bij niet-homogene fluidisatie. Als het bed gefluidiseerd is, zou de drukval over het bed gelijk moeten zijn aan het schijnbare gewicht van de vulmassa.

Deze waarden, berekend volgens de formule $\Delta P_{\max}^{\text{ber}} = \frac{M}{A}$ staan in kolom XI.

Vergelijking van kolom X met kolom XI laat zien, dat de gemeten drukval over het bed steeds kleiner is dan de berekende maximale drukval.

Mogelijke verklaringen hiervoor zijn:

- 1) De drukmeting is fout. De druk wordt gemeten door statische drukaansluitingen onder en boven in het bed (zie fig. 1). Met het volgende experiment is nagegaan in hoeverre de statische druk, gemeten aan de wand, representatief is voor de statische druk in het bed (zie fig. 12). Uit enige proeven bij debieten in dezelfde orde van grootte als die waarbij de voorgaande proeven zijn uitgevoerd, blijkt, dat:

- a) De totaal druk bij een bepaald gasdebiet een konstante waarde is, die niet afhangt van de plaats van meting. Dit betekent tevens, dat de gastoevoer zeer gelijkmatig over de doorsnede van de filterplaat verdeeld is.

- b) De totaal druk is iets hoger dan de statische druk, gemeten aan de wand, zoals in fig. 13. Dit is logisch, aangezien de totale druk de som is van statische druk en stuwdruk.

Enkele getallen:

Totaal druk : 380 mm waterkolom (gemeten op een willekeurige plaats in het bed, volgens fig. 12)

Statische druk : 378 mm waterkolom (voor eenzelfde debiet, gemeten aan de wand, volgens fig. 13)

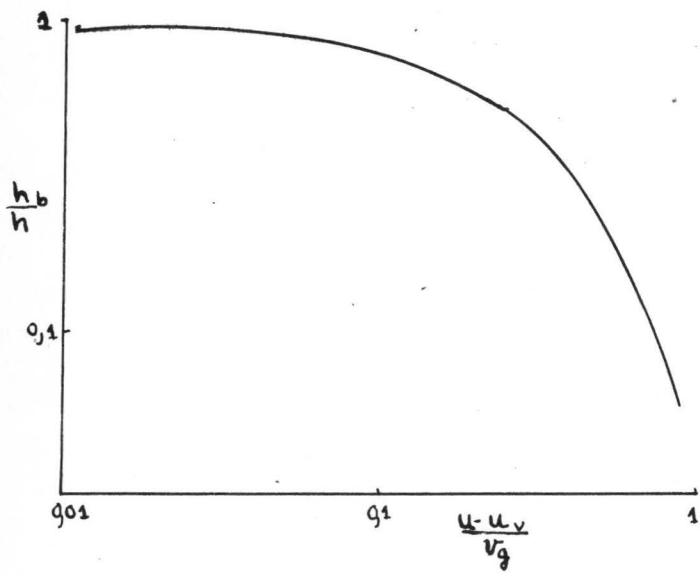
- 2) De eerste mogelijkheid uitsluitend, is als tweede mogelijke oorzaak aan te voeren, dat het bed niet echt gefluidiseerd is, in die zin dat de inhoud van het bed niet geheel zweeft in de omhoogstromende luchtstroom. De deeltjes rusten onderling nog enigszins op elkaar. De onderste deeltjes moeten dan nog een kleine druk uitoefenen op de filterplaat, welke in mindering gebracht aan de $\Delta P_{\max}^{\text{ber}}$, de gemeten drukval (gemeten aan de wand) zou moeten opleveren.

Effecten, die het verschil tussen $\Delta P_{\max}^{\text{ber}}$ en $\Delta P_{\max}^{\text{gem}}$ tegengesteld beïnvloeden, zijn:

- a) De wrijving tussen de bewegende deeltjes en de wand.
- b) De energie, die nodig is voor de circulatie van de vaste stof in het gefluidiseerde bed.
- c) De wrijving van het gas langs de wand van het bed.

Kolom XII: de Bédexpansie = $\frac{L - L_0}{L_0}$.

L is hier de maximale hoogte van het bed, die nog net betrouwbaar kan worden gemeten. Bij een iets hoger gasdebiet heeft het bed door de heftige beweging geen eenduidige begrenzing meer.



- h = hoogte gefluidiseerd bed
- h_b = hoogte gepakt bed
- u = superficiele-snelheid
- v_g = eind valsnelheid van de deeltjes

FIG. 14

VI. Het geëxpandeerde bed (homogeen gefluidiseerde bed).

VI.1. Literatuuronderzoek naar de wijze, waarop de bedexpansie beschreven kan worden.

VI.1.1. Weergave van de bedexpansie volgens Beránek.

Lit.ref. 15.

Via de bewegingsvergelijking van een vrijvallend deeltje en een dimensie-analyse komt men tot de volgende variabelen, die de bedexpansie beschrijven (zie fig. 14).

Het blijkt dat deze weergave van de bedexpansie onafhankelijk is van $\frac{\rho_s}{\rho}$ en zowel geldt voor het gebruik van vloeistoffen als van gassen.

VI.1.2. Beschrijving van de bedexpansie gebaseerd op de Kozeny-vergelijking.

Lit.ref. 16.

Het geëxpandeerde, homogeen gefluidiseerde bed wordt beschouwd als een gepakt bed met een grotere porositeit dan het oorspronkelijke gepakte bed. Als we veronderstellen, dat de stroming in de intergranulaire ruimten laminair is, moet de bedexpansie te beschrijven zijn met de Kozeny-vergelijking.

$$\Delta P = u L K'' \frac{(1-e)^2}{e^3} S_v^2 \eta \quad 5.6$$

Voor het gefluidiseerde bed is ΔP konstant en gelijk aan het schijnbare gewicht van de vulmassa.

Verder geldt:

$$L(1-e) = L_0(1-e_{FB})$$

Dit ingevuld in 5.6 levert:

$$\Delta P = u L_0(1-e_{FB}) K'' S_v^2 \frac{(1-e)^2}{e^3} \eta$$

$$\therefore u \frac{(1-e)^2}{e^3} = \text{konstant}$$

6.1

Vooruitlopend op de uitgevoerde berekeningen blijkt, dat $u = f\left(\frac{1-e}{e^3}\right)$ een rechte is.

Uitgaande van de aanname, dat voor het geëxpandeerde bed de Kozeny-vergelijking geldt, is de volgende relatie opgesteld om de bedexpansie in dimensieloze grootheden te beschrijven.

Voor het fixed bed geldt:

$$u_{FB} = \frac{\Delta P}{L_0} \frac{1}{K''} \frac{e_{FB}}{(1-e_{FB})^2 \eta S_v^2}$$

Voor het geëxpandeerde bed geldt:

$$u = \frac{\Delta P}{L} \frac{1}{K''} \frac{e^3}{(1-e)^2 \eta S_v^2}$$

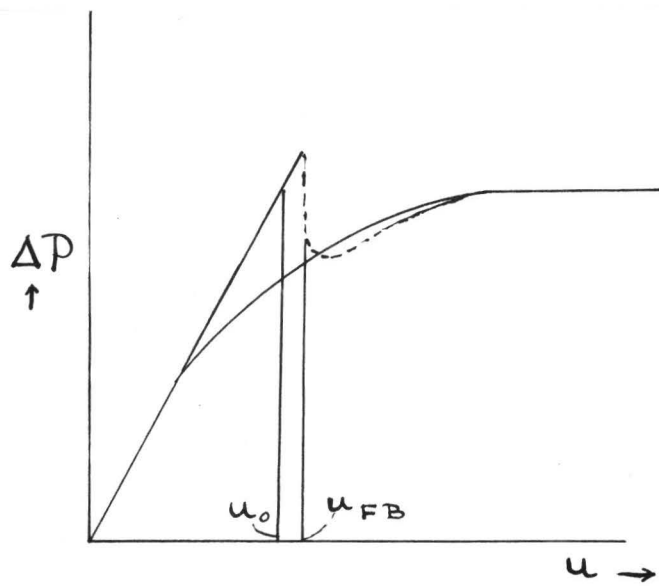


FIG. 15

$$\therefore \frac{u_{FB} \times L_0}{u \times L} = \frac{e_{FB}^3}{(1-e_{FB})^2} \times \frac{(1-e)^2}{e^3} \quad 6.2$$

Het quotiënt $u_{FB} \times L_0 / u \times L$ als functie van $(1-e)^2 / e^3$ moet een rechte opleveren terwijl de helling van deze rechte waarschijnlijk afhankelijk is van het vulgewicht, c.q. de L_0/D verhouding.

L_0 = de hoogte van het gepakte bed bij de superficiële-snelheid u_{FB} . De waarden van u , L en e gelden voor de curve $u < 0$.

De redenen, waarom deze keuze is gemaakt voor de resp. grootheden, zijn:

- 1) In de curve $\Delta u > 0$ is u_{FB} reproduceerbaar. Dit in tegenstelling tot het deel van de curve, dat is gestippeld.
- 2) De curve $\Delta u < 0$ is in zijn geheel reproduceerbaar. (zie fig. 15)

VI.2. Het experimentele gedeelte.

De opstelling, die bij de nu volgende proeven gebruikt is, is die zoals weergegeven in fig. 1. De hoogte van het bed (L') bedraagt 140 cm. Voor verschillende vulgewichten of, om in dimensieloze grootheden te spreken, de L_0/D verhoudingen, is de $u - \Delta P$ curve bepaald voor zowel $\Delta u > 0$, als voor $\Delta u < 0$. In fig. 16 zijn de curven voor $\Delta u < 0$ weergegeven.

Met behulp van deze gegevens is nagegaan:

- 1) $u = f\left(\frac{1-e}{e^3}\right)$
- 2) de mogelijkheid om een modelregel te vinden, die de bedexpansie beschrijft, met als parameter L_0/D .

VI.2.1. Contrôle op de toepasbaarheid van de Kozeny-vergelijking op het homogeen gefluidiseerde bed.

In tabel I t/m VIII (bijlage I), kolommen I en VIII staan de waarden van u en $(1-e)/e^3$ voor verschillende L_0/D verhoudingen.

Deze data hebben betrekking op het deel $\Delta u < 0$ van de $u - \Delta P$ curve. In fig. 17 is u , voor de waarden $L_0/D = 1,29$ en $4,9$, uitgezet als functie van $(1-e)/e^3$.

Beide curven blijken bij benadering een rechte te zijn. Dit is in overeenstemming met wat lit. ref. 16 vermeldt. *Maar niet met formule 5.10*

VI.2.2. Het zoeken naar een modelregel, die de bedexpansie beschrijft, *extrapolatie naar $u \rightarrow 0$ geeft onvoorspelbaarheid*

Voor acht verschillende vulgewichten zijn de $u - \Delta P$ curven bepaald.

De dimensies van het fluidbed zijn gegeven door $L'/D = 140/10$.

In fig. 18 is de afhankelijkheid van L_0/D met het vulgewicht weergegeven voor $D = 10$ cm. Uit de $u - \Delta P$ curven is bepaald:

- 1) u_{FB} en L_0 afkomstig uit het deel van de curve $\Delta u > 0$.
- 2) u en L afkomstig uit het deel van de curve $\Delta u < 0$.

Deze gegevens zijn nu als volgt verwerkt:

- 1) Volgens formule 6.2 moet $u_{FB} \times L_0 / u \times L$ als functie van $(1-e)^2 / e^3$ een rechte zijn, waarvan de helling afhankelijk is van e_{FB} . Uit fig. 19 blijkt, dat voor de diverse L_0/D verhoudingen de waarden van $u_{FB} \times L_0 / u \times L$ en $(1-e)^2 / e^3$ in een nauwbegrensd gebied liggen en de curven, die te trekken zijn, beslist niet recht zijn. De begrenzing aan de onderkant stelt voor de overgang van homogene fluidisatie naar niet-homogene fluidisatie. Door belvorming is de bovenkant van het bed niet meer begrensd en de hoogte is dan ook niet meer nauwkeurig te meten.

De curve nadert asymptotisch tot de waarde $(1-e)^2/e^3 = 0,5$ voor de waarde $u_{FB} \times L_0/u \times L \rightarrow \infty$, daar $u \rightarrow 0$.

Uit tabel V blijkt, dat de waarden van e_{FB} , berekend met de formule $M/A = (1-e_{FB}) \times L_0 \times \rho_s$, weinig afhankelijk zijn van de L_0/D verhouding.

TABEL V

Vulgewicht gr	e_{FB}	L_0/D
400	0,639	0,645
800	0,640	1,29
1200	0,640	1,92
1600	0,631	2,52
2000	0,635	3,14
2400	0,632	3,76
2800	0,630	4,39
3200	0,625	4,90

De gemiddelde waarde van 5 voor $(1-e)^2/e^3$ geeft in fig.19 aan dat bed weer tot rust is gekomen.

- 2) De grootte $(1-e)^2/e^3$ is niet erg gevoelig voor veranderingen in e . De grootte $(1-e)/e^3$ is gevoeliger voor veranderingen in e . In fig.20 zijn de meetresultaten weergegeven d.m.v. de variabelen $u_{FB} \times L_0/u \times L$ en $(1-e)/e^3$. Vergelijking van fig.19 met fig.20 laat zien, dat beide grafieken van dezelfde gedaante zijn. De verdiensten van fig.19 en fig.20 zijn, dat de gegevens, op deze wijze uitgezet, weinig afhankelijk zijn van de L_0/D verhoudingen. Verder onderzoek voor andere L_0/D verhoudingen, gebaseerd op grotere diameters van het fluidbed, zal moeten leren in hoeverre D hierop van invloed is.
- 3) De fig.19 en 20 lenen zich er niet voor om, als de L_0/D verhouding gegeven is, te voorspellen $L = f(u)$. In fig.21 is het product van $u \times L$ als functie van $(1-e)/e^3$ gegeven met als parameter de L_0/D verhouding. Ook hier zal verder onderzoek moeten leren in hoeverre de waarde van D invloed heeft, daar hier beperkt is tot $D = 10$ cm. De gestippelde lijn stelt de begrenzing van de curve voor de overgang naar particular fluidization voor. Het einde van de curve (kleine waarde voor $u \times L$) wordt bepaald door de u , waarbij het bed weer op de hoogte van L_0 is gekomen.

*met
duidelijk*

De gevraagde hield van een functie $f(x)$ voor
variabele van x wordt gegeven door $\left| \frac{df}{dx} / f(x) \right|$

Voor $\frac{(1-e)^2}{e^3}$ is $\frac{df}{de} = -2(1-e)e^{-3} - 3(1-e)^2 e^{-4}$

Voor $\frac{1-e}{e^3}$ is $\frac{df}{de} = -e^{-3} - 3(1-e)e^{-4}$

Voor I $\left| \frac{df}{de} / f(e) \right| = \frac{2}{1-e} + 3e$

Voor II $= \frac{1}{1-e} + 3e$

$u \times 10^{-2} \text{ cm/sec}$

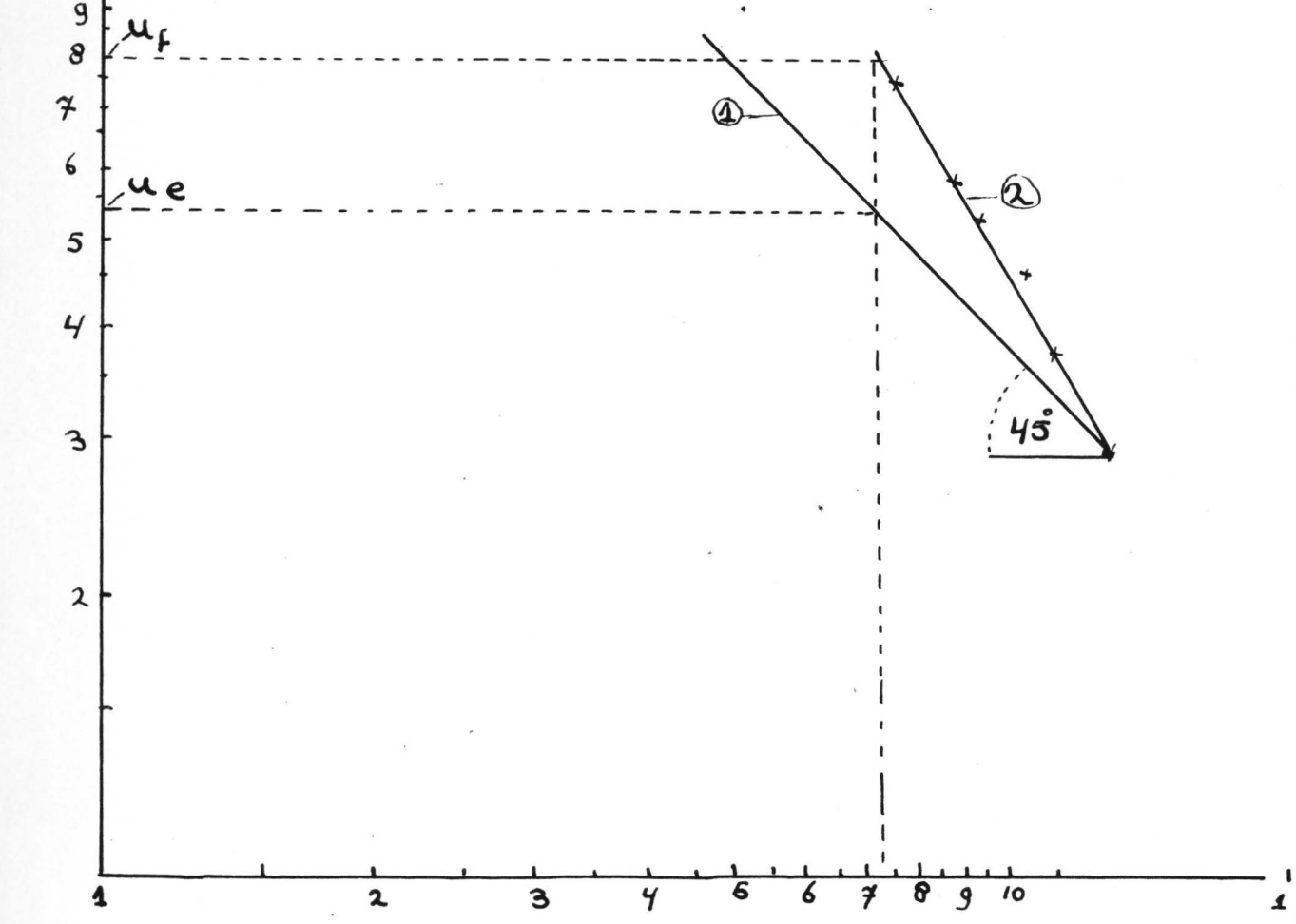


FIG. 22

$$\frac{1-e}{e^3}$$

VII. Het niet-homogeen gefluidiseerde bed (aggregative fluidization).

VII.1. Literatuur-onderzoek.

Bij het niet-homogeen gefluidiseerde bed zijn twee fasen te onderscheiden:

- 1) De densefase (de dichte fase)
- 2) De dilute fase (de ijle of bellen fase). Een deel van de toegevoerde lucht gaat in de vorm van bellen door het bed.

Tot nu toe is er aan het doel van het onderzoek weinig recht gedaan. Het voorgaande heeft gediend om vertrouwd te raken met de verschijnselen, die bij fluidisatie optreden en het verkrijgen van enige experimentele vaardigheid. Zoals al eerder is vermeld, is het van groot belang te weten in welke mate er contact is tussen het gas in de bellen en de vaste stof. Deze mate van contact gaan we proberen uit te drukken in een kwaliteitsfactor.

Achtereenvolgens is in de literatuur nagegaan:

- 1) Op welke manier tot nu toe getracht is om de kwaliteit van fluidisatie te definiëren en te meten.
- 2) Wat er gebeurt met een bel op zijn weg door het gefluidiseerde bed, of er coalescentie plaats vindt en volgens welk mechanisme de dichte fase in contact komt met de bellen.

VII.1.2. Fluidization efficiency volgens Leva .

Lit.ref. 17.

De totale hoeveelheid energie, die de lucht aan het gefluidiseerde bed afgeeft, is gelijk aan:

- 1) De potentiële energie van de deeltjes als gevolg van de bedexpansie.
- 2) De wrijvingsenergie van het gas met de vaste stof.
- 3) De energie, die nodig is voor de circulatie van de vaste stof.

Voor het ideaal geëxpandeerde bed (geen bellenvorming en geen circulatie van de vaste stof) wordt de door het gas afgegeven energie alleen maar gebruikt voor de potentiële energie van de vaste stof.

Bij het niet-ideaal geëxpandeerde bed, waarbij circulatie van de vaste stof en bellenvorming optreden, komt niet alle afgegeven energie ten goede aan de potentiële energie. Hierdoor expandeert het bed minder.

