

MASTER

Aanstroomproblemen van grote gefluidiseerde bedden

Pragt, J.J.

Award date:
1968

[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

AANSTROOMPROBLEMEN VAN GROTE GEFLUIDISEERDE BEDDEN

J.J.Pragt

afstudeerhoogleraar : prof.dr.K.Rietema

Technische Hogeschool Eindhoven

Sectie Fysische Technologie

INHOUD

Samenvatting	1
I Inleiding	3
a algemeen	3
b opdracht	4
II Literatuur	5
III Experimentele uitvoering	10
a uitvoering van de opdracht	10
b gebruikte fluïdisatie apparatuur	10
c metingen	13
IV Resultaten	16
V Ontwerp nieuwe verdeelplaat	23
VI Discussies	24
a conclusies	24
b suggesties voor verder onderzoek	25

Appendices :

Appendix I	Deeltjesgrootteverdeling
Appendix II	Conversie eerste orde reactie
Appendix III	Afhankelijkheid van de beddiameter
Appendix IV	Verblijftijdsspreiding
Appendix V	Berekening hoogte overdrachtstrap
Lijst van gebruikte symbolen	
Literatuurlijst	

Onderwerp : Aanstroomproblemen in grote gefluïdiseerde bedden

Hoogleraar : prof. dr. K. Rietema

Laboratorium : Fysische Technologie

Datum : 1 mei 1968

Samenvatting : Het effect van de drukval over de gasverdeelplaat op de kwaliteit van gas-vaste stof fluïdisatie is onderzocht in gefluïdiseerde bedden van verschillende diameter. Gevonden is, dat er een kritische gassnelheid. Beneden deze kritische snelheid treedt fluïdisatie op met dode hoeken en preferente bellenkanalen in het bed, terwijl bij het opvoeren van de gassnelheid tot boven deze kritisch waarde de dode hoeken plotseling verdwijnen. Deze abrupte overgang is te constateren uit de grote toename van de bedexpansie bij de kritische gassnelheid

Bedden met diameters van resp. 10, 29, en 90 cm zijn gebruikt voor het systeem spent cat - lucht. Als gasverdeelplaat voor de lucht zijn gemonteerd metalen sinterplaten en platen bestaande uit lagen filterdoek of uit lagen filtreerpapier tussen lagen filterdoek. De waarde van de kritische drukval van een verdeelplaat is, voor "spent cat" afhankelijk van de bedgeometrie:

1 de benodigde drukval is voor hoge bedden onafhankelijk van de hoogte.

2 de benodigde drukval is voor brede bedden in benadering recht evenredig met de beddiameter.

Door vergelijking met standaardcondities kan een verband opgesteld worden, dat de kritische drukval en kritische snelheid van een gefluïdiseerde bed van spent cat kan verklaren.

Met deze criteria is een verdeelplaat ontworpen voor een gefluïdiseerd bed met een diameter van 190 cm.

Voor het bed met een diameter van 90 cm is de invloed van fluïdisatie met of zonder dode hoeken en preferente bellenkanalen nagegaan op:

1 de gasverblijftijdsspreiding.

2 de warmteoverdracht.

De experimentele relatie tussen plaatselijke warmteoverdrachtscoëfficiënten in het bed en de superficiële gassnelheid blijkt bij de kritische snelheid eveneens sprongsgewijs te veranderen. De gasverblijftijdsspreidingsexperimenten voldeden niet aan de gestelde verwachtingen.

Onderwerp : Aanstroomproblemen in grote gefluïdiseerde bedden

Hoogleraar : prof. dr. K. Rietema

Laboratorium : Fysische Technologie

Datum : 1 mei 1968

Samenvatting : Het effect van de drukval over de gasverdeelplaat op de kwaliteit van gas-vaste stof fluïdisatie is onderzocht in gefluïdiseerde bedden van verschillende diameter. Gevonden is, dat er een kritische gassnelheid. Beneden deze kritische snelheid treedt fluïdisatie op met dode hoeken en preferente bellenkanalen in het bed, terwijl bij het opvoeren van de gassnelheid tot boven deze kritisch waarde de dode hoeken plotseling verdwijnen. Deze abrupte overgang is te constateren uit de grote toename van de bedexpansie bij de kritische gassnelheid

Bedden met diameters van resp. 10, 29, en 90 cm zijn gebruikt voor het systeem spent cat - lucht. Als gasverdeelplaat voor de lucht zijn gemonteerd metalen sinterplaten en platen bestaande uit lagen filterdoek of uit lagen filtreerpapier tussen lagen filterdoek. De waarde van de kritische drukval van een verdeelplaat is, voor "spent cat" afhankelijk van de bedgeometrie:

1 de benodigde drukval is voor hoge bedden onafhankelijk van de hoogte.

2 de benodigde drukval is voor brede bedden in benadering recht evenredig met de beddiameter.

Door vergelijking met standaardcondities kan een verband opgesteld worden, dat de kritische drukval en kritische snelheid van een gefluïdiseerde bed van spent cat kan verklaren.

Met deze criteria is een verdeelplaat ontworpen voor een gefluïdiseerd bed met een diameter van 190 cm.

Voor het bed met een diameter van 90 cm is de invloed van fluïdisatie met of zonder dode hoeken en preferente bellenkanalen nagegaan op:

1 de gasverblijftijdsspreiding.

2 de warmteoverdracht.

De experimentele relatie tussen plaatselijke warmteoverdrachtscoëfficiënten in het bed en de superficiële gassnelheid blijkt bij de kritische snelheid eveneens sprongsgewijs te veranderen. De gasverblijftijdsspreidingsexperimenten voldeden niet aan de gestelde verwachtingen.

I INLEIDING

a algemeen

In de industrie worden gefluïdiseerde gebruikt bij katalytische reacties en bij fysische processen zoals drogen, coaten, sinteren, enz. In tegenstelling tot uitvoering van fysische processen die zelden grote problemen met zich mee brengen is het bij chemische processen tot nu toe alleen mogelijk om snelle reacties goed in een gefluïdiseerd uit te voeren. Het verschijnsel bellen is enerzijds van veel belang voor de werking van een gefluïdiseerd bed, omdat de warmteoverdracht sterk geëntameerd wordt. Anderzijds veroorzaakt de menging een lagere conversie in het geval van een chemische reactie, wat nog versterkt wordt omdat de bellen fase slechts gedeeltelijk in contact komt met de katalysator (bypassing). Wanneer de bellen klein van afmeting blijven zal, zal het contact tussen gas in de bel en katalysator verbeteren terwijl ook de verblijftijd in het bed langer wordt. Het bed moet zo homogeen mogelijk fluïdiseren. Kanalen waardoor het gas preferent in de vorm van bellen omhoog gaat worden dan vermeden. De bellen in deze kanalen coalesceren en kunnen zo een ongunstige gootte bereiken. De vorming van preferente bellen kanalen kan vermeden worden door het gas aan de onderkant van het bed homogeen in te voeren. Dit wordt bereikt. Dit wordt bereikt door de drukval over het gasinlaatsysteem een zodanige waarde te geven dat de plaatselijke variaties in de drukval goed worden onderdrukt. In de praktijk kan men de drukval echter niet al te groot laten worden, omdat de energiekosten dan te hoog worden. Het is gebleken dat er een bepaalde drukval over het gastoevoersysteem bestaat waarbij fluïdisatie met dodezones en preferente kanalen overgaat in

een meer homogene fluïdisatie. In kleinere bedden is het zeer gemakkelijk om deze toestand te verkrijgen, maar bij grote industriële bedden wordt fluïdisatie zonder dode zones alleen bereikt bij hoge gassnelheden. Over de afhankelijkheid van deze kritische drukval van de bedhoogte, gssnelheid, beddiameter en materiaaleigenschappen (gemiddelde deeltjes en deeltjes-grootteverdeling, ruwheid, vorm, cohesie) is nog weinig bekend. De onderzoekers hebben in het verleden het probleem van de gas-toevoer steeds vermeden. De ontwerpers van fluïdisatie-apparatuur maken gebruik van uit de praktijk verkregen informatie.

b opdracht

Bij experimenten op laboratoriumschaal is verwezelijking van goede fluïdisatie-eigenschappen vrij gemakkelijk. Onder goede fluïdisatie eigenschappen wordt hier verstaan: een grote bedexpansie bij homogene fluïdisatie ($> 20\%$), een grote warmteoverdracht bij heterogene fluïdisatie (> 10 maal die van een gepakt bed).

Zodra men in bedden op technische schaal fluïdisatie toepast blijkt het moeilijk vergelijkbare resultaten te verkrijgen. Er treden snel dode zones en preferente kanalen op, terwijl de bellen grootten kunnen bereiken in de orde van 1 m^3 .