Uit formule 6.1. blijkt, dat, indien u als functie van $(1-e)/e^3$ op dubbel logaritmisch papier wordt uitgezet, er een rechte wordt verkregen. In fig. 22 is dit curve 1. In curve 2 zijn de experimenteel gevonden waarden voor een vulling van 3200 gr ($L_0/D = 4,9$) weergegeven. Teneinde een bedexpansie van e_f te verkrijgen voor het ideaal gefluidiseerde bed, is een energie nodig, die gelijk is aan:

$$W_e = u_e \times A \times \Delta P$$

Teneinde eenzelfde bedexpansie te verkrijgen voor het niet-ideaal gefluidiseerde bed, is een energie nodig, die gelijk is aan:

$$W_f = u_f \times A \times \Delta P$$

Leva definieert de fluidization efficiency als:

$$\frac{W_f - W_e}{W_f} = \frac{u_f - u_e}{u_f} = \eta$$

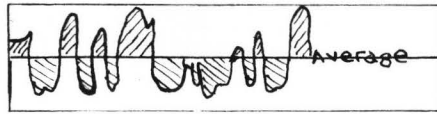


FIG. 23

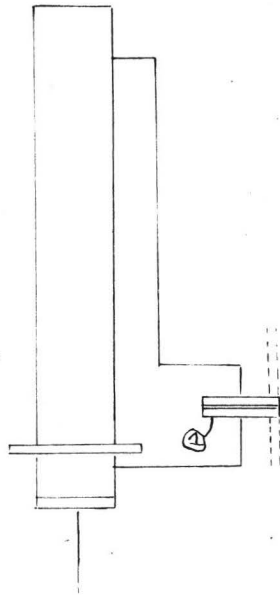
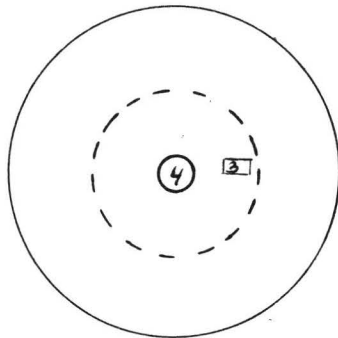


FIG. 24



- 1 = drukopnemer
- 2 = membraam
- 3 = rekstrookjes
- 4 = ingang
- 5 = uitgang

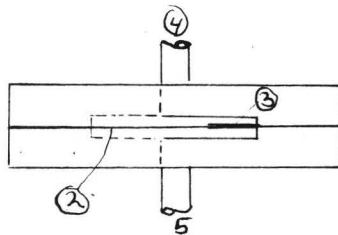


FIG. 25

$m = 0$, als curve 2 samenvalt met curve 1.

Met behulp van de fluidization efficiency is alleen het gebied vlak na incipient fluidization te beschrijven, daar ~~er~~, zodra er echte bel-len fluidisatie optreedt, het bovenvlak van het bed niet meer begrensd is en de porositeit dientengevolge niet meer te berekenen is. Leva gebruikt het begrip 'fluidization efficiency' bij studies over warmte-overdracht, omdat in m o.a. de mate van beweging van de vaste stof zit opgesloten.

VII.1.3. Uniformity index van Morse en Ballou.

Lit.ref. 18.

Het woord kwaliteit voor fluidisatie wordt vervangen door 'uniformity'. De uniformity van een gefluidiseerd bed is groter, naarmate de dichtheidsfluctuaties kleiner zijn. In dit artikel wordt een methode en apparatuur beschreven om met behulp van een kleine condensator (bestaande uit twee metalen stripjes) op verschillende plaatsen in het bed de dichtheid als functie van de tijd te bepalen.

De verandering van de capaciteit van de condensator is het gevolg van het wisselend dielectricum, waarbij de uitersten zijn:

- a) De condensator is geheel gevuld met lucht, indien hij zich in een bel bevindt.
- b) De condensator is gevuld met vaste stof.

De opstelling is voor deze twee uitersten geijkt.

Uit het recorder-diagram, dat de variaties in bed-density voor een bepaalde tijdsinterval weergeeft, wordt de uniformity index bepaald. (zie fig. 23).

$$\text{uniformity index} = \frac{\text{gem. procentuele afwijking van de gem. dichtheid}}{\text{frequentie van de dichtheidsfluctuaties}}$$

De bezwaren tegen deze methode en in het algemeen tegen methoden om met behulp van een kleine capaciteit in het fluidbed te meten, zijn:

- 1) Er is meestal een relatief lange kabel nodig om de condensator met de meetapparatuur te verbinden. De capaciteit van e.d. condensator is ca. 2 Pf, terwijl de capaciteit van de kabel ca. 20 Pf/meter bedraagt.
- 2) Bij met gas gefluidiseerde bedden wordt de vaste stof vaak electrostatisch opgeladen, hetgeen deze capaciteitsmetingen stoort.
- 3) Vooral bij kleine bedden kan de condensator verstoring van het bed veroorzaken.
- 4) Deze methode is beperkt tot isolatoren.

Bakker en Heertjes (lit.ref. 19 en 20) maken van dit type capaciteitsmetingen gebruik om op verschillende plaatsen in het gefluidiseerde bed een tijdsgemiddelde porositeit te bepalen.

VII.1.4. Kwaliteit van fluidisatie door het meten van drukfluctuaties over het gefluidiseerde bed.

Lit.ref. 21.

Het voordeel van deze methode is, dat de drukfluctuaties over het gehele bed gemeten worden, zodat de opnemer het bed niet kan verstoren. (zie fig. 24 en 25).

De drukopnemer bestaat uit een membraam van aluminium-folie (0,017 inch). Aan weerskanten van het folie zijn rekstrookjes geplakt. Deze rekstrookjes zijn twee weerstanden in een Wheatstone-wisselspanningsbrug. De vervormingen van het membraam als gevolg van de drukfluctua-

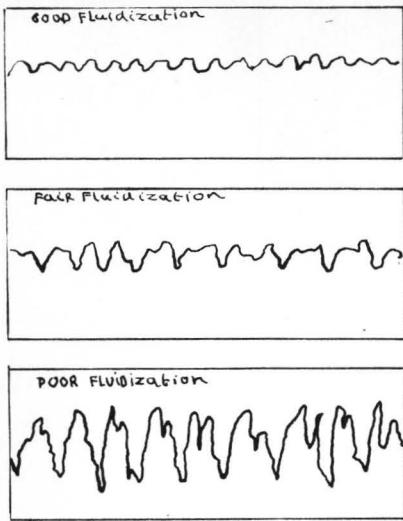


FIG. 26

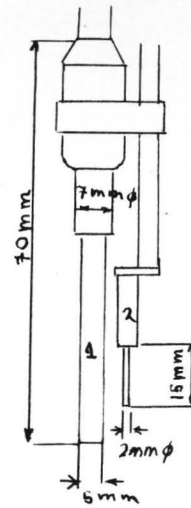


FIG. 28

- 1: Geiger-Müller teller.
- 2: Stralingsbron.