De opdracht was een verdeelplaat te ontwerpen die toegepast in het aanwezige bed met een diameter van 190 cm, gevuld met spent cat (silica- alumina katalysator) goede fluïdisatie te weeg kan brengen bij lage fluïdisatiesnelheden.

II LITERATUUR

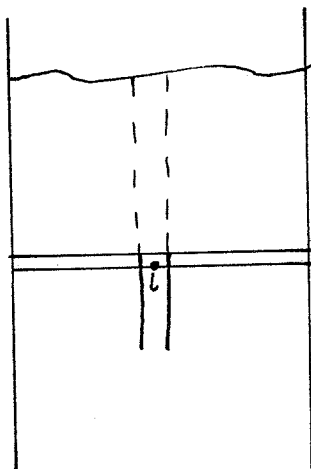
Zoals in de inleiding gesteld, is de invloed van de belgrootte op de fysische en chemische werking van een gefluïdiseerd bed van doorslaggevende betekenis.

Davidson en Harrison (Fluïdized Particles, Cambridge 1963 pag 64 e.v.) geven een beschrijving van de gasdoorstroming in een bel in een gefluïdiseerd bed. Uit hun theorie kan afgeleid worden hoe groot de invloed is van de belgrootte op de conversie bij een langzame eerste orde reactie (zie APPENDIX II).

Voor grote beldiameters loopt de conversie van een gekataly-seerde gasreactie sterk terug. Het is voor de uitvoering van een dergelijke reactie noodzakelijk de gastoevoer zodanig te regelen dat slechts kleine bellen gevormd kunnen worden. Gezien de grote mate van coalescentie van bellen in een gefluïdiseerd bed is het noodzakelijk dat deze bellen homogeen over de doorsnede gevormd worden. Aan deze eis kan worden voldaan wanneer bepaalde criteria voor de verdeelplaat in acht worden genomen.

Hiby (Chem. Ing. Techn., 39 1967 pag 1125 e.v.) geeft een theoretische beschouwing over een dergelijk criterium:

Een mechanisme wordt gegeven welk het al dan niet ontstaan van preferente bellenkanalen in een gefluïdiseerd bed wil verklaren.



Als we in het bed op een plaats i op de bodem de superficiële gassnelheid iets groter maken du_s dan de gemiddelde snelheid, dan zal op die plaats:

1) de drukval over de verdeelplaat groter worden

$$d\Delta p_p = \left(\frac{d\Delta p_p}{du_s} \right) du_s$$

2) de drukval over het bed kleiner worden als we aannemen dat de hoogte van het bed zeer weinig veranderd

$$d\Delta p_b = h \left(\frac{d(\frac{\Delta p_b}{h})}{du_s} \right) du_s$$

Wanneer $d\Delta p_p > -d\Delta p_b$ dan wordt de drukval op plaats i groter dan elders en de verandering du_s zal tegengegaan worden. Dit is het geval wanneer er spontane fluctuaties optreden in de gassnelheid op willekeurige plaatsen. De spontane variaties zullen uit gedempt worden bij

$$\frac{d\Delta p_p}{du_s} > h \left(\frac{d(\frac{\Delta p_b}{h})}{du_s} \right)$$

Vanaf het minimum fluïdisatiepunt is

$$\frac{d(\Delta p_b/h)}{du_s} \approx$$

constant wanneer het bed lineair met de snelheid expandeert.

daarom

$$\frac{d\Delta p_p}{du_s} \text{ kritisch} = h \cdot \text{const1} = \Delta p_b \cdot \text{const2}$$

Voor een een poreuze verdeelplaat geldt $\Delta p_p = \text{const. } u_s$

Als criterium krijgen we dan

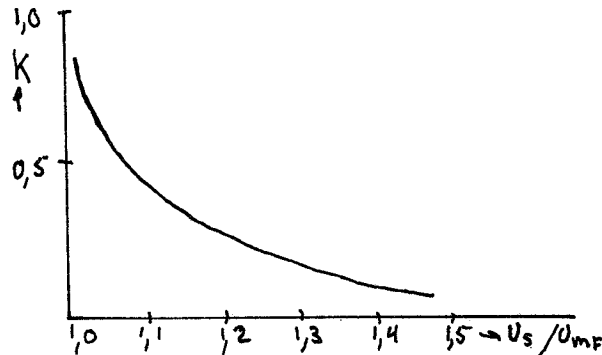
$$\frac{\Delta p_p}{\Delta p_b} \text{ kritisch} = \text{const. } u_s$$

Hiby vindt voor dit criterium bij het punt van minimumfluïdisatie voor verschillende stoffen waarden die liggen tussen 0,17 en 0,43.