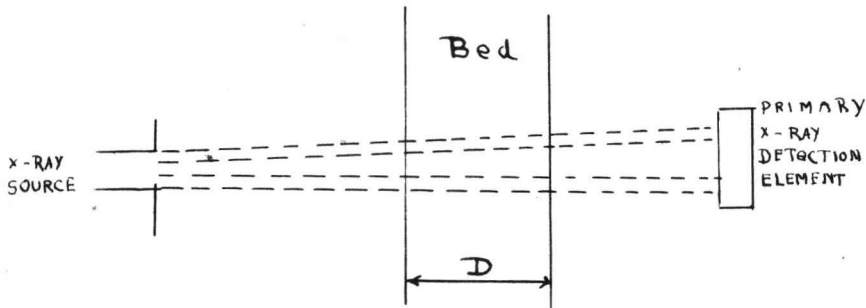


FIG. 27

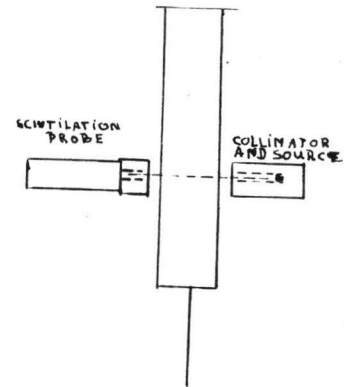


FIG. 30

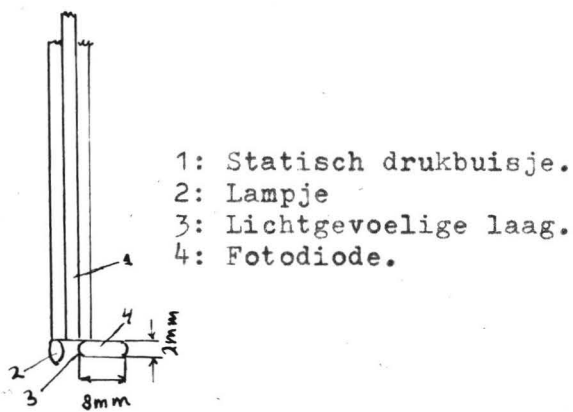


FIG. 29

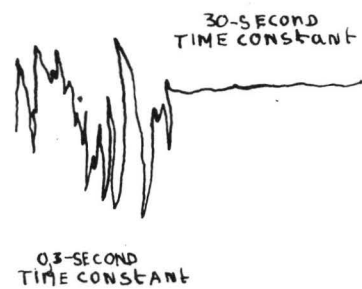


FIG. 31

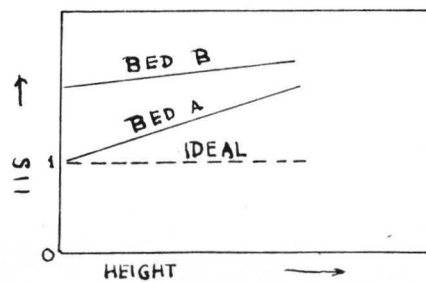


FIG. 32

$\frac{u_{\text{real}} L_0}{u L}$

2,0

x 400 gr L_0/D 0,645

. 800 " 1,29

o 1200 " 1,92

o 1600 " 2,52 $D=10 \text{ cm}$

\(\Delta\) 2000 " 3,14

3,5

\(\phi\) 2400 " 3,76

/ 2800 " 4,39

\(\Delta\) 3200 " 4,90

5,0

9,5

9,7

9,8

9,9

10,0

94

92

93

94

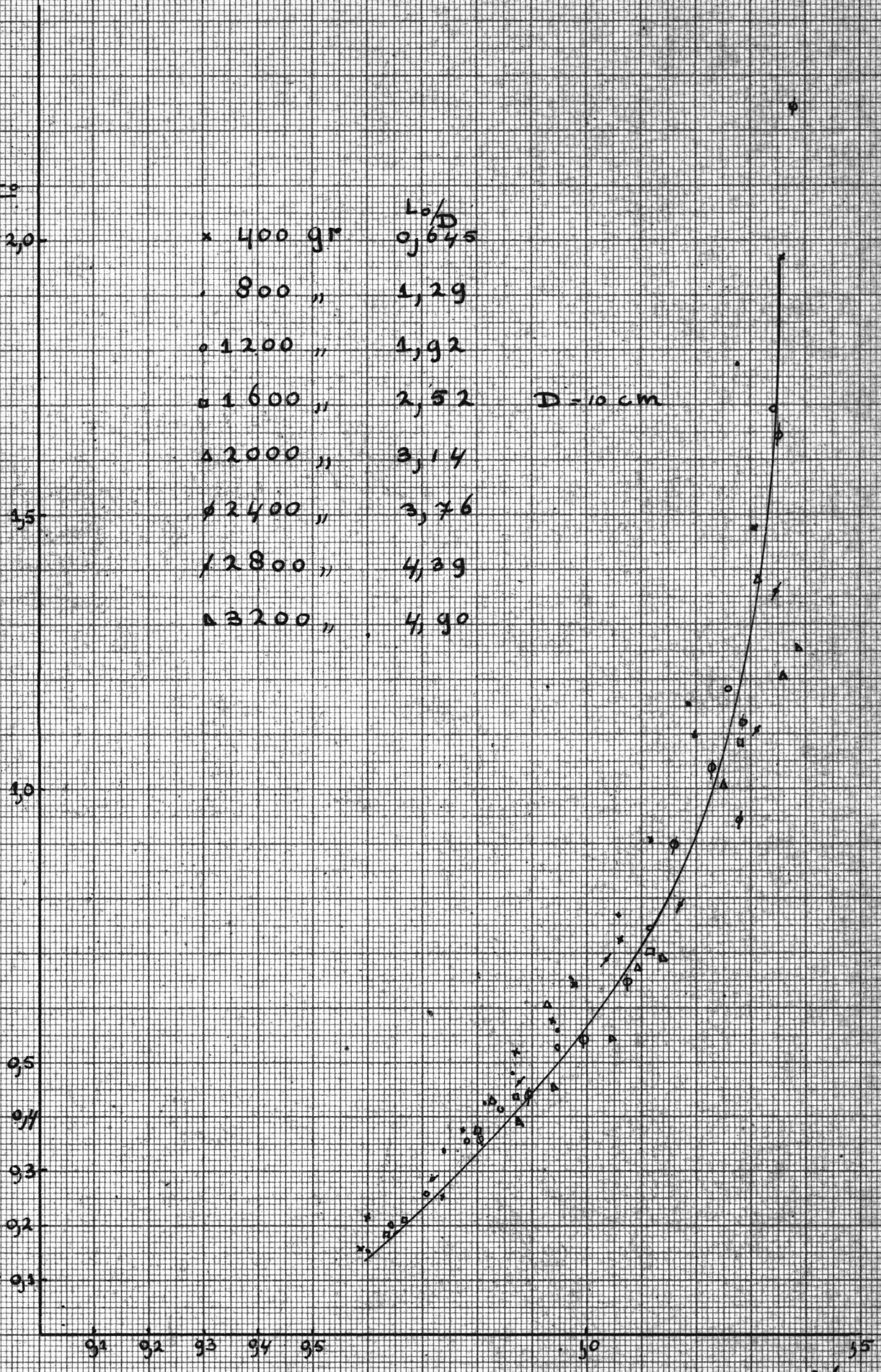
95

50

55

FIG. 20

$\frac{(1-e)}{e^3}$



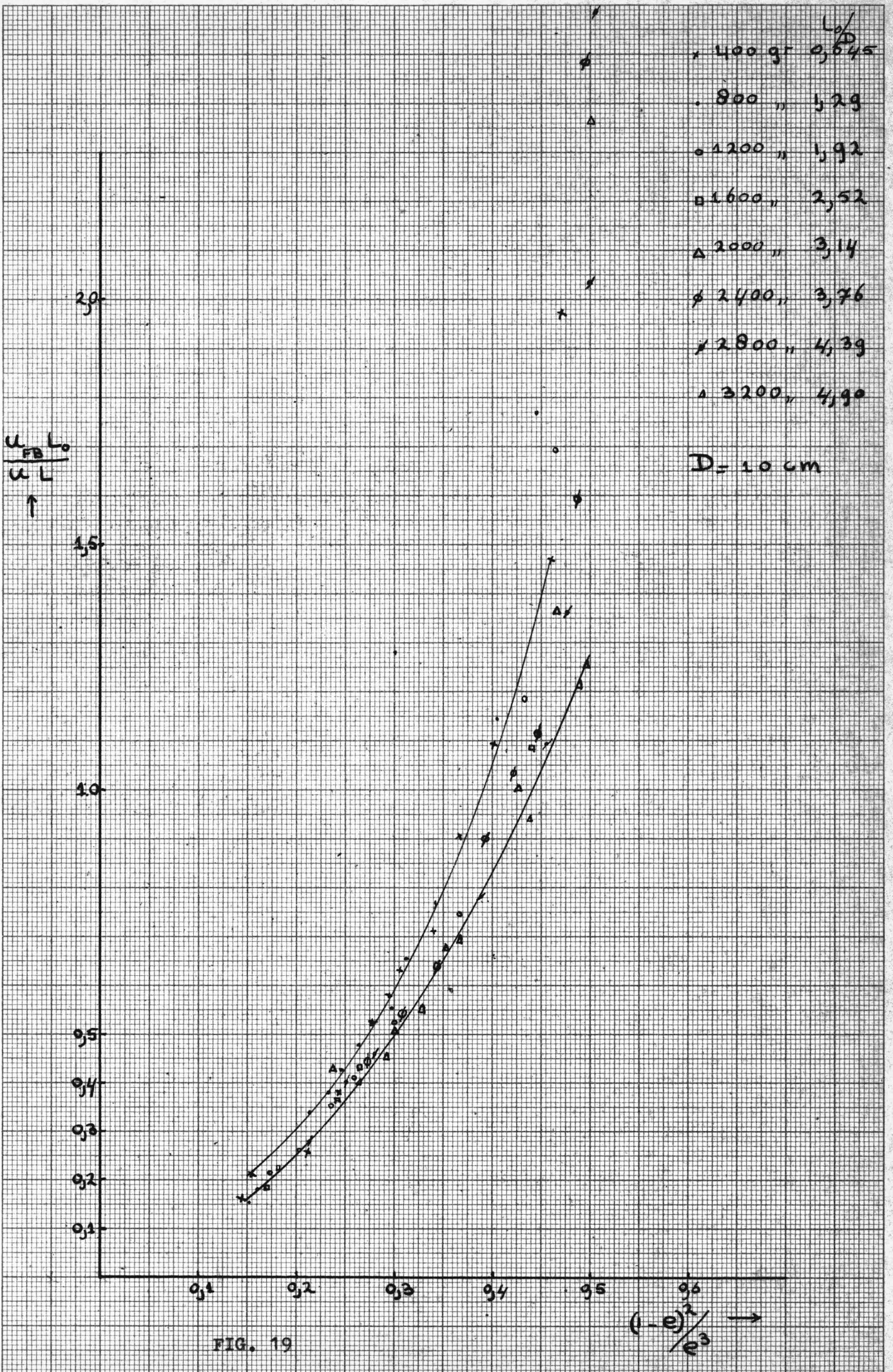


FIG. 19

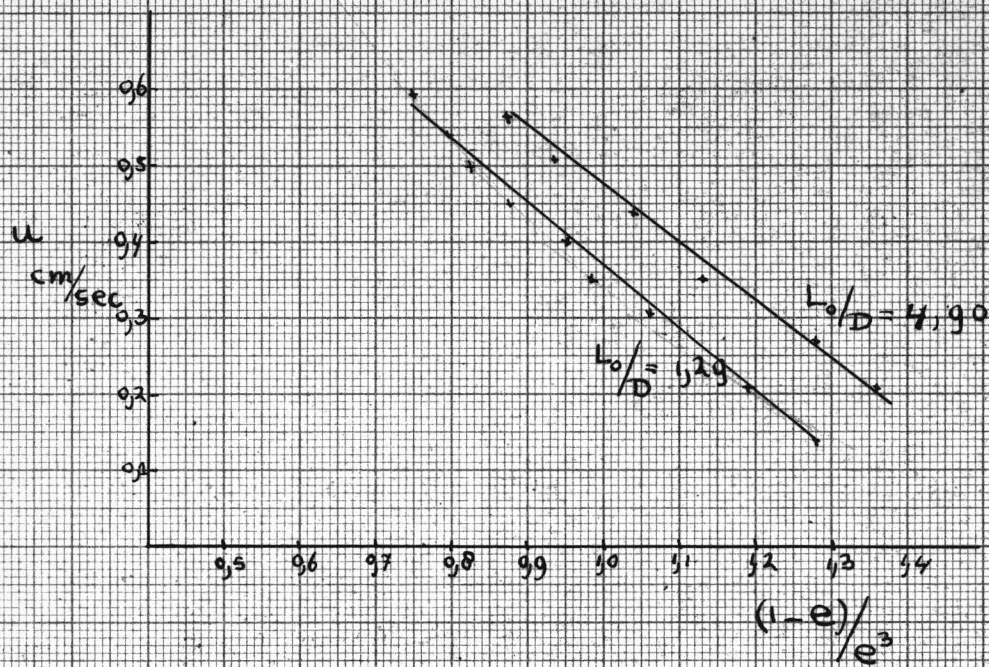


FIG. 17

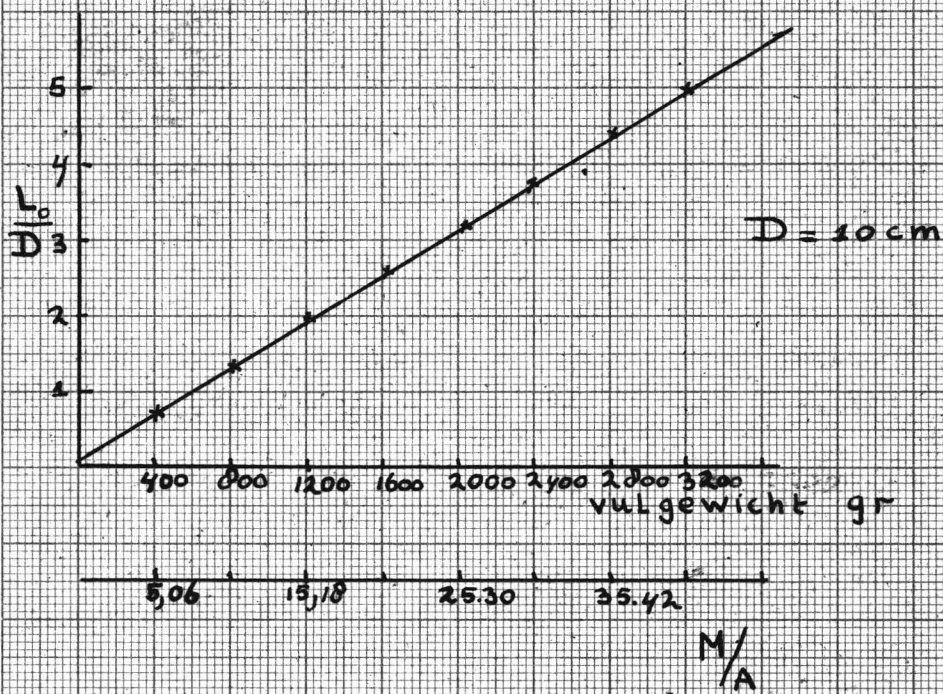


FIG. 18

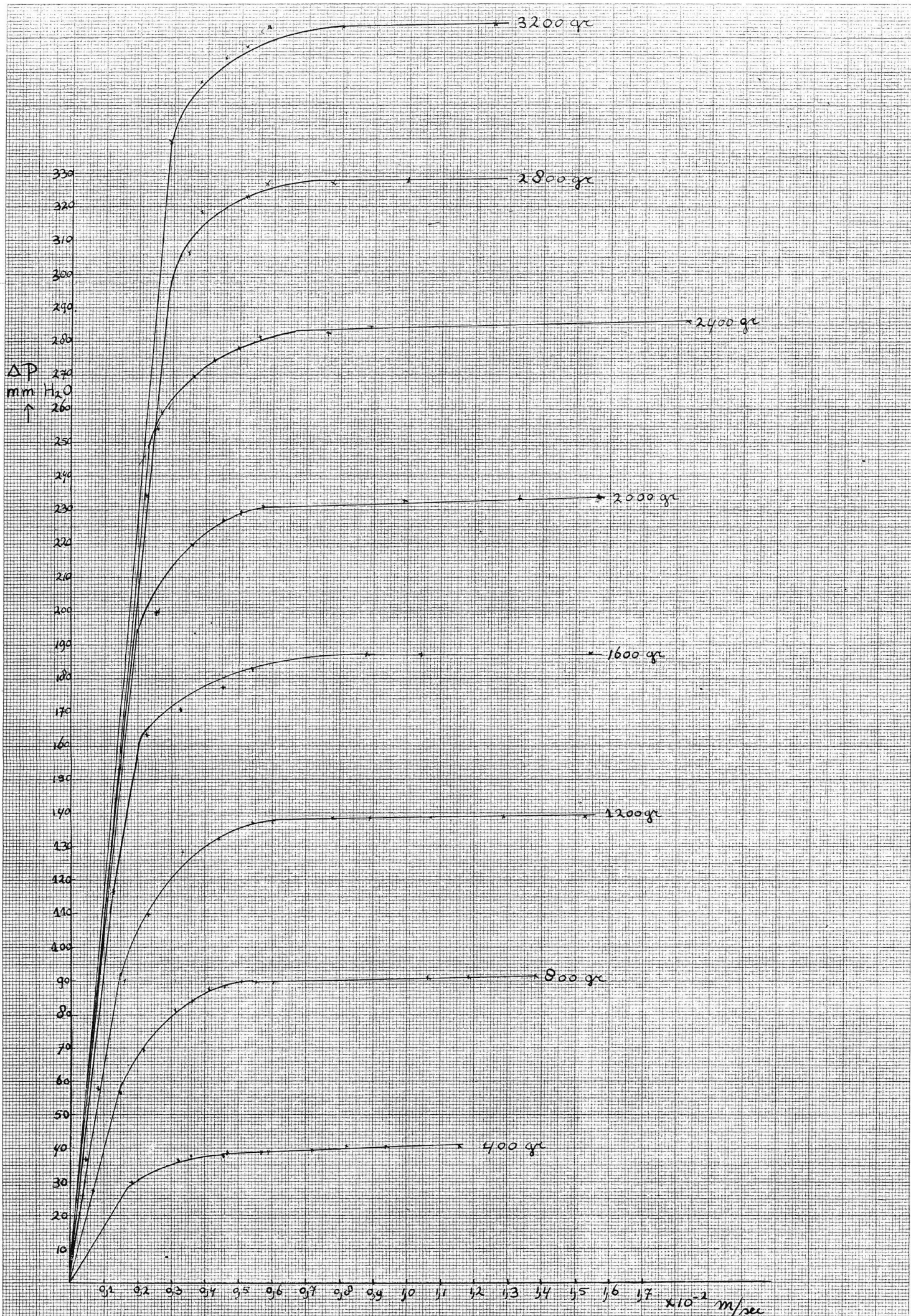


FIG. 16

$u \rightarrow$

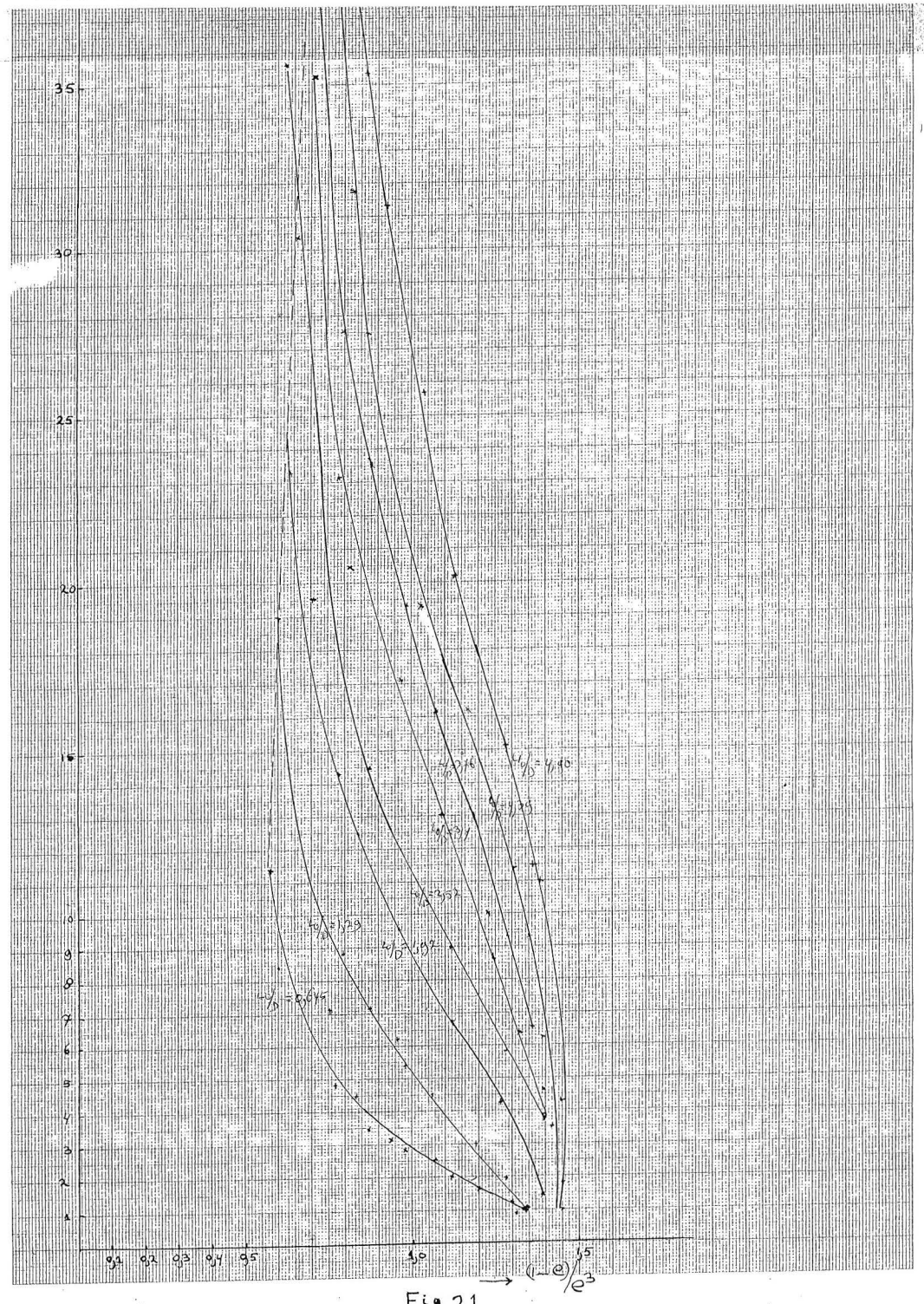
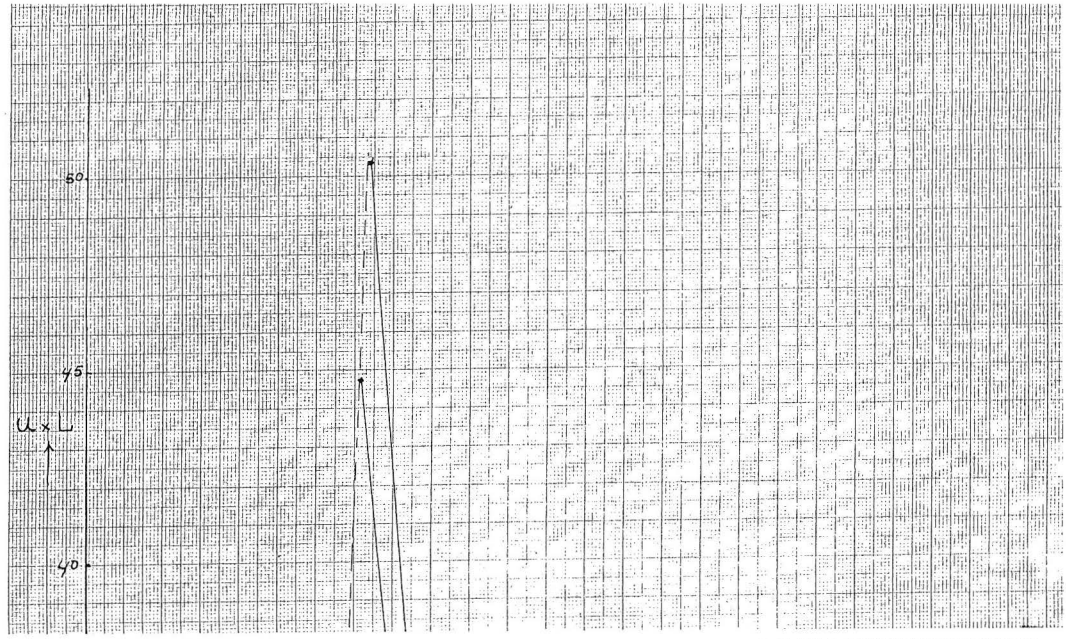
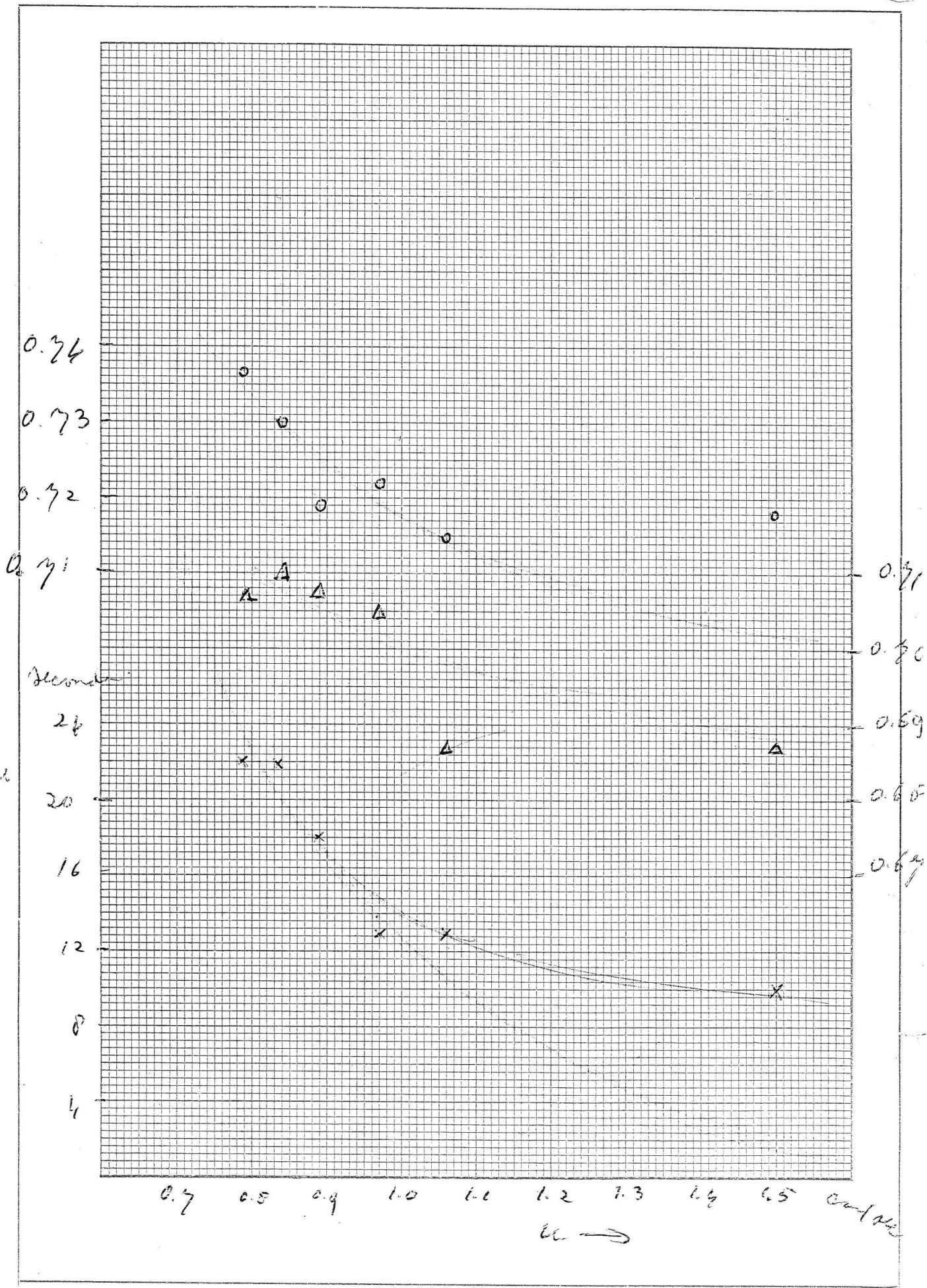


Fig 21



ties, die op deze manier te registreren zijn, geven eenzelfde soort diagram als dat van Morse en Ballou (zie fig. 26).
De kwaliteitsfactor wordt gedefinieerd als:

$$\frac{\text{de gemiddelde afwijking van de gemiddelde drukval}}{\text{de frequentie van de drukfluctuaties}}$$

VII.1.5. Toepassing van Röntgenstraling in het gefluidiseerde bed.

Lit.ref. 22.

E.W.Grohse beschrijft in dit artikel hoe met behulp van Röntgenstraling bedexpansie, dichtheidsfluctuaties en een hierop gebaseerde kwaliteitsfactor kunnen worden bepaald.

Een begrensde Röntgenbundel (zie fig.27) wordt door het bed heen gestuurd en de niet-geadsorbeerde primaire straling wordt gedetecteerd. De gebruikte formules berusten op de wet van Lambert:

$$I = I_0 \times e^{-\mu_n \rho D}$$

I_0 = begin-intensiteit

I = intensiteit van de straling na een afstand van l te hebben afgelegd.

μ_n = adsorptie-coëfficiënt

ρ = dichtheid

Deze publikatie is een van de weinigen, waarin de invloed van de verschillende vormen van zeefbodem wordt beschreven.

Voor de volledigheid worden twee andere methoden genoemd om de dichtheidsfluctuaties in een gefluidiseerd bed te meten (lit.ref.23):

- 1) Met behulp van β straling, afkomstig van een radioactief preparaat (Sr^{90} , sterkte 25 m.C.) (zie fig.28).
- 2) Met behulp van lichtadsorptie. Het niet-geadsorbeerde licht wordt geregistreerd met behulp van een fotodiode (zie fig.29).

VII.1.6. Kwaliteitsonderzoek met behulp van gammastraling.

Lit.ref.24.

Als stralingsbronnen zijn gebruikt:

Ra^{226} (sterkte: 5 m.C.) en Cs^{137} (sterkte: 25 m.C.).

Evenals bij de proef met de Röntgenstraling, bevindt de stralingsbron zich buiten het bed (zie fig.30). De niet-geadsorbeerde straling wordt gedetecteerd met behulp van een scintillatie-kristal.

De tijdsconstante (traagheid) van de pulssteller (fotodiode) kan worden gevarieerd. Met een grote tijdsconstante (grote traagheid) wordt de gemiddelde dichtheid bepaald (zie fig.31). De kleinere tijdsconstante geeft een gedetailleerder beeld. De gegevens uit het diagram, opgenomen met een kleine tijdsconstante, worden statistisch verwerkt. Van te voren is de hoogte van het recorder-sigitaal voor verschillende dichtheden geijkt. Voor een aantal punten in het diagram worden de bijbehorende dichtheden bepaald en uit deze gegevens wordt een ρ en de variante G_f^2 bepaald.

De index of instability is: $\frac{G_f^2}{G_p} = IIS$

G_p^2 = de variantie van de afwijkingen, die eigen is aan de gebruikte stralingsbron, gemeten bij de kleine tijdsconstante.

Werking van de index of instability (zie fig. 32):

Voor het gepakte bed geldt: $IIS = 1$

Bed A is stabiel(er) dan bed B (minder fluctuaties)

Bed B is uniform(er) dan bed A. De afwijkingen zijn wel groter, maar de

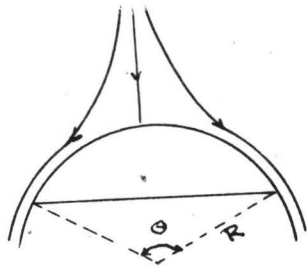


FIG. 33

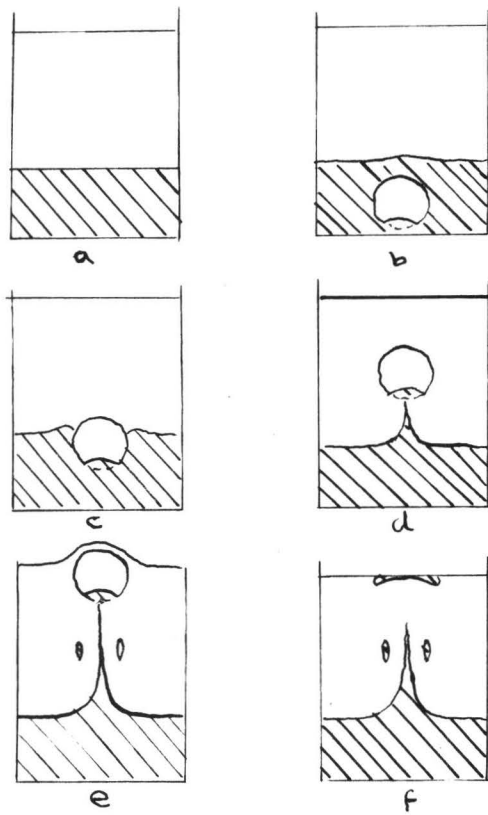


FIG. 34

grootte is minder afhankelijk van de hoogte.

M.a.w.: de helling van de curve is een maat voor de uniformiteit van het bed, en de hoogte van de curve is een maat voor de stabiliteit van het bed.

VII.1.7. Kwaliteitsmeting met behulp van een microfoon.

Lit.ref. 25.

Hierin wordt in het kort beschreven hoe met behulp van een microfoon, ondergedompeld in het gefluidiseerde bed, dichtheidsfluctuaties te registreren zijn. Dit korte artikel heeft alleen waarde door het idee om deze metingen met een microfoon uit te voeren.

VII.1.8. De vorm, de stijgsnelheid en de coalescentie van bellen.

VII.1.8.1. De stijgsnelheid van de bellen.

Lit.ref. 26.

Harrison heeft experimenteel de stijgsnelheid van gasbellen in gefluidiseerde bedden bepaald.

Het bed is gefluidiseerd met een superficiële-snelheid, die ongeveer 15 % groter is, dan die nodig aan het begin van fluidisatie.

Bepaald is de stijgsnelheid van één enkele bel die in het bed geïnjecteerd wordt.

$$u = 0,71 g^{1/2} v^{1/6} \quad 7.1$$

u = de eenparige stijgsnelheid van een bel in een groot bed (cm/sec)

g = de versnelling van de zwaartekracht (cm/sec²)

V = het volume van de bel (cm³)

Deze relatie is getest voor belvolumina van 25 - 10.000 cm³.

In deze formule zit dus niet de mogelijke coalescentie van bellen. Het is de vraag of de geïnjecteerde bel gas opneemt of afstaat tijdens zijn reis door het gefluidiseerde bed. Dit hangt af, m.i., van de porositeit van het homogeen gefluidiseerde bed, waarin de bellen geïnjecteerd worden.

VII.1.8.2. De vorm van de bellen.

Lit.ref. 27 en 28.

Rowe en Harrison hebben met behulp van fotografische opnamen de vorm van de bellen bestudeerd. De bellen hebben de vorm van een halve bol (zie fig. 33). De gefluidiseerde vaste stof regent niet door de bel, maar stroomt om de bel heen (de bel is dus te vergelijken als een vast obstakel in een stromend medium).

Rowe laat d.m.v. een modelproef zien, dat de menging in een fluidbed voor een groot deel wordt veroorzaakt door de opstijgende bellen (zie fig. 34). De bel gaat door twee lagen vaste stof heen van verschillende kleur. In het zog van de bel wordt materiaal mee naar boven gezogen. Harrison leidt af uit de vorm van de bellen (bolschil), dat de konstante in formule 7.1, konstante = 0,71, als volgt afhangt van de vorm van de bel:

$$c = \frac{2}{\left\{ 3 \left[\pi \left(\frac{2}{3} - \cos \frac{\theta}{2} + \frac{\cos^3 \frac{\theta}{2}}{3} \right) \right]^{1/6} \right\}}$$

↳ Kritiek op deze formule:

Kritische vraag: Kunnen de systeem constanten alleen maar in θ en V het niet afhankelijk?

Voor de waarde van $c = 0,71$ volgt $\theta = 120^\circ$.

Opmerking: dit geldt alleen voor het door Harrison bestudeerde systeem, n.l. zand en lucht.

VII.1.8.3. De coalescentie van bellen.

Lit.ref. 29.

Mogelijke oorzaken, waardoor bellen kunnen toenemen in grootte tijdens hun reis door het gefluidiseerde bed:

- 1) De toename van de bel als gevolg van de afnemende hydrostatische druk.
- 2) Twee bellen, die op verschillende tijden aan de filterplaat ontstaan, halen elkaar in.
- 3) Bellen, die op eenzelfde tijd aan de filterplaat ontstaan en samen als één bel omhoog gaan.

Dit zijn drie verklaringen, die Harrison geeft, die volgens mij echter nog niet compleet zijn, en aangevuld moeten worden met een vierde. De bel kan namelijk ook toe- of afnemen door lucht uit de dichte fase op te nemen of af te staan.

Harrison onderzoekt ~~of~~ het verschijnsel, onder 2 omschreven, door in een homogeen gefluidiseerd bed (debiet iets groter dan nodig voor het begin van fluidisatie) achter elkaar twee gasbellen te injecteren. Geconstateerd:

- 1) De stijgsnelheid van de eerste bel wordt niet beïnvloed door de aanwezigheid van de tweede bel.
- 2) Als de tweede bel op een bepaalde kritische afstand van de eerste bel wordt geïnjecteerd, neemt de snelheid van de tweede bel toe, totdat de eerste bel is ingehaald en de coalescentie plaats heeft.

De films, die door de heer Erdtsieck gemaakt zijn, laten hetzelfde zien als Harrison heeft gerapporteerd over de coalescentie van bellen, evenals dat wat Rowe en Harrison zeggen over de vorm van de bellen, en dat de meeste vaste stof om de bel heen gaat.

VII.1.8.4. Belvorming aan een orifice.

Lit.ref. 30

Dit artikel bevat experimentele gegevens over de belvorming aan een orifice. Hoewel dit onderwerp niet direct betrekking heeft op het onderzoek, kan het toch van belang zijn voor ijkingsdoeleinden.

$$V = 1,378 G^{6/5} g^{3/5}$$

7.2

V = belvolume

G = gasdebiet door de orifice

Critiek op dit artikel:

Op pag. 413 wordt berekend hoeveel gas er tijdens de vorming van de bel aan de orifice uit de bel lekt in de densefase. Deze berekening berust op de aanname, dat de hoeveelheid gas, die uit de bel lekt, gelijk is aan de hoeveelheid, die nodig is om de densefase boven de zich vormende bel te fluidiseren.

Bij de verdere afleiding wordt er geen rekening mee gehouden, dat de straal van de zich vormende bel een functie van de tijd is.

De hierop gecorrigeerde afleiding:

$$V_L = \int_{t=0}^{v/g=t} 4 \pi r^2 k u_0 dt$$

$$V = \frac{4}{3} \pi r^3$$

V_L = hoeveelheid gas die uit de bel lekt (cm^3)

r = de straal van de bol

k = konstante

u_0 = superficiële-snelheid bij incipient fluidization

$$V = G \times t \quad \frac{dV}{dt} = 4 \pi r^2 \frac{dr}{dt} = G$$

$$V_L = \int_0^R \frac{16 \pi^2 k u_0 r^4 dr}{G} = \frac{16}{5} \frac{\pi^2 k u_0 R^5}{G}$$

$$\frac{V_L}{V} = \frac{12 \pi}{5} \frac{k u_0 R^2}{G}$$

Eliminatie van R en gebruik makende van $V = 1,378 G^{6/5} g^{3/5}$ geeft:

$$\frac{V_L}{V} = 1,78 \frac{k u_0}{G^{1/5} g^{2/5}}$$

Dit in tegenstelling tot wat Harrison berekent:

$$\frac{V_L}{V} = \frac{0,9 u_0 k}{G^{1/5} g^{2/5}}$$

De conclusie, die Harrison trekt uit zijn berekening, dat de hoeveelheid gas, die uit de bel lekt, niet meer dan 15 % van het belvolume bedraagt, is, gezien het bovenstaande, niet juist.

VII.1.9. Instabiliteit van het gefluidiseerde bed.

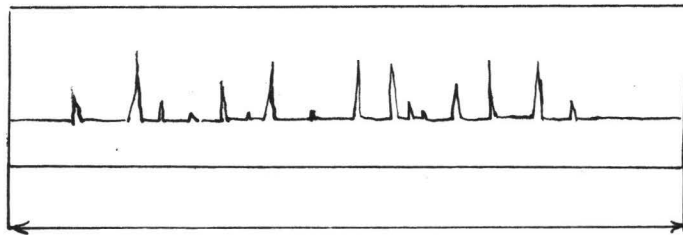
Lit.ref. 31.

In het gebied tussen homogene en niet-homogene fluidisatie treedt een periodiek verschijnsel op, waarbij de hoogte van het bed meerdere waarden aanneemt. Het al dan niet optreden van dit verschijnsel hangt af van de nauwkeurigheid, waarmee het fluidbed opgebouwd is.

Er is weinig gepubliceerd over dit instabiliteitsverschijnsel, wat mede zijn oorzaak kan hebben in het bovenstaande.

Leva definieert: η = fluctuation ratio (e_{\max}/e_{\min}) en $((u - u_{FB})/u_{FB})$ als twee grootheden, die dit verschijnsel beschrijven.

Leva vermeldt, dat η niet beïnvloed wordt door de hoogte van het bed.



T sec

FIG. 35

VII.2. Het experimentele gedeelte.

VII.2.1. Inleiding.

Het voorgaande literatuuronderzoek is als volgt samen te vatten:
Er zijn diverse methoden om de kwaliteit van fluidisatie te meten.
Deze methoden komen neer op:

- a) Meting van dichtheidsfluctuaties
- b) Meting van stralingsintensiteiten

De intensiteitsmetingen beïnvloeden de stroming in het bed niet.
De meting van de dichtheidsfluctuaties in het bed heeft als nadeel:

- 1) Verstoring van het bed
- 2) Beïnvloeding van de meting door de electrostatisch geladen deeltjes (condensatormeting)

De kwaliteitsfactor is steeds gedefinieerd als een gemiddelde afwijking gedeeld door de frequentie van deze fluctuaties. Zowel met de meting van de dichtheidsfluctuaties als met de meting van de stralingsintensiteit wordt slechts een beperkt deel van het gefluidiseerde bed gemeten.

Als er coalescentie van bellen optreedt, betekent dit, dat er onder in het bed een groot aantal kleine bellen aanwezig zijn, die, naarmate ze hoger komen, coalesceren tot een kleiner aantal grotere bellen.

De richting van het kwaliteitsonderzoek is gebaseerd op de volgende gedachtengang:

Het totaal toegevoerde debiet $u \times A$ is op te splitsen in een hoeveelheid $u_c \times A$, die nodig is om de continue dichte fase te onderhouden, en een hoeveelheid $u_{nc} \times A$ die nodig is om de diskontinue bellenfase te onderhouden.

$$u = u_c + u_{nc} \quad \text{cm/sec}$$

7.3

$u_{nc} \times A$ is opgesplitst in een aantal bellen (per tijdseenheid) van diverse grootten. Als u bekend is en als u_c te meten is, dan is u_{nc} ook bekend.

Als de porositeit van de continue fase bekend is en er wordt aangenomen, dat de Kozeny-vergelijking geldt, is u_c te berekenen.

De u_{nc} op deze wijze berekend, moet overeenstemmen met de u_{nc} die berekend kan worden, als het aantal bellen en de grootte ervan, dat per tijdseenheid door de bovenbegrenzing van het bed komt, bekend is.

Definiering van de kwaliteitsfactor:

Stel, vooruitlopend op het onderzoek, dat er een methode beschikbaar is om de bellen, die door de bovenbegrenzing van het bed komen, naar grootte en aantal te meten zijn en dat het recorderdiagram er uitziet volgens fig. 35.

De hoogte van een piek in het diagram is een maat voor de grootte van de bellen. T wordt zodanig gekozen, dat er een voldoende aantal waarnemingen is, zodat er een verdelingscurve is op te stellen.

n_i is het aantal bellen ter grootte van B_i , dat in T seconden door de bovenbegrenzing komt.

Integrering van deze verdelingscurve:

$$u_{nc} T A \frac{u_{nc}}{T} = \int_0^{\infty} n_i d(B_i)$$

belvolume

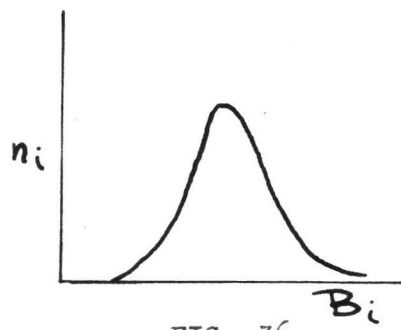


FIG. 36

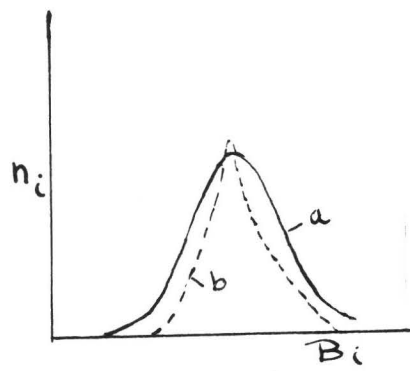


FIG. 37

Dit is een controle op de bovenstaande stofbalans (7.3).
 In de literatuur is de kwaliteitsfactor tot nog toe gedefinieerd als:
 de gemiddelde afwijking van een gemiddelde waarde/frequentie van de
 fluctuaties, of wel als: de standaarddeviatie/frequentie.
 Een grootte, die de numerieke waarde van de druk en de dichtheids-
 fluctuaties weergeeft, komt niet in de definiering van de kwaliteits-
 factor voor.

Voorstel voor de definiering van een kwaliteitsfactor:

$$\frac{\bar{Y}}{\bar{B} s^2} = K$$

*Waarom? met chemie melk
 moderne wet is zeer ongemakkelijk.*
 7.4

\bar{Y} = de gemiddelde frequentie waarmee de bellen door de bovenbegren-
 zing komen
 \bar{B} = de gemiddelde belldiameter } beide bepaald uit de belgrootteverdeling
 s^2 = de variantie

De werking van deze factor wordt gedemonstreerd aan de volgende voor-
 beelden:

- 1) Het homogeen gefluidiseerde bed is voor te stellen als een bed, waar-
 doorheen een oneindig groot aantal kleine bellen van dezelfde groot-
 te stroomt.

$$\left. \begin{array}{l} \bar{Y} \rightarrow \infty \\ \bar{B} \rightarrow 0 \\ s^2 \rightarrow 0 \end{array} \right\} K \rightarrow \infty$$

- 2) Twee systemen (zie fig.37) a = griesmeel
b = steenkoolpoeder

Stel, dat bij een debiet u de nevenstaande verdelingen van de bel-
 grootte wordt gevonden, waarbij de gemiddelde belgrootte in beide
 gevallen gelijk is.

Uit fig.37 volgt, dat:

$$\left. \begin{array}{l} \bar{Y}_{\text{gries}} < \bar{Y}_{\text{steenkool}} \\ s^2_{\text{gries}} < s^2_{\text{steenkool}} \end{array} \right\} K_{\text{gries}} < K_{\text{steenkool}}$$

Het uiteindelijke doel van dit onderzoek is om de kwaliteitsfactor
 te bepalen als een functie van u met als parameters stof- of ap-
 paraatkonstanten.

De kwaliteitsfactor heeft betrekking op de bellen, die het bed verla-
 ten. Deze bellen hebben een voorgeschiedenis, namelijk, dat ze door coa-
 lescentie van kleine belletjes ontstaan zijn. Dit betekent, dat het stof-
 contact onder in het bed beter zal zijn dan er bovenin. Om een indruk
 te krijgen van de invloed van coalescentie, moet de kwaliteitsfactor
 worden bepaald als functie van de hoogte van het gepakte bed (L_0) voor
 een bepaald systeem, vaste stof en apparaat.

Indeling van het experimentele werk:

- 1) Keuze van de te gebruiken meetmethode
- 2) Registratie van het instabiliteitsverschijnsel
- 3) Bepaling van de porositeit van de dichte fase
- 4) Registratie van het coalescentie-verschijnsel

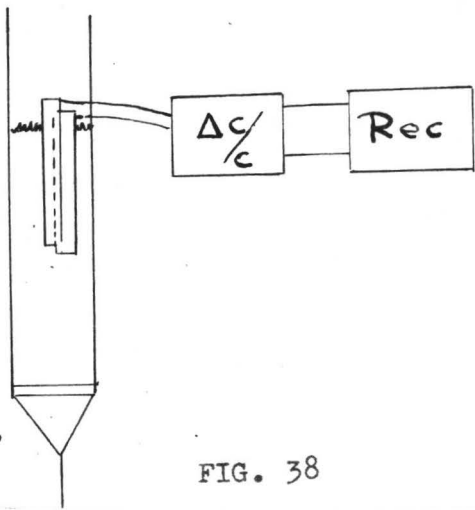


FIG. 38

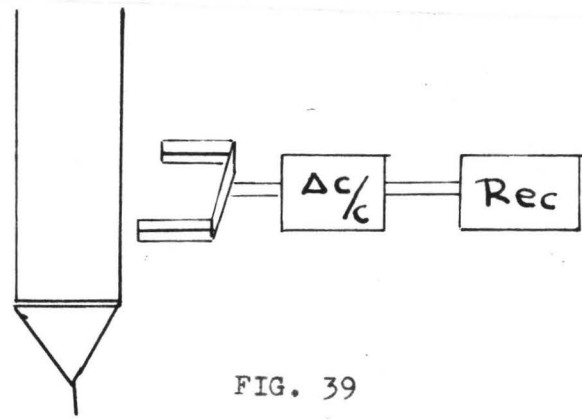


FIG. 39

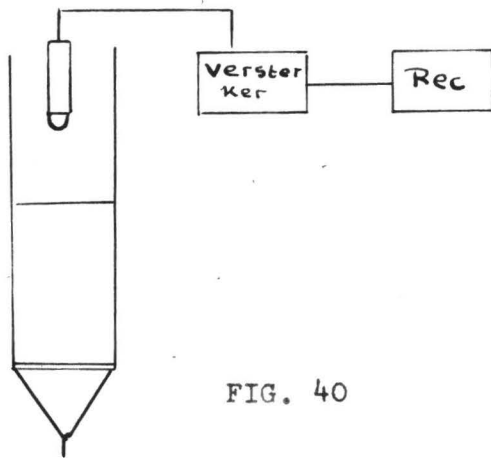


FIG. 40

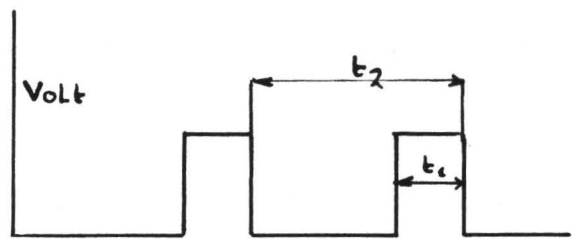
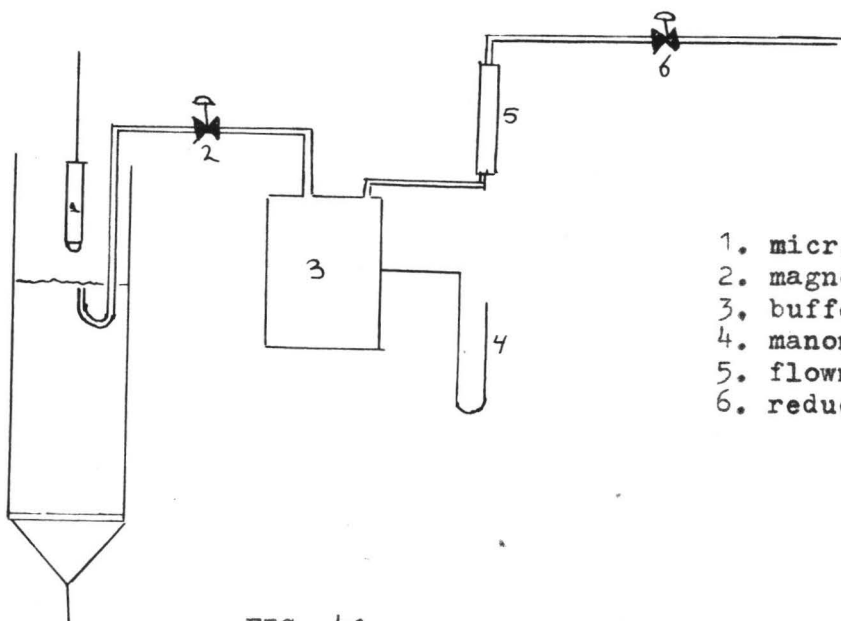


FIG. 42



1. microfoon
2. magneetklep
3. buffervat
4. manometer
5. flowmeter
6. reduceerventiel

FIG. 41

VII.2.2. Keuze van de te gebruiken meetmethode.

In de hiervoor geciteerde literatuur komen een groot aantal methoden voor om de dichtheidsfluctuaties in het gefluidiseerde bed te meten. Bij de keuze van de meetmethoden is er van uitgegaan, dat het opneem-element het bed niet mag verstoren. Dit betekent, dat het opneem-element zich buiten of boven het bed moet bevinden.

De meetmethoden, die op meting van stralingsintensiteiten berusten, voldoen aan de bovenstaande eis, maar uit veiligheidsoverwegingen en het niet-beschikbaar zijn van de benodigde apparatuur, zijn deze methoden niet toegepast.

Meetmethoden om het instabiliteitsverschijnsel van het gefluidiseerde bed te registreren en om de porositeit van de dichte fase te meten (zie fig. 38).

Aan de buitenkant van het glazen fluidbed zijn in de lengterichting twee messing stripjes geplakt (lengte: 20 cm; breedte: 1 cm). De beide stripjes, de platen van een condensator, zijn verbonden met de ingang van een $\Delta C/C$ meter. Het uitgangssignaal van de $\Delta C/C$ meter wordt geregistreerd met behulp van een snelle recorder.

Een globale berekening van de capaciteit van de condensator leert:

- 1) Dielectricum = lucht ; capaciteit = 0,17 Pf
- 2) Dielectricum = de katalysator ($\epsilon_r = 4$) ; capaciteit = 0,78 Pf

Specificaties van de gebruikte ΔC meter:

Merk : Delta C meter Type: 660
 Leverancier: Vanandel NV, Rotterdam
 Principe : Wisselstroom capaciteitsbrug
 Meetbereik : 30 - 1000 Pf, incl. de verbindingkabel van condensator naar instrument.

De gebruikte kabel heeft een capaciteit van ca. 35 Pf. De gevoeligheid van de meter is voldoende om kleine variaties in de capaciteit van de condensator te meten.

Specificaties van de recorder:

Merk: Oscillomink, Siemens
 De maximale frequentie, die de recorder kan registreren = 1000 Hz.