Wanneer aan dit criterium voldaan wordt dan treedt homogene fluïdisatie al op bij de minimumfluïdisatiesnelheid.

Bij grotere gassnelheden wordt een plaatselijke verstoring

verspreid over de hele diameter van het bed. Daardoor groeien plaatselijke verstoringen niet meer zo snel aan en mag de drukval over de verdeelplaat kleiner worden. Daarom wordt bij grotere gassnelheden de kritische drukverhouding vermenigdvuldigd met een factor K, die kleiner wordt dan 1 en afhangt van de vaste stof menging



Whitehead en Dent (Proc. of the Int. Symp. on Fluidisation, Eindhoven 1967 pag 802 e.v.) hebben metingen verricht aan verdelingssystemen waarin **lucht** aan het bed wordt toegevoerd d.m.v. tuyeres (verdeelpijpen). Deze tuyeres hebben een kwadratische karakteristiek: $\Delta P_p = c \cdot u_s^2$

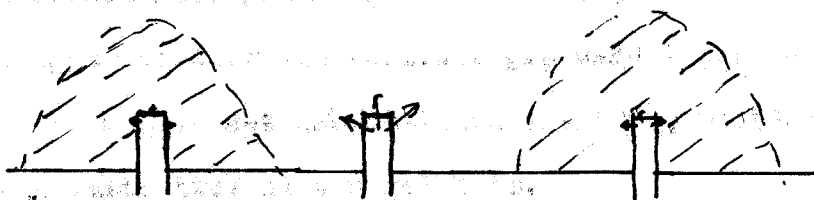
Volgens de theorie van Hiby is $\frac{d\Delta p}{du_s} p_{kritisch} = 2/u_s \cdot \Delta p_p = \text{const.} \cdot \Delta p_p$

ofwel $\frac{\Delta p_p}{\Delta p_b} \text{ kritisch} = \text{const.} \cdot u_s$

De kritische drukverhouding zou een lineair verband met de snelheid moeten hebben. De auteurs vinden als verband

$$\frac{\Delta p_p}{\Delta p_b} \text{ kr.} = a + b \cdot U_s^n \quad 0 < n < 1$$

Voor lage snelheden is het verband lineair, voor hoge snelheden wordt de kritische drukverhouding onafhankelijk van de snelheid.



Bepaald is minimum drukval over de bodem, waarbij alle tuyeres voldoende gas doorlaten om dode zones in het bed te voorkomen. Dit gebeurde bij verschillende tuyeresweerstanden (de tuyere-drukval is evenredig met het kwadraat van de gassnelheid.) De auteurs vinden dat bij benadering de kritische drukval onafhankelijk is van de fluïdisatiesnelheid. De metingen zijn verricht met vier verschillende stoffen in vierkante bedden resp. 60x60 cm en 120x120 cm.

Tabel : gefluïdiseerde stoffen

zand	S ₁	gemiddelde diameter	165 μ	spreiding	80 μ
zand	S ₂	"	250 μ	"	80 μ
zand	S ₃	"	325 μ	"	65 μ
zircoonzand	Z ₁	"	105 μ	"	15 μ

Tabel : P_{kritisch}

stof	P _{kritisch} cm. wk.	
	voor grote u _s bed 60x60	bed 120x120
S ₁	2,8	4,7
S ₂	2,8	4,0
S ₃	4,0	5,8
Z ₁	5,7	10,2

Er bestaat een afhankelijkheid van de hoogte. Tot ongeveer 1 m is dit een nagenoeg lineair verband. Hierboven is de afhankelijkheid van de hoogte gering.

Gregory (Proc. of the Int. Symp. on Fluidisation, Eindhoven 1967 pag 751 e.v.) geeft een overzichtartikel van bodemplaten aan de hand van een analogie met zeefplaten in een destillatiekolom. De auteur benadert het probleem vanuit de praktijk, waarin verdieplaten worden gebruikt met grote openingen, waardoor vaste stof kan terugstromen in het gastoevoersysteem. Het blijkt dikwijls nodig te zijn een grote drukval over de verdeelplaten te creëren.

Ook in de werkgroep fluidisatie is het verschijnsel dode hoek in een gefluidiseerd bed al eerder op gemerkt door

Zijderveld (Afstudeerverslag sectie TF TH