De meetmethode om de instabiliteit en de porositeit van een gefluidiseerd bed te meten, berust op het feit, dat de capaciteit van de condensator een functie is van de bedhoogte.

Meetmethode om de coalescentie van bellen te meten:

Deze meetmethode berust eveneens op een capaciteitsmeting aan de buitenkant van het bed. (zie fig. 39). De condensatorplaten zijn in een houder gemonteerd, die het mogelijk maakt om op verschillende hoogten in het bed de verstoring van het condensatorveld, die een gevolg is van het opstijgen van de bellen, te meten.

Meetmethode om de kwaliteitsfactor te meten (zie fig. 40):

Elke bel, die het bed verlaat, manifesteert zich in een drukstootje. Deze drukstootjes worden d.m.v. de microfoon, die zich boven in het bed bevindt, geregistreerd. Via een versterker worden deze pulsen geregistreerd met behulp van de Oscillomink.

Om de grootte van de geregistreerde pulsen te ijken op de daarbij behorende belgrootten, is de volgende opstelling bedacht (zie fig. 41).

In het niet-homogeen gefluidiseerde bed worden periodiek drukpulsjes gebracht van bekende grootte. De lucht wordt via een reductie-ventiel, flowmeter, buffervat en een magneetklep vlak onder het bovenvlak in het gefluidiseerde bed gebracht. De magneetklep wordt periodiek bekrachtigd door een elektronische schakeling, die een blokspanning afgeeft (zie fig. 42).

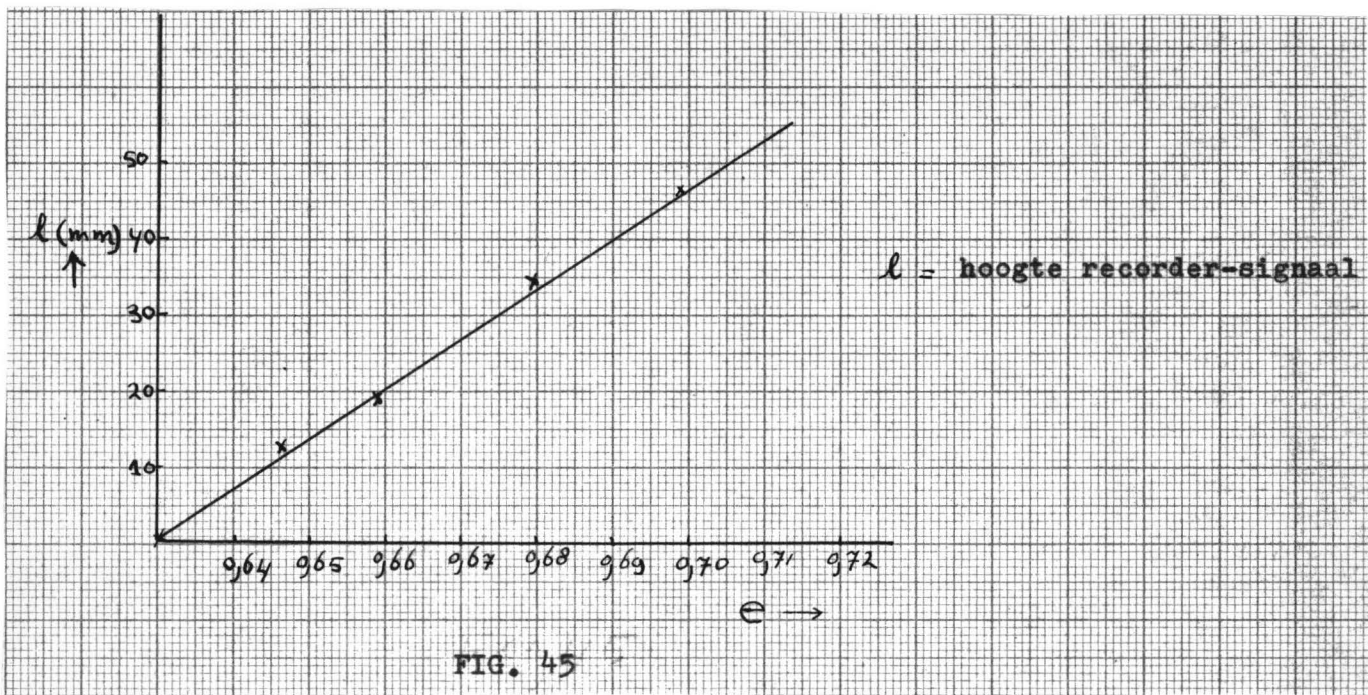


FIG. 45

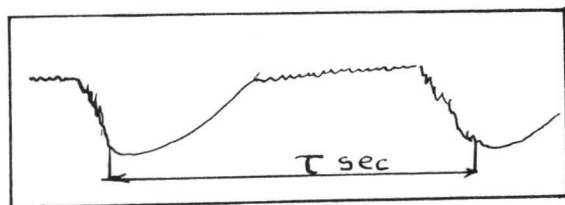
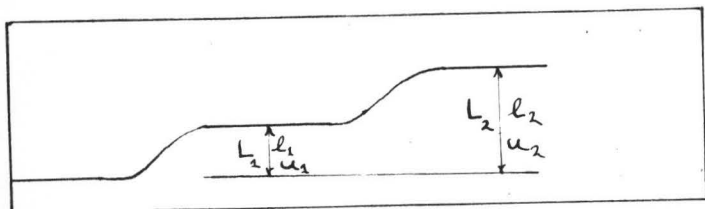


FIG. 43



$u = \text{superficiële snelheid}$
 $l = \text{hoogte recorder-signaal}$
 $L = \text{bedhoogte}$

FIG. 44

t_1 en t_2 zijn onafhankelijk van elkaar te regelen.

Door het buffervat worden de luchtpulsjes uitgedempt, zodat de flowmeter ze registreert als een konstante flow. De overdruk in het buffervat wordt gemeten met een U-buis manometer.

Bekend is: 1) het aantal pulsen per tijdseenheid

2) de flow

3) de druk en de temperatuur in het buffervat

Te berekenen is met hoeveel cm^3 lucht elk geregistreerd drukpulsje overeen komt.

Door de druk in de buffer en de tijd t_1 te variëren, is de grootte van de pulsjes te regelen.

In het bovenstaande is het principe aangegeven om de kwaliteitsfactor te bepalen.

Op het ogenblik, dat dit verslag wordt geschreven, is het in principe gelukt om op deze wijze bellen te registreren, benevens de grootte ervan met de hierboven beschreven ijkmethode te bepalen. De apparatuur, nodig om de drukpulsjes naar belgrootte te ijken, is klaar en werkt. De apparatuur om de bellen te registreren is samengesteld uit geleend materiaal, dat weer is teruggegeven. De recorder was tijdens deze proeven defect en is op het ogenblik in revisie.

Door echter de recorder te vervangen door een oscilloscoop is het mogelijk geweest om de registratie-methode uit te werken. In de vorm van een bijlage aan dit verslag hoop ik een complete installatie te beschrijven om de kwaliteitsfactor te bepalen.

VII.2.3. Het instabiliteitsverschijnsel.

Gerekend vanaf het gepakte bed zijn er met toenemend gasdebiet drie karakteristieke verschijningsvormen van het gefluidiseerde bed te onderscheiden:

1) Het gepakte bed

2) Het homogeen gefluidiseerde bed

3) Het niet-homogeen gefluidiseerde bed.

Het overgangsgebied tussen homogene en niet-homogene fluidisatie wordt gekenmerkt door het instabiliteitsverschijnsel, dat als volgt te beschrijven is:

a) Het bed expandeert en er komen geen bellen door het bovenvlak.

b) Het bed expandeert niet verder en er komen regelmatig bellen door het bovenvlak. Het komt ook voor, dat het bed in deze periode nog een weinig verder expandeert.

c) Het bed ontlaadt zich in een heftige bellenregen, waarbij de hoogte van het bed afneemt. Tijdens dit ontladen treden er zeer heftige stofstromingen op in het bed. Hierna herhaalt de cyclus zich (zie fig. 43).

Gebruikte apparatuur (zie fig. 1 en 38).

L^1 = de hoogte van het bed = 140 cm

$L_0/D = 4,9$

$e_{FB} = 0,630$

Vulgewicht = 3200 gr

De variërende hoogte wordt gemeten met behulp van de opstelling, zoals beschreven in VII.2.2. (zie fig. 38).

Eerst wordt de recorder-uitslag geijkt op de hoogte, cq. porositeit, van het bed. In het gebied, waar het bed niet verstoord wordt door belvorming, wordt de hoogte van de recorder-uitslag geijkt op de visueel waargenomen hoogte van het bed (zie fig. 44).

In fig. 45 is de recorder-uitslag uitgezet als functie van de porositeit (de porositeit is berekend volgens formule 5.19).

Ondanks het feit, dat de instelling van de apparatuur niet veranderd werd, is steeds na een serie proeven een nieuwe ijkcurve gemaakt. Nadat de ijkcurve is gemaakt, wordt een debiet ingesteld, waarbij het instabiliteitsverschijnsel optreedt. Fig. 43 geeft een dergelijk diagram weer.

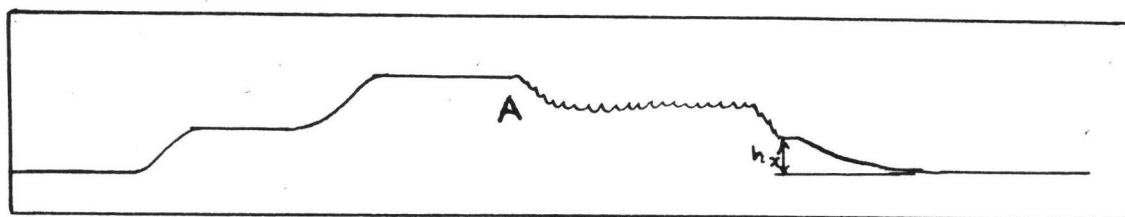
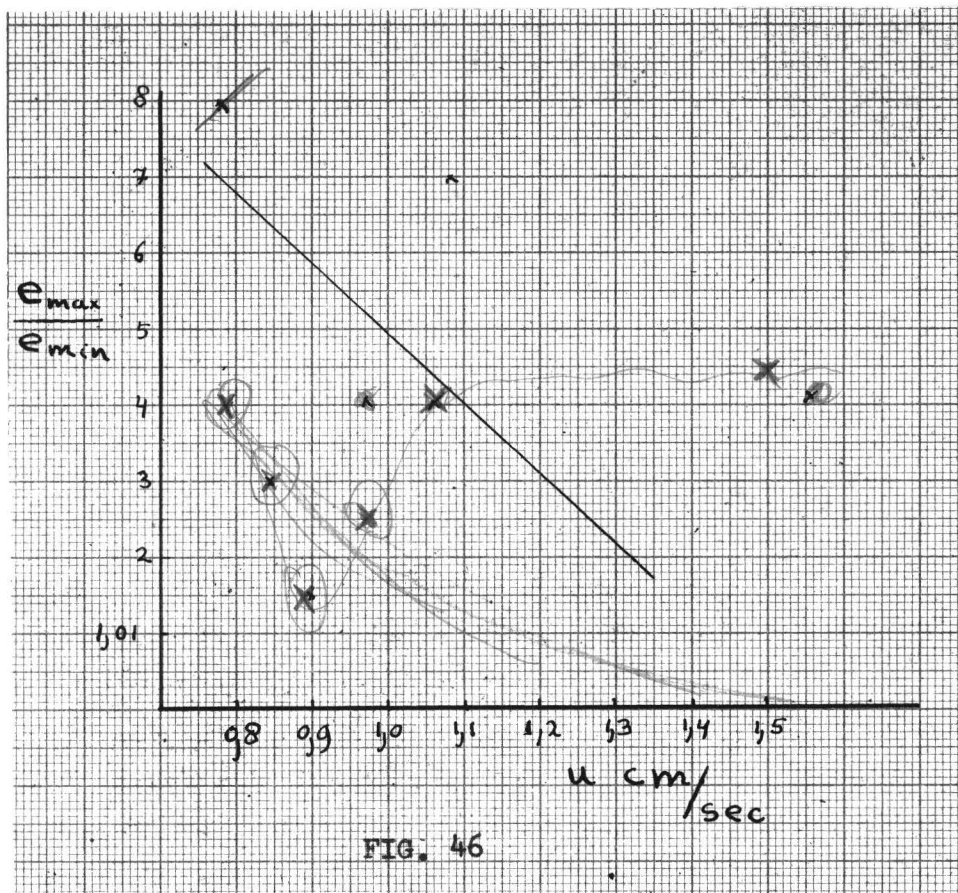


FIG. 47

Bij het instabiliteitsverschijnsel zijn te onderscheiden:

- 1) Een e_{\max} en een e_{\min} .
- 2) Aan de cyclus van de verschijnselen is een frequentie toe te kennen.

TABEL VI

 $e_{FB} = 0,630$

	u cm/sec	e_{\max}	e_{\min}	e_{\max}/e_{\min}	(periode-duur in sec)
Opname 3	0,79	0,737	0,707	1,08	22
	0,97	0,722	0,705	1,04	13
Opname 2	1,06	0,715	0,687	1,04	13
	1,50	0,718	0,687	1,045	10
Opname 7	0,84	0,73	0,710	1,03	22
	0,89	0,719	0,708	1,065	18

Het instabiliteitsverschijnsel treedt op in het traject $u = 0,7 - 1,5$ cm/sec

In tabel VI zijn de resultaten van een aantal proeven samengebracht. De nummers van de opnamen verwijzen naar de originele recorder-diagrammen. Er kan in dit gebied niet gesproken worden van de porositeit van de dichte fase; er zijn twee porositeiten te definiëren.

Kwalitatief is over deze gegevens te zeggen, dat met toenemend luchtdebiet de frequentie van het instabiliteitsverschijnsel toeneemt en dat het verschil tussen e_{\max} en e_{\min} afneemt.

In fig. 46 is getracht de gegevens uit tabel VI grafisch weer te geven.

VII.2.4. Bepaling van de porositeit van de dichte fase als de functie van de superfciele-snelheid.

Bij niet-homogene fluidisatie gaat een deel van het toegevoerde gas in de vorm van bellen (slugs) door het gefluidiseerde bed. Het totaal toegevoerde gasdebiet is te verdelen in een hoeveelheid die nodig is om de dichte fase te onderhouden, en een hoeveelheid die nodig is om de diskontinue bellenfase te onderhouden. In alle tot nog toe geraadpleegde literatuur wordt er van uitgegaan, dat de hoeveelheid gas, die nodig is om de dichte fase te onderhouden, gelijk is aan het debiet, dat nodig is voor het begin van fluidisatie (zie o.a. lt.ref. 19).

Dit betekent, dat de gasholdup van de dichte fase konstant is en onafhankelijk van het totaal toegevoerde debiet. Hieruit volgt, dat de porositeit van de dichte fase konstant is en onafhankelijk van het totaal toegevoerde gasdebiet.

In het nu volgende is onderzocht hoe de porositeit van de dichte fase afhangt van het totale gasdebiet.

Opstelling: zie fig. 1 en 38.

Vulgewicht: 3200 gr

L_0/D : 4,9

e_{FB} : 0,630

Eerst wordt er weer een ijkcurve gemaakt zoals beschreven is onder VII.2.3. (zie fig. 47). Na het ijkgedeelte te hebben gemaakt, wordt, zonder iets aan de instelling van de apparatuur te veranderen, bij A een debiet ingesteld waarbij bellenfluidisatie optreedt. De fluctuaties van de capaciteit van de condensator zijn het gevolg van de opstijgende bellen en de heftige beweging van het oppervlak. Op een bepaald ogenblik wordt de luchttoevoer afgesloten. De bellen, die een veel kortere verblijftijd in het bed hebben dan het gas in de dichte fase, zullen het bed practisch momentaan verlaten. Op hetzelfde ogenblik, dat de laatste bel het bed verlaten heeft, is

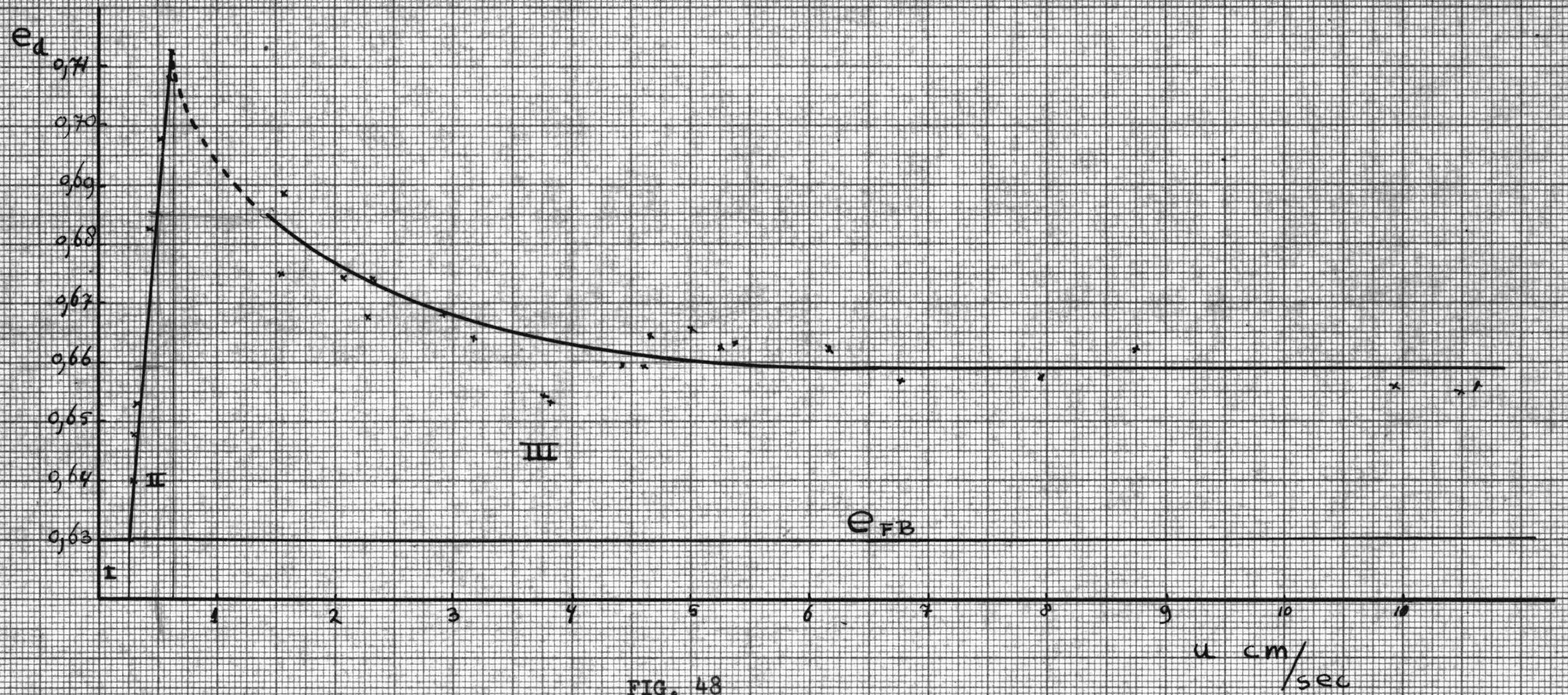


FIG. 48

de bovenkant van het bed weer in rust en daardoor scherp begrensd. Het bed blijft even op deze hoogte hangen en begint dan langzaam in te zakken (zie fig.47). De korte tijd dat de hoogte van het bed konstant blijft, wordt in het recorderdiagram weergegeven als een plateau'tje. Gesteld wordt, dat het volume van de dichte fase gelijk is aan het volume van het bed, als de laatste bel het bed heeft verlaten. Dit volume, cq. de ~~de~~ hoogte van het bed, op het ogenblik, dat de laatste bel het bed verlaat, wordt in fig.47 aangegeven door h_x .

Met behulp van de ijkcurve is de bijbehorende porositeit te bepalen.

TABEL VII

Niet-homogeen gefluidiseerd bed

Opname	u cm/sec	e_d
1	1,55	0,076
2	2,27	0,668
3	4,64	0,660
4	2,07 2,95 3,82 5,40 6,81 7,98 11,08	0,675 0,669 0,654 0,664 0,657 0,658 0,655
5	1,58 2,34 3,80 4,48	0,689 0,675 0,655 0,660
6	3,21 4,72 5,09 5,30 6,22 8,85 11,70	0,665 0,665 0,666 0,663 0,663 0,663 0,660

Homogeen gefluidiseerd bed

u cm/sec	e_d
0	0,630
0,254	0,640
0,288	0,647
0,302	0,653
0,444	0,683
0,516	0,698
0,578	0,713

In tabel VII en fig.48 worden de uitkomsten van deze proeven weergegeven.

Bij $u \geq 11$ cm/sec treedt elutriatie op. Om de resultaten te kunnen vergelijken, is u niet groter genomen dan 11 cm/sec, om te voorkomen, dat de fines worden uitgebloeid, waardoor de fluidisatie-eigenschappen van de resterende vaste stof veranderen.

Bespreking van fig.48:

Deel I : Het fixed bed

Deel II : Het homogeen gefluidiseerde bed. De porositeit van het homo-

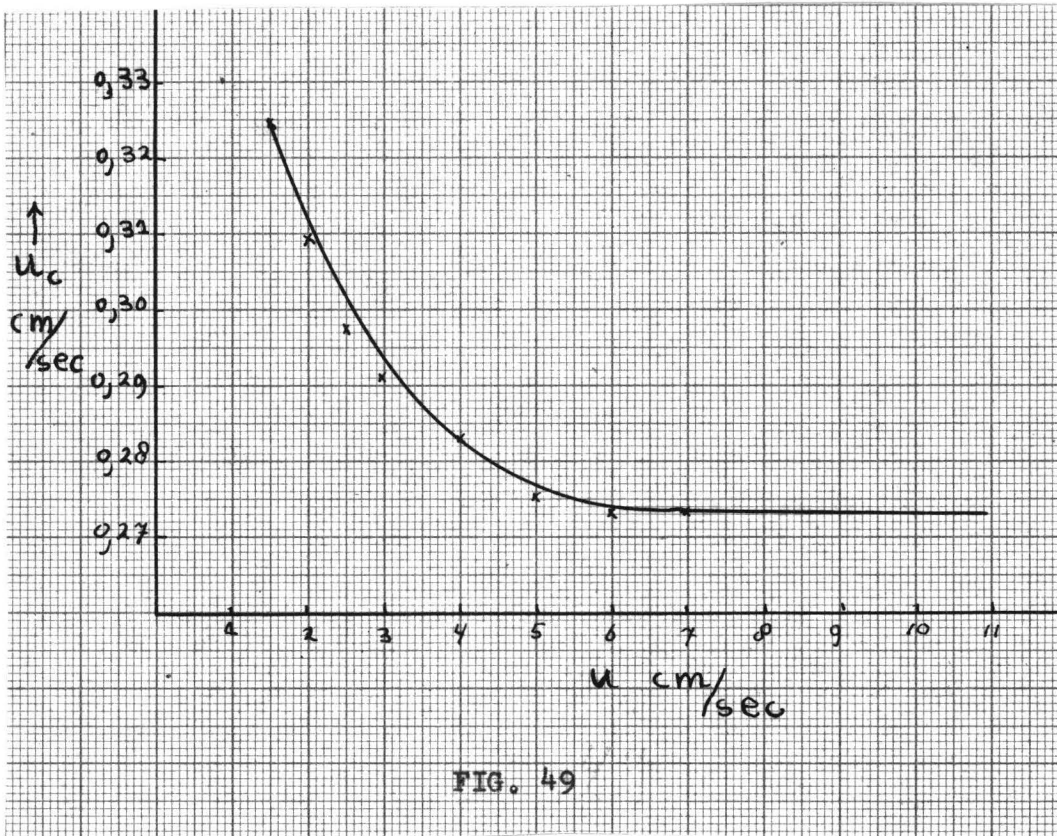


FIG. 49

geen gefluidiseerde bed is bepaald met behulp van een $u - \Delta P$ curve voor het geval $\Delta u < 0$.

Deel III : Het niet-homogeen gefluidiseerde bed. Het gestippelde deel van de curve duidt het instabiele gedeelte aan, waar de porositeit niet eenduidig bepaald is.

Uit fig.48 blijkt:

- 1) dat de porositeit van de dichte fase konstant is bij een superficiële-snelheid ≥ 4 cm/sec.
- 2) dat de porositeit van de dichte fase niet gelijk is aan e_{FB} , maar groter is en bovendien voor $u < 4$ cm/sec een functie van u is.

Met behulp van de Kozeny-vergelijking is uit te rekenen de hoeveelheid gas, die door de dichte fase gaat.

$$u = u_c + u_{nc} \quad 7.3$$

$$u_c = \frac{\Delta P}{L} \times \frac{1}{K''} \times \frac{e_d^3}{(1-e_d)^2 S_v^2 \eta} \quad 5.6$$

ΔP = voor niet-homogene fluidisatie onafhankelijk van u en bedraagt 390 N/m^2 .

$$K'' = 5$$

$$S_v = 2,64 \times 10^5 \frac{1}{\text{m}}$$

$$\eta = 1,83 \times 10^{-5} \text{ N sec/m}^2$$

*Om de formule v. Kozeny
te repareren moet voor
L gecorrigeerd worden
ad de L behorende bij
een bed zonder belletjes*

TABEL VIII

u cm/sec	e_d	ΔP N/m ²	L (m)	$e^3/(1-e)^2$	u_c cm/sec
1,50	0,683	3900	0,586	3,14	0,325
2,0	0,676	3900	0,575	2,92	0,310
2,5	0,671	3900	0,566	2,77	0,298
3,0	0,668	3900	0,562	2,70	0,292
4,0	0,664	3900	0,558	2,60	0,289
5,0	0,660	3900	0,549	2,49	0,276
6,0	0,659	3900	0,548	2,46	0,274
7,0	0,654	3900	0,548	2,40	0,274

In tabel VIII en fig.49 is de afhankelijkheid van u en u_c weergegeven.

Twee opmerkingen:

- 1) Zoals al eerder is opgemerkt, treedt het instabiliteitsverschijnsel alleen dan op, wanneer het bed zeer nauwkeurig wordt gemonteerd.
- 2) Uit fig.49 blijkt, dat, indien we na het ijkgedeelte een debiet instellen, waarbij bellenfluidisatie optreedt, de gemiddelde bedhoogte daalt. Dit is steeds aan de hand van de gemaakte recorder-diagrammen geconstateerd. Ook dit verschijnsel treedt alleen op als het bed zeer nauwgezet gemonteerd is.
In de literatuur wordt steeds gevonden, dat het totale bedvolume toeneemt als er bellen worden gevormd. Hierop zijn vele berekeningen van

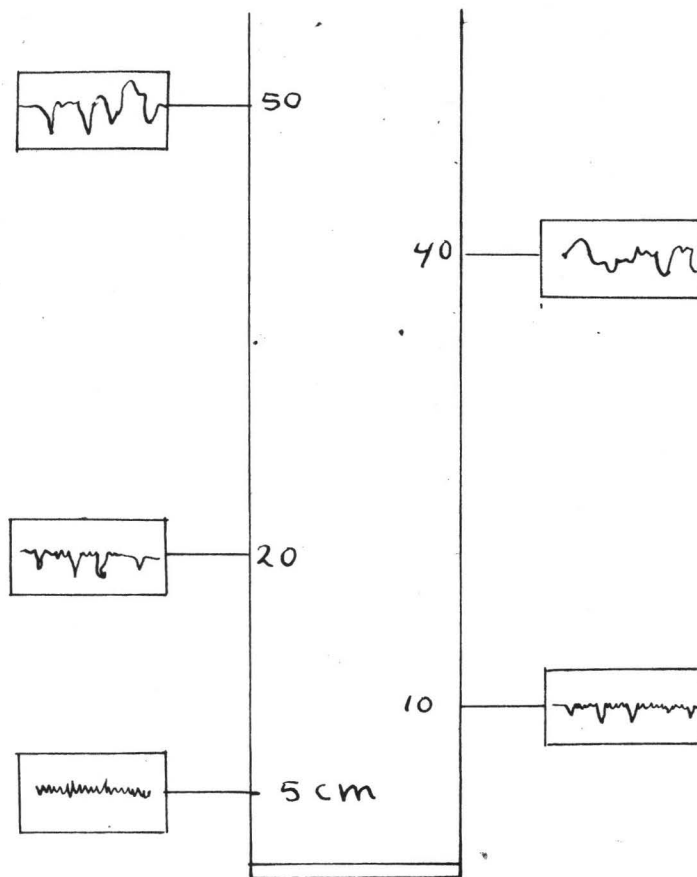


FIG. 50

de bedexpansie gebaseerd (zie o.a. lit.ref.19). Dit is in tegenspraak met het bovenstaande, waar juist de gemiddelde bedhoogte afneemt als er bellen worden gevormd.

VII.2.5. Coalescentie van bellen.

Met behulp van de horizontale condensatorplaten (zie fig.1 en 39), die op verschillende hoogte van het bed kunnen worden aangebracht, is het verschijnsel van coalescentie aangetoond.

Een bel, die door het condensatorveld omhoog stijgt, veroorzaakt een storing in het veld, die op het recorder-diagram verschijnt in de vorm van een piek.

Voor een bepaald debiet worden nu op verschillende hoogten van het bed de verstoringen in het condensatorveld gemeten. Fig.50 geeft een indruk van deze metingen, die voor verschillende debieten herhaald zijn. Het is niet mogelijk uit deze bepalingen kwantitatieve conclusies te trekken, aangezien de ijking van het recorder-sigitaal met bellen van bekende grootte zeer moeilijk, zo niet uitgesloten is.

Kwalitatief valt op te merken:

- 1) Bij lage debieten vinden we onder in het bed kleine bellen, die naarmate ze hoger in het bed komen, oplossen in de dichte fase. Door het bovenvlak van het bed komen geen bellen.
- 2) Bij grotere debieten zijn er onder in het bed vele kleine bellen, die, naarmate ze hoger in het bed komen, zich samenvoegen tot een kleiner aantal grotere bellen.

Een korte bespreking van de recorder-diagrammen:

Opname 8 : u = 0,62 cm/sec
 recorderspeed = 0,5 cm/sec
 bedhoogte = 64 cm

Tot op een hoogte van 15 cm, gerekend vanaf de filterplaat, worden er bellen geconstateerd. Boven deze hoogte zijn ze kennelijk opgelost in de dichte fase.

Opname 9 : u = 0,68 cm/sec
 recorderspeed = 0,5 cm/sec
 bedhoogte = 66 cm

Onder in het bed vinden we vele kleine bellen, boven in het bed enkele grote bellen. Dit laatste stemt overeen met de visuele waarneming, dat er enkele bellen door het bovenvlak komen.

Opname 10 : u = 0,72 cm/sec

Een complicatie, die hier optreedt, is het begin van instabiliteit. De optredende circulatie van de vaste stof verstoort de meting.

Opname 11 : u = 0,84 cm/sec (zie opname 10)

Opname 12 : u = 1,05 cm/sec

Spoor 1 = de horizontale condensator

Spoor 2 = de verticale condensator

Door de stofstroming wordt het beeld steeds gecompliceerder. Vanaf ca. 20 cm, gerekend vanaf de filterplaat, zien we dat tijdens het ontladen van het bed in een bellenregen, hiermee meer of minder synchroon, ook een aantal bellen ontstaan.

NOMENCLATUUR

- K_w = Kwaliteitsfactor
- γ = Frequentie waarmee de bellen door het bovenvlak komen
- \bar{B} = Gemiddelde belgrootte
- s^2 = Variantie behorende bij \bar{B}
- L_0 = De hoogte van het gepakte bed
- D = Diameter van het bed
- L' = Hoogte van het fluid bed (apparaat)
- ρ_s = Dichtheid van de vaste stof
- d_p = Korreldiameter
- η = Dynamische viscositeit van het fluidum
- e = Porositeit
- u = Superficiële-snelheid, betrokken op de lege doorsende van het bed
- A = Het oppervlak van de lege doorsnede van het bed
- S_v = Specifiek oppervlak van de vaste stof per volume-eenheid van de
vaste stof
- ρ = Dichtheid fluidum
- L = Bedhoogte
- G = Massasnelheid van het fluidum
- ρ_B = Bulkdensity
- e_{FB} = Porositeit van het gepakte bed
- u_{FB} }
 u'_{FB} } Superficiële-snelheid bij het begin van fluidisatie
 u_0 }
- M = Vulgewicht
- u_{PF} = Superficiële-snelheid bij overgang homogene fluidisatie naar niet-
homogene fluidisatie
- ΔP = Drukval over het bed

LITERATUURLIJST

1. Leva. Fluidization. McGraw-Hill Series in Chem.Eng. pag. 2 - 22.
2. Coulson - Richardson. Chem.Eng. Vol.II. pag. 522 - 544.
3. Rietema. Inleiding gefluidiseerd bed.
4. Beránek - Klumpar. Dynamic Properties of fluidized beds.I. Coll. Czechoslov.Chem.Comm. 23. 1 - 30 (1958)
5. Schwartz - Smith. Flow distribution in packed beds. Ind. Eng.Chem. 45. 1209 - 1218 (1953).
6. Coulson - Richardson. Chem.Eng. Vol.II. pag.388 - 395.
7. Ergin. Fluid flow through packed columns. Chem.Eng.Progr. 48. 89-94 (1952).
8. Leva. Fluidization pag.42 - 48.
9. Ergin. Determination of geometric surface area of crushed porous solids. Anal. Chem. 23. 151 - 156. (1951).
10. Ergin. Determination of particle density of crushed porous solids. Anal. Chem. 24. 387 - 393. (1952).
11. Leva. Fluidization. pag. 62 e.v.
12. Beránek. Kritische Geschwindigkeit einer Wirbelschicht von Teilchenmischungen. Chem.Techn. 14 (1). 71 - 73 (1962)
14. Sokol. Die Anwendung der Charakteristik von Teilchen zur Berechnung der kritischen Geschwindigkeit einer Wirbelschicht von Teilchenmischungen. Chem.Techn. 14 (2). 73 - 74 (1962).
13. Van Heerden e.a. Studies on fluidization.I. Chem.Eng.Sce. 1 (1). 37 - 49 (1951).
15. Beránek - Klumpar. Dynamic properties of fluidized beds .II. Coll. Czechoslov.Chem.Comm. 23. 18 - 29 (1958).
16. Leva. Fluidization. pag. 80 e.v.
17. Leva. Fluidization. pag. 98.
18. Morse - Ballou. The uniformity of fluidization, its measurement and use. Chem.Eng.Progr. 47 (4). 199 - 204 (1951).
19. Bakker - Heertjes. Porosity measurements in a fluidized bed. Brit.Chem.Eng. 240 - 246 (1958).
20. Bakker - Heertjes. Porosity distribution in a fluidized bed. Chem.Eng.Sce. 12. 260 - 271 (1960).
21. Shuster - Kisliak. The measurement of fluidization quality. Chem.Eng.Progr. 48 (9). 455 - 458 (1952).
22. Grohse. Analysis of fluidized solid systems by X-ray absorption. Am.I.Chem.A. Journal 1 (3). 358 - 365 (1955).
23. Schiemann e.a. Einige Untersuchungen über die Schwankungen der Feststoffkonzentration von Gaswirbelschichten. Chem.Techn. 33 (11). 725 - 738 (1961).
24. Bailie. Uniformity and stability of fluidized beds. Ind.Eng.Chem. 53 (7). 567 - 569 (1961).
25. Gerald. Measuring fluidization uniformity. Chem.Eng.Progr. 47 (9). 483 - 484 (1951).

26. Harrison. The rate of rise of bubbles in fluidized beds.
Trans.Inst.Chem.Eng. 40 (3). 146 - 151 (1962).
27. Rowe. Particle movement caused by bubbles in a fluidized bed.
Preprints of the symposium on the interaction between fluids and particles.
B.22 London, June 1962.
28. Harrison. On the nature of aggregative and particulate fluidization.
Trans.Inst.Chem.Eng. 39 (3). 202 - 211 (1961).
29. Harrison. Coalescence of bubbles in fluidized beds.
Preprints symposium.
D.14 London, June 1962.
30. Harrison. Bubble formation at an orifice in a fluidized bed.
Trans.Inst.Chem.Eng. 39. 409 - 413 (1962)
31. Leva. Fluidization. pag.104.

TABEL I

Vulgewicht = 400 gr
 u_{FB} = 0,284 cm/sec
 L_0 = 6,4 cm

$u_{FB} \times L_0 = 1,82$
 $L_0/D = 0,645$

u cm/sec	L (cm)	u x L	$u_{FB} L_0/u L$	1-e	e	$(1-e)^2/e^3$	$(1-e)/e^3$
1,28	8,9	11,4	0,160	0,251	0,749	0,146	0,58
0,950	8,8	8,45	0,219	0,255	0,745	0,154	0,6
0,830	8,6	7,12	0,255	0,270	0,720	0,214	0,74
0,590	8,1	4,82	0,378	0,285	0,715	0,228	0,77
0,562	7,8	4,47	0,385	0,295	0,705	0,252	0,83
0,456	7,6	3,97	0,522	0,305	0,695	0,282	0,87
0,415	7,5	3,12	0,582	0,310	0,690	0,296	0,94
0,385	7,4	2,85	0,640	0,315	0,685	0,312	0,98
0,355	7,1	2,52	0,722	0,326	0,674	0,348	1,07
0,285	7,0	2,00	0,910	0,332	0,668	0,370	1,12
0,245	6,8	1,66	1,10	0,341	0,659	0,406	1,20
0,171	6,6	1,22	1,48	0,359	0,646	0,464	1,31
0,140	6,5	0,92	1,98	0,357	0,643	0,472	1,34
I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII

TABEL II

Vulgewicht = 800 gr
 u_{FB} = 0,265 cm/sec
 L_0 = 12,9 cm

$u_{FB} \times L_0 = 3,42$
 $L_0/D = 1,29$

u cm/sec	L (cm)	u x L	$u_{FB} L_0/u L$	1-e	e	$(1-e)^2/e^3$	$(1-e)/e^3$
1,180	18,1	21,5	0,159	0,254	0,746	0,152	0,60
1,060	17,9	19,0	0,180	0,256	0,744	0,160	0,60
0,600	16,4	9,82	0,348	0,280	0,720	0,219	0,74
0,550	16,0	8,80	0,388	0,288	0,712	0,235	0,79
0,510	15,7	8,00	0,427	0,293	0,707	0,248	0,82
0,460	15,3	7,10	0,482	0,300	0,700	0,267	0,87
0,410	14,8	6,10	0,562	0,311	0,689	0,300	0,95
0,360	14,5	5,22	0,652	0,316	0,689	0,314	0,98
0,315	14,1	4,45	0,770	0,325	0,675	0,345	1,06
0,215	13,5	2,92	1,16	0,340	0,660	0,402	1,19
0,146	13,2	1,92	1,78	0,350	0,650	0,446	1,28
0,063	12,9	0,815	4,17	0,355	0,640	0,470	1,32
I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII

TABEL III

Vulgewicht = 1200 gr

 $u_{FB} \times L_0 = 5,04$ $u_{FB} = 0,265$ cm/sec $L_0/D = 1,92$ $L_0 = 19,2$ cm

u cm/sec	L (cm)	u x L	$u_{FB} L_0/u L$	1-e	e	$(1-e)^2/e^3$	$(1-e)/e^3$
0,880	26,4	23,3	0,215	0,264	0,736	0,175	0,640
0,770	25,3	19,5	0,260	0,275	0,725	0,201	0,710
0,590	24,1	14,2	0,355	0,288	0,712	0,235	0,780
0,530	23,5	12,4	0,407	0,296	0,704	0,265	0,840
0,430	22,3	9,6	0,528	0,311	0,689	0,300	0,950
0,320	21,0	6,72	0,750	0,332	0,668	0,370	1,12
0,212	20,0	4,24	1,19	0,348	0,652	0,436	1,26
0,152	19,5	2,96	1,70	0,355	0,645	0,468	1,34
0,076	19,3	1,46	3,45	0,360	0,640	0,490	1,37
I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII

TABEL IV

Vulgewicht = 1600 gr

 $u_{FB} \times L_0 = 6,28$ $u_{FB} = 0,250$ cm/sec $L_0/D = 2,52$ $L_0 = 25,2$ cm

u cm/sec	L (cm)	u x L	$u_{FB} L_0/u L$	1-e	e	$(1-e)^2/e^3$	$(1-e)/e^3$
1,05	34,0	35,7	0,176	0,263	0,737	0,172	0,630
0,880	34,7	30,5	0,206	0,266	0,734	0,182	0,660
0,540	31,7	17,1	0,365	0,291	0,709	0,244	0,800
0,450	30,0	14,5	0,433	0,300	0,700	0,268	0,870
0,322	27,8	9,00	0,700	0,332	0,668	0,372	1,12
0,220	26,4	5,80	1,08	0,350	0,650	0,446	1,28
I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII

TABEL V

Vulgewicht = 2000 gr

 $u_{FB} \times L_0 = 8,75$ $u_{FB} = 0,267$ cm/sec $L_0/D = 3,14$ $L_0 = 31,7$ cm

u cm/sec	L (cm)	u x L	$u_{FB} L_0/u L$	1-e	e	$(1-e)^2/e^3$	$(1-e)/e^3$
0,580	40,2	23,2	0,378	0,289	0,711	0,238	0,790
0,514	39,6	20,5	0,427	0,293	0,707	0,248	0,820
0,464	37,0	17,1	0,511	0,314	0,686	0,308	0,970
0,368	35,4	13,0	0,672	0,328	0,672	0,356	1,09
0,358	33,3	8,60	1,02	0,347	0,653	0,432	1,25
0,194	32,6	6,32	1,38	0,355	0,645	0,470	1,32
0,112	32,0	3,58	2,38	0,363	0,637	0,504	1,39
I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII

TABEL VI

Vulgewicht = 2400 gr

 $u_{FB} \times L_0 = 10,42$ $u_{FB} = 0,278$ cm/sec $L_0/D = 3,76$ $L_0 = 37,6$ cm

u cm/sec	L (cm)	u x L	$u_{FB} L_0/u L$	1-e	e	$(1-e)^2/e^3$	$(1-e)/e^3$
0,580	47,7	27,6	0,380	0,291	0,709	0,244	0,800
0,514	45,8	23,5	0,444	0,303	0,697	0,277	0,890
0,440	43,9	19,3	0,540	0,316	0,684	0,314	0,990
0,380	42,4	16,1	0,645	0,326	0,674	0,348	1,07
0,284	40,9	11,6	0,900	0,338	0,662	0,394	1,16
0,276	40,0	10,0	1,04	0,345	0,655	0,434	1,23
0,236	39,3	9,30	1,12	0,351	0,649	0,450	1,29
0,170	38,5	6,52	1,60	0,360	0,640	0,490	1,36
0,120	38,2	4,62	2,25	0,362	0,638	0,500	1,39
I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII

TABEL VII

Vulgewicht = 2800 gr

 $u_{FB} \times L_0 = 12,8$ $u_{FB} = 0,292$ cm/sec $L_0/D = 4,39$ $L_0 = 43,9$ cm

u cm/sec	L (cm)	u x L	$u_{FB} L_0/u L$	1-e	e	$(1-e)^2/e^3$	$(1-e)/e^3$
0,780	58,0	45,2	0,284	0,280	0,720	0,215	0,709
0,580	54,9	31,8	0,402	0,295	0,705	0,254	0,830
0,520	53,0	27,5	0,465	0,305	0,695	0,284	0,870
0,382	50,4	19,3	0,698	0,321	0,679	0,332	1,03
0,340	47,9	16,2	0,790	0,338	0,662	0,396	1,17
0,250	45,8	11,4	1,11	0,354	0,646	0,466	1,31
0,206	45,2	9,3	1,37	0,358	0,642	0,482	1,35
0,140	44,7	6,25	2,05	0,363	0,637	0,506	1,39
0,080	44,3	3,55	3,62	0,365	0,635	0,514	1,12
I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII

TABEL VIII

Vulgewicht = 3200 gr

 $u_{FB} \times L_0 = 13,9$ $u_{FB} = 0,285$ cm/sec $L_0/D = 4,90$ $L_0 = 49,0$ cm

u cm/sec	L (cm)	u x L	$u_{FB} L_0/u L$	1-e	e	$(1-e)^2/e^3$	$(1-e)/e^3$
0,570	61,6	35,2	0,398	0,300	0,700	0,268	0,870
0,518	60,1	31,1	0,449	0,309	0,691	0,294	0,930
0,450	57,7	25,8	0,540	0,322	0,678	0,335	1,04
0,362	55,6	20,2	0,690	0,333	0,667	0,374	1,13
0,288	53,0	15,2	0,940	0,350	0,650	0,446	1,28
0,222	51,7	11,5	1,20	0,360	0,640	0,490	1,36
0,216	51,2	11,1	1,26	0,362	0,638	0,500	1,39
0,084	50,7	4,25	3,29	0,365	0,635	0,514	1,42
I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII

BIJLAGE II

DE DICHTHEIDSVERDELING IN MET GAS GEFLUIDISEERDE BEDDEN

Inleiding gehouden op 8 juni 1962

Mijne Heren,

Onder de titel: De dichtheidsverdeling in met gas gefluidiseerde bedden, wil ik U iets vertellen over de experimenten, die ik in het kader van mijn afstudeerprogramma verricht.

Gezien de korte tijd, dat ik met dit onderzoek bezig ben en de uitgestrektheid van het werkterrein, pretendeert het nu volgende geen volledigheid.

Wat te verstaan onder fluidisatie: Onder fluidisatie zijn te verstaan al die verschijnselen die optreden, indien een fluidum in opwaartse richting door een losgestorte vaste stofmassa stroomt.

Afhankelijk van de hoeveelheid fluidum kunnen o.a. de volgende karakteristieke verschijningsvormen van het bed optreden:

- 1) Het fixed bed
- 2) Het homogeen gefluidiseerde bed
- 3) Het niet-homogeen gefluidiseerde bed

In de literatuur vindt men vaak voor homogene fluidisatie de uitdrukking "particular fluidisation" en voor niet-homogene fluidisatie "agregative fluidisation".

Het verschil tussen homogene en niet-homogene fluidisatie is, dat bij niet-homogene fluidisatie een deel van het fluidum in de vorm van bellen door het bed omhoog stroomt.

De algemene opzet van dit fluidisatie onderzoek is:

- 1) Te komen tot een kwaliteitsfactor voor fluidisatie, na te gaan in hoeverre deze factor een systeemgrootte is, dus de afhankelijkheid met de gebruikte vaste stof en fluidum, en te onderzoeken in welke mate de gebruikte apparatuur invloed heeft.
- 2) Het schaalprobleem: hoe de karakteristieken, gemeten in kleine experimentele bedden, vertaald kunnen worden voor grotere eenheden.

De eerste fase van het fluidisatie onderzoek is om meetmethoden te ontwikkelen, waarmee de verschijnselen in het fluidbed aangetoond kunnen worden en zo mogelijk kwantitatief zijn vast te leggen.

Er van uitgaande dat het meetelement het bed niet verstoren mag, betekent dit, dat het meetelement zich buiten het bed moet bevinden.

De metingen die ik heb gedaan, zijn capaciteitsmetingen, waarbij de condensator-platen buiten het bed zijn aangebracht.

In figuur 2 ziet u twee condensator-platen, die in de lengterichting tegen de buitenwand van het bed zijn geplakt.

In figuur 3 ziet U twee condensator-plaatjes, die in een houder gemonteerd zijn, waardoor het mogelijk wordt op verschillende hoogten horizontaal te meten.

Bij deze proeven is gemeten hoe het gefluidiseerde bed zich in de tijd gedraagt, dit in tegenstelling tot wat Bakker en Heertjes gedaan hebben. Zij bepaalden met behulp van een klein condensatortje in het bed een tijdsgemiddelde porositeit, afhankelijk van de plaats van meting.

De experimenten zijn uitgevoerd met behulp van de opstelling, weergegeven in figuur 1.

Het gebruikte materiaal voor deze proeven is een spendcat; dit is een aluminium-siliciumoxyde katalysator, die reeds in een katalytische kraakinstallatie is gebruikt.

Dichtheid: 2180 kg/m^3 .

De deeltjes variëren in grootte van circa 150-20 micron.

Het gebruikte fluidum is lucht.

Het fluidbed bestaat uit een glazen buis, die aan de onderkant is afgesloten door een filterplaat, gemaakt van gesinterd metaal.

Merk filterplaat: SIPERM No. R 1-2. De diameter van de korrels, waaruit de plaat is samengesteld, bedraagt 1-2 millimeter. R betekent roestvrij chroomnikkelstaal. De porositeit van het filter, opgegeven als het vrije volume per volume-eenheid van het totale volume, bedraagt 46 %.

L : de hoogte van het apparaat

D : de diameter van het apparaat

L_0 : de hoogte van de vulling bij het begin van de fluidisatie

Voorts zijn in fig. 1 nog aangegeven een set flowmeters en een buffervat om drukfluctuaties in de luchttoevoer te elimineren.

Bij de gedane proeven is steeds gewerkt met eenzelfde monster van 3200 gr katalysator.

De resultaten en conclusies die aan deze proeven verbonden kunnen worden, gelden dan ook alleen voor dit systeem en dit apparaat.

Ten eerste wil ik U laten zien, hoe de porositeit van de densefase als functie van de superficiële-snelheid bepaald is.

Bij niet-homogene fluidisatie gaat een deel van het gas in de vorm van bellen of 'slugs' door het gefluidiseerde bed omhoog.

Bij niet-homogene fluidisatie zijn twee fasen te onderscheiden:

a) de gasfase, die diskontinu is

b) de densefase, die kontinu is

Het totaal van het doorgevoerde debiet is te verdelen in een hoeveelheid die nodig is om de densefase te onderhouden en een hoeveelheid, die nodig is om de diskontinue bellen-fase te onderhouden. Algemeen wordt aangenomen, dat het debiet, nodig om de densefase te onderhouden, gelijk is aan het debiet, nodig voor het begin van fluidisatie. Dit betekent, dat de gasholdup van de densefase konstant is en onafhankelijk is van het totaal doorgevoerde debiet, en derhalve zal ook de porositeit van de densefase konstant en numeriek gelijk moeten zijn aan de porositeit aan het begin van fluidisatie.

De opgave is nu om na te gaan, hoe groot de porositeit van de densefase is en in hoeverre deze afhankelijk is van de superficiële-snelheid.

In grafiek I ziet U de drukval over het bed uitgezet als functie van de superficiële-snelheid. Het begin van de fluidisatie is gedefinieerd als de superficiële-snelheid, waarbij bedexpansie optreedt. De superficiële-snelheid is betrokken op de lege doorsnede van het bed. Het begin van fluidisatie gaat gepaard met een drukval.

In grafiek II is de bedhoogte uitgezet als functie van de superficiële-snelheid.

Met behulp van de formule:

$$\frac{M}{A} = (1-e)L \rho_s$$

waarin M : Vulgewicht in gr
 A : Oppervlak van de doorsnede van het bed
 L : Hoogte van het bed
 ρ_s : Dichtheid van de vaste stof
 e : Porositeit (vrije poriënvolume per volume-eenheid van het bed)

is uit de gemeten bedhoogten en de daarbij behorende superficiele-snelheden de porositeit als functie van de superficiele-snelheid te bepalen. Dit is gedaan in grafiek III.

De begrenzing van de grafieken II en III heeft zijn oorzaak in het feit, dat bij een superficiele-snelheid van ca. 0,7 cm/sec al enkele bellen ontstaan, waardoor de bovenkant van de vulling niet meer scherp begrensd is.

De porositeit aan het begin van fluidisatie bedraagt 0,622.

Om nu de porositeit van de densefase te bepalen, is de opstelling, zoals in figuur 2 weergegeven, gebruikt.

Aan de buitenkant van het bed zijn in de lengterichting twee condensator-platen geplakt.

Materiaal : messing

Lengte : 20 cm

Breedte : 1 cm

De beide condensator-platen zijn verbonden met de ingang van een meter, welks uitgang weer verbonden is met een recorder.

Als het bed expandeert, verandert de capaciteit van de verticale condensator en deze capaciteitsverandering is een maat voor de verandering in hoogte van het bed. Bedexpansie geeft een toename van de capaciteit. (Dielectriciteitskonstante van lucht is 1 en die van de katalysator is ongeveer 4).

In het gebied waar het bed niet verstoord wordt door belvorming, wordt de recorder-uitslag geïjkt op de visueel waargenomen hoogte bij verschillende superficiele-snelheden.

Een dergelijke curve wordt weergegeven in het eerste deel van grafiek IV. Deze grafiek is een vergrote copie van recorder-diagram.

u = de superficiele-snelheid

h = de daarbij waargenomen bedhoogte

l = de hoogte van het daarbij behorende recorder-signaal

In grafiek V is de recorder-uitslag l uitgezet als functie van de porositeit, welke weer berekend is met formule 1.

Grafiek V is gebruikt als ijkgrafiek voor het volgende experiment:

Zonder iets aan de instelling van de meetapparatuur te veranderen wordt een debiet ingesteld, waarbij bellenfluidisatie optreedt. Op een bepaald ogenblik wordt de luchttoevoer afgesloten. De bellen, die een veel kortere verblijftijd in het bed hebben dan het gas in de densefase, zullen het bed practisch momentaan verlaten. Op hetzelfde ogenblik dat de laatste bel de bovenkant van het bed verlaten heeft, is het oppervlak weer in rust en scherp begrensd. Het bed blijft een ogenblik op hoogte en begint dan langzaam in te zakken.

Deze gang van zaken wordt weergegeven in het tweede deel van grafiek IV. Het eerste stuk geeft weer de heftige beweging van het oppervlak en het opstijgen van bellen door het condensatorveld.

Het moment, dat de luchttoevoer wordt afgesloten, is bij deze opstelling niet te markeren. Het plateau'tje, de korte tijd dat de hoogte van

het bed konstant blijft, is in de grafiek aangegeven, evenals de lijn die het hieropvolgend afnemen van de bedhoogte weergeeft. Gesteld wordt nu, dat het volume van het bed op het ogenblik dat de laatste bel het bed verlaten heeft, gelijk is aan het volume van de densefase. Uit de hoogte van het plateau'tje in het recorder-sig-naal, is met behulp van de ijkgrafiek V de bijbehorende porositeit bepaald.

De aanname die bij deze bepaling wordt gemaakt, is, dat de laatste bellen die het bed verlaten nadat de luchttoevoer is afgesloten, zich niet anders gedragen dan al de voorgaande.

In grafiek VI is de porositeit van de densefase, die op de hierboven beschreven manier bepaald is, uitgezet als functie van de superficiele-snelheid.

De reden waarom er niet met hogere superficiele-snelheden is gewerkt, ligt in het feit, dat bij een grotere snelheid elutriatie optreedt. Het uitblazen van fines heeft tot gevolg, dat de fluidisatie-eigenschappen van de resterende vaste stof veranderen.

In grafiek VI zijn de volgende zônes te onderscheiden:

- 1) Het fixed bed
- 2) Het homogeen gefluidiseerde bed
- 3) Het niet-homogeen gefluidiseerde bed

Het gestippelde deel van de zône van niet-homogene fluidisatie duidt een instabiliteit aan.

In het fixed bed liggen de deeltjes in een vaste stapeling op elkaar en is de porositeit onafhankelijk van het doorgevoerde debiet.

Het homogeen gefluidiseerde bed is gekenmerkt door het feit, dat er geen bellen optreden.

In het niet-homogeen gefluidiseerde bed gaat een deel van het fluidum in de vorm van bellen door het bed.

Het instabile gebied is te omschrijven, als of het bed twijfelt tussen een toestand van homogene fluidisatie of één van niet-homogene fluidisatie.

In grafiek VII is door middel van een vergroot recorder-diagram het instabiliteitsverschijnsel in de tijd weergegeven.

Beginnende bij het punt A volgt eerst een periode, waarin de hoogte van het bed toeneemt en er geen bellen door het bovenvlak komen.

In de daarop volgende periode neemt de bedhoogte niet veel meer toe, terwijl er enige bellen ontstaan.

Hieropvolgend ontlaadt het bed zich in een bellenregen, waarbij de bedhoogte snel afneemt, waarna de cyclus weer opnieuw begint.

Het is duidelijk, dat er hier niet meer kan worden gesproken van de porositeit van de densefase.

Er zijn minstens twee porositeiten te onderscheiden: een maximale en een minimale. Aan de cyclus van verschijnselen is een frequentie toe te kennen.

Kwalitatief is te zeggen, dat naarmate het debiet toeneemt, de frequentie van het instabiliteitsverschijnsel toeneemt, evenals dat het verschil tussen de minimale en de maximale porositeit afneemt.

Konklusie van het voorgaande:

- 1) De porositeit van de densefase is afhankelijk van de superficiele-snelheid
- 2) De porositeit loopt tot een eindwaarde, die groter is dan de porositeit aan het begin van fluidisatie

- 3) De overgang tussen homogene en niet-homogene fluidisatie gaat via een instabiliteitsgebied, waarin de porositeit van de dense-fase in de tijd meerdere waarden aanneemt.

Als tweede experiment is gekeken naar de coalescentie van bellen. In plaats van de verticale condensatorstrippen worden nu twee strip-pen horizontaal over het bed aangebracht. Deze stripjes zijn bevestigd in een houder, die het mogelijk maakt op verschillende hoogten over het bed te meten.

De gevoelige -meter maakt het mogelijk om zeer kleine verstoringen in het veld van de condensator te meten. Als een bel door het condensatorveld omhoog gaat, geeft dit een verstoring van het condensatorveld. Deze capaciteitsverandering manifesteert zich in het recorder-signaal in de vorm van een piek.

Bij een bepaald debiet is deze meting op verschillende hoogten van het bed uitgevoerd.

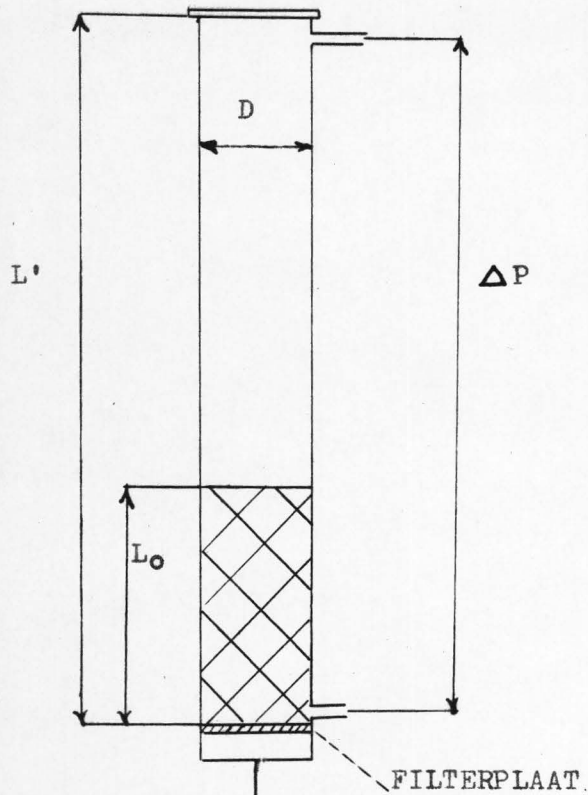
In grafiek VIII is dit weergegeven voor een superficiële-snelheid van 0,8 cm/sec, waarbij is aangegeven hoe de recorder-diagrammen er voor de diverse hoogten uitzien.

Kwalitatief is op te merken, dat, naarmate we hoger in het bed komen, het aantal pieken afneemt, maar de grootte van de pieken toeneemt. Dit betekent, dat er onder in het bed een groot aantal kleine belletjes zijn, die, naarmate ze hoger in het bed komen, coalesceren tot grotere bellen.

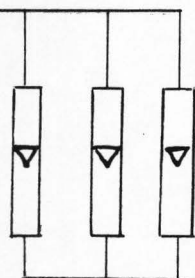
Terugkerende tot de kwaliteit van fluidisatie in een gefluidiseerd bed, het volgende over de richting, waarin we denken het onderzoek te moeten voortzetten.

Bij niet-homogene fluidisatie gaat een deel van het toegevoegde debiet in de vorm van bellen door het bed. We willen nu proberen dit debiet te beschrijven in een aantal bellen, dat per tijdseenheid het bed verlaat en waarvan we de grootte (volume) kennen.

Een complicatie hierbij is, dat er een soort coalescentie van de bellen optreedt. Als we bijvoorbeeld meten, dat er enkele grote bellen het bed verlaten, dan zijn deze waarschijnlijk ontstaan uit de geleidelijke samenvoeging van kleinere bellen over de bedhoogte; we zouden dan een slechtere kwaliteit aan het bed toekennen dan met de werkelijkheid overeenkomt, daar de kleine belletjes onder in het bed beter gedispergeerd zijn in de densefase, waardoor daar een beter contact plaats heeft met de vaste stof.



$L' = 140 \text{ cm}$
 $D = 10 \text{ cm}$
 $\Delta P = \text{drukval over het bed}$
 $L_0 = \text{bedhoogte bij begin fluidisatie}$



FLOWMETERS

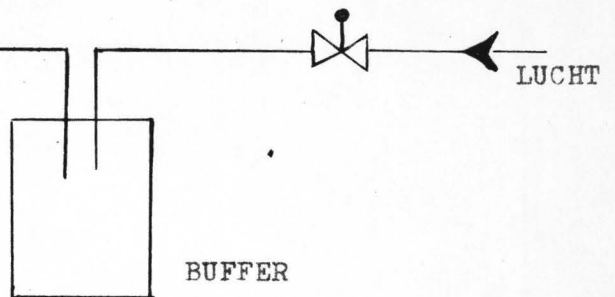


FIG. 1

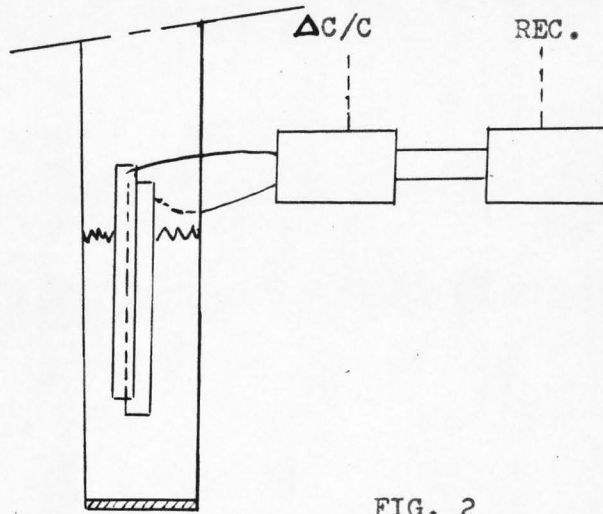


FIG. 2

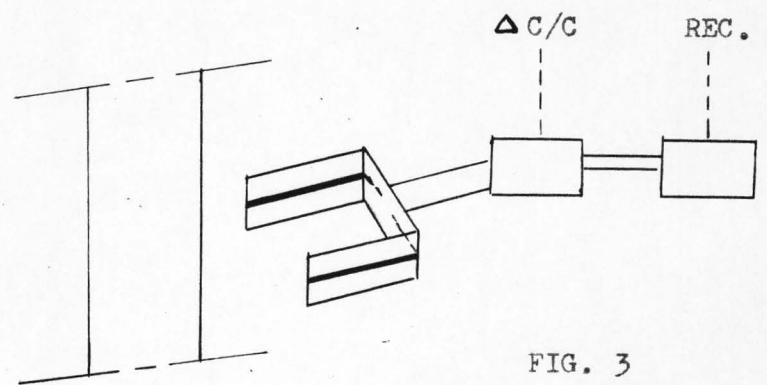
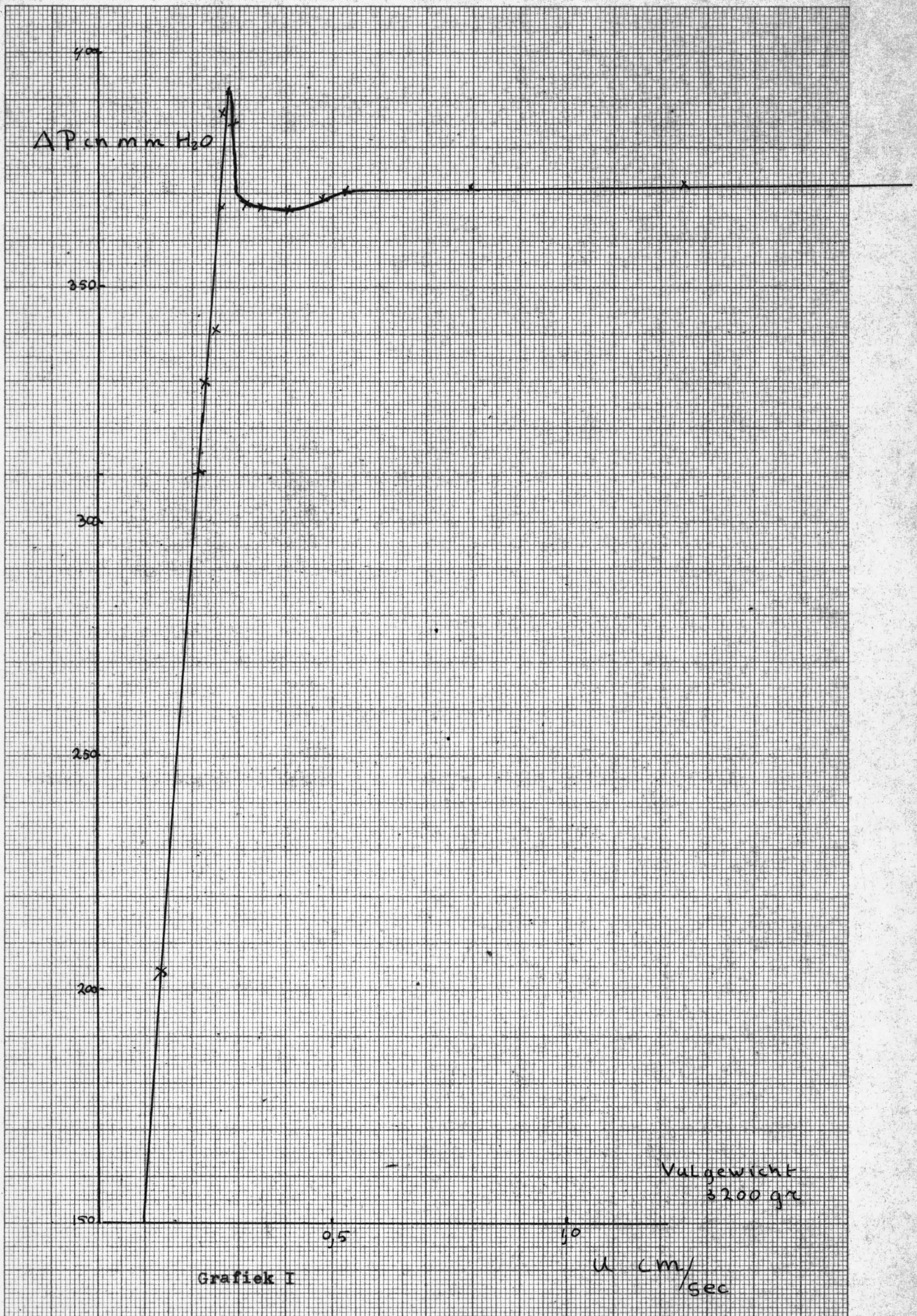
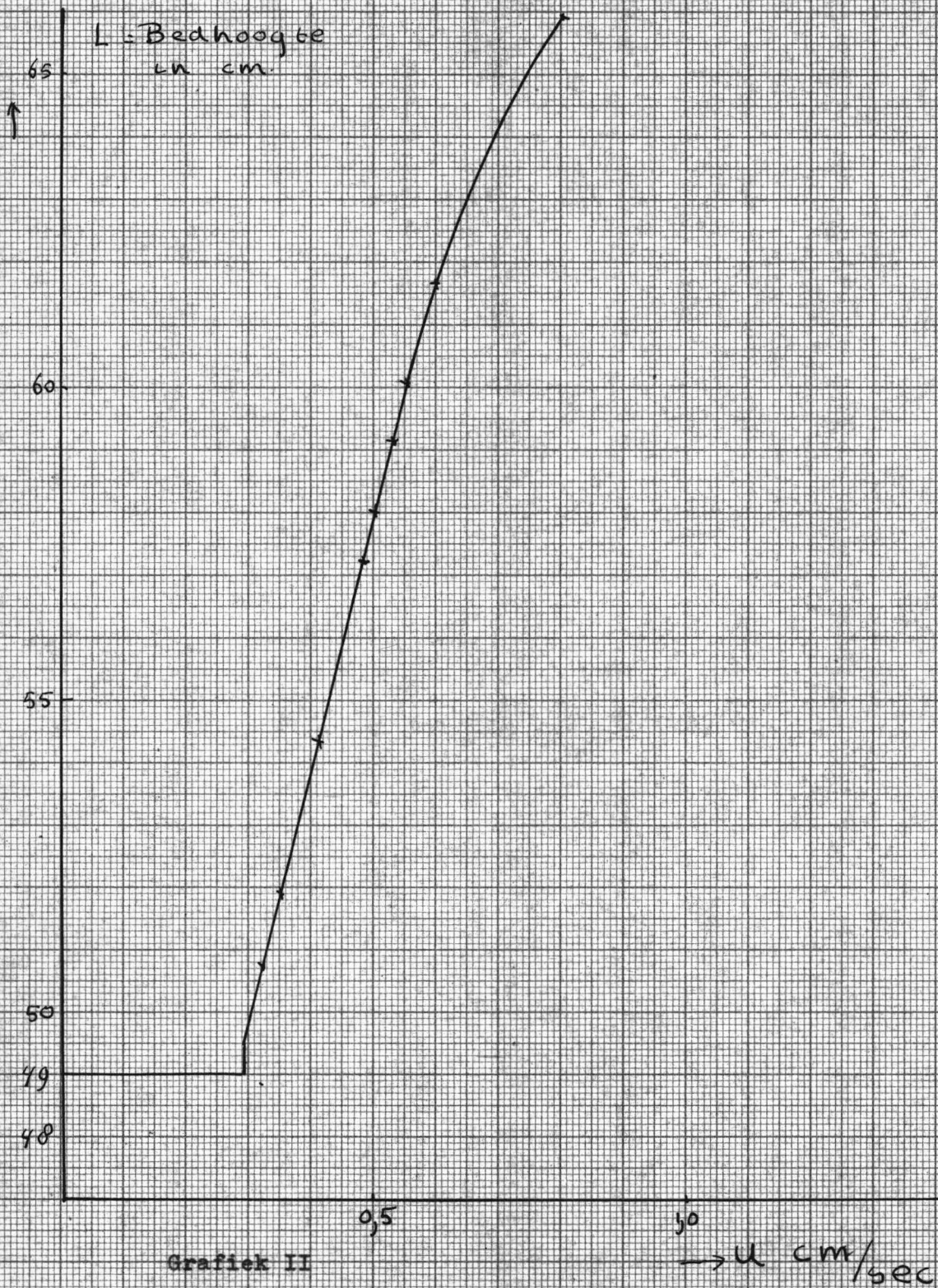


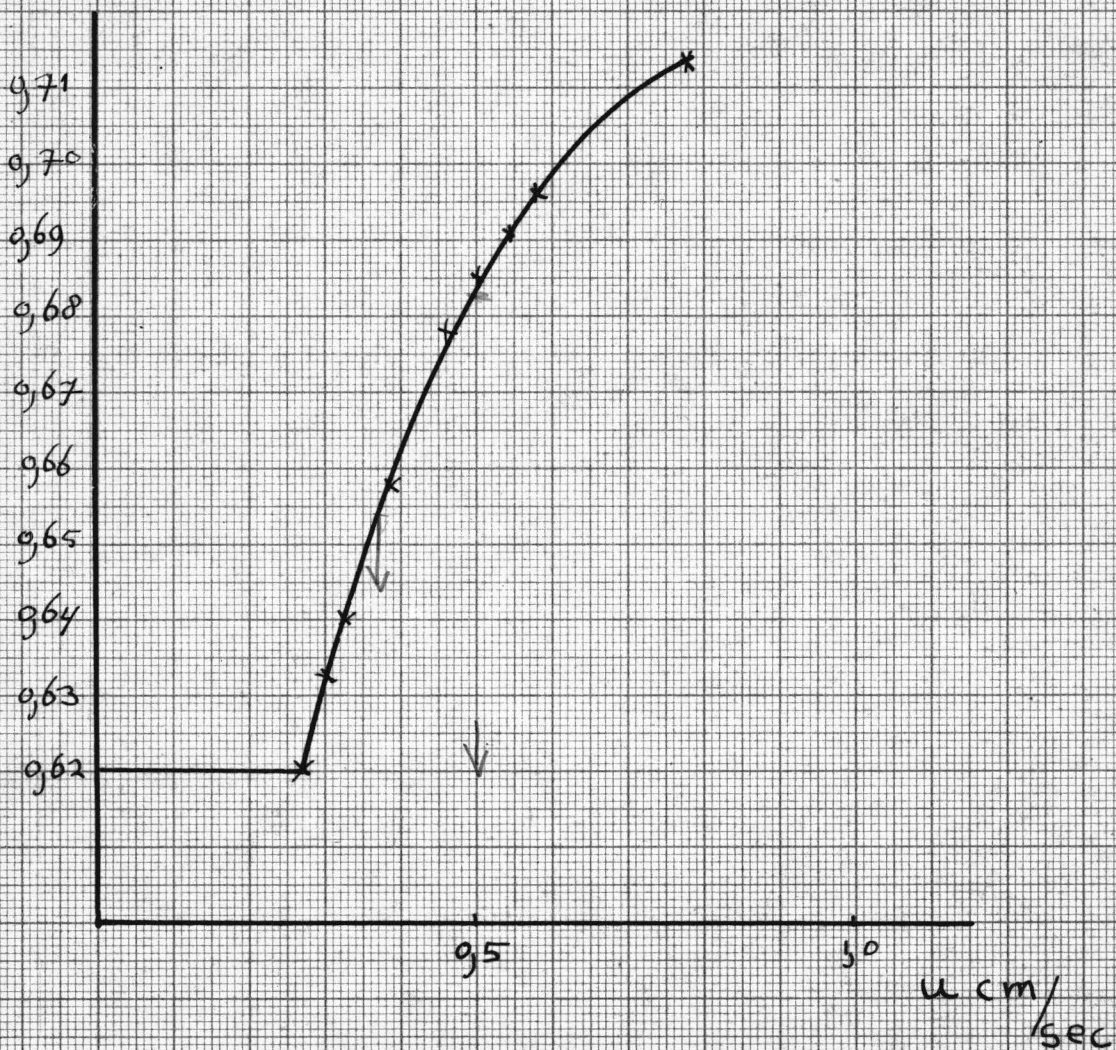
FIG. 3



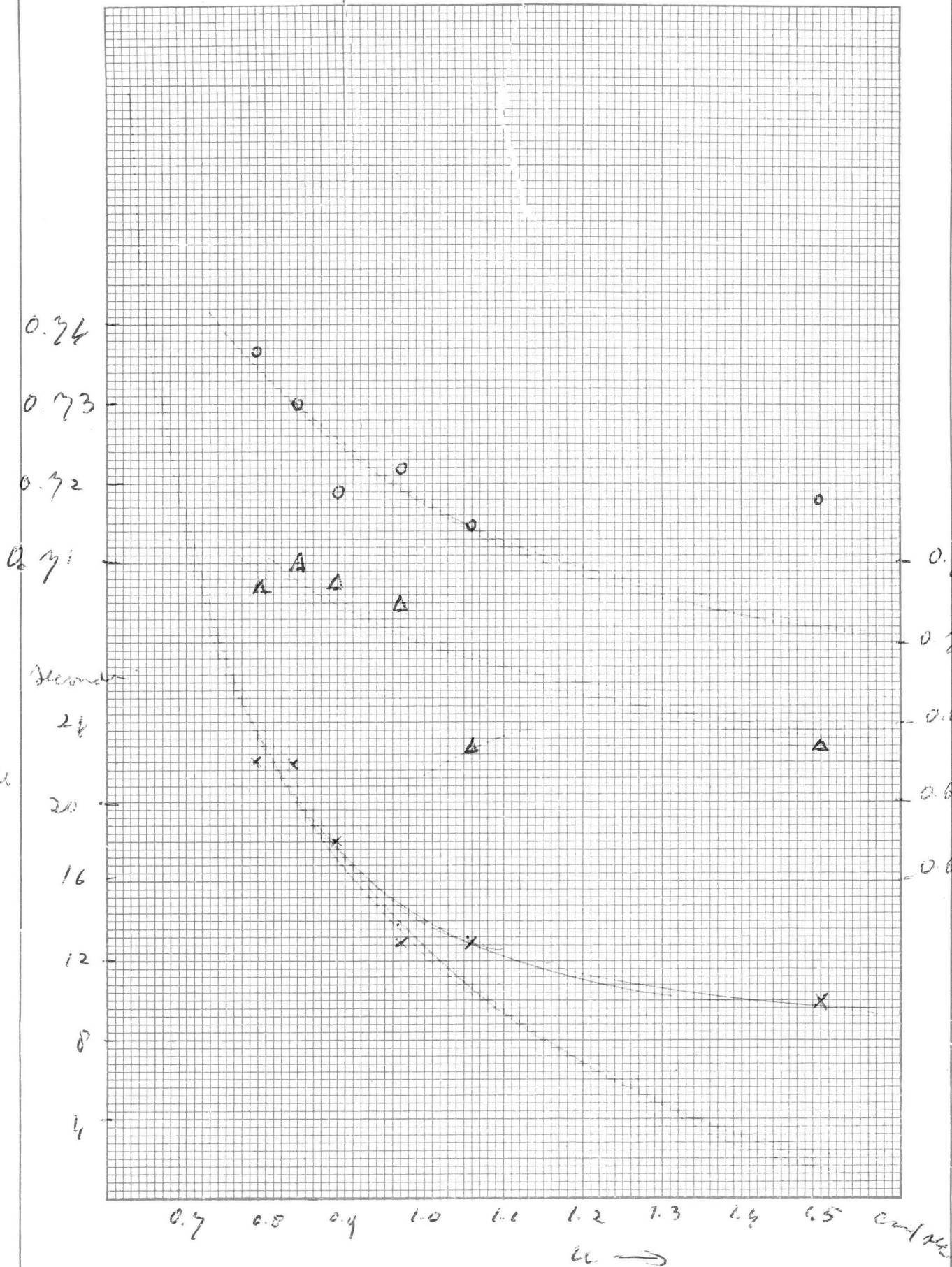


Grafiek II

Voor grafiek IV : zie fig. 47
Voor grafiek V : zie fig. 45
Voor grafiek VI : zie fig. 48
Voor grafiek VII : zie fig. 43
Voor grafiek VIII : zie fig. 50



Grafiek III



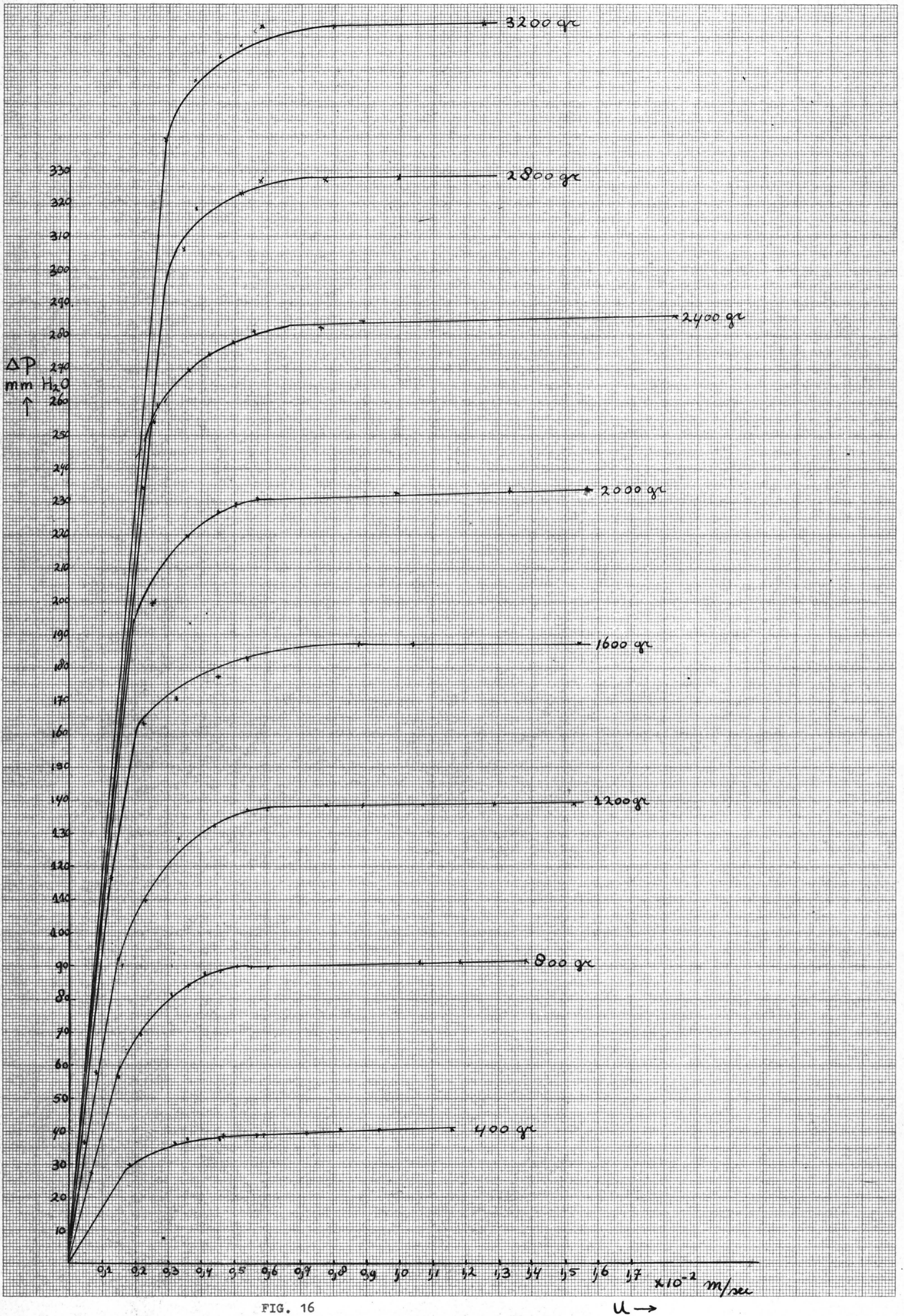


FIG. 16

$u \rightarrow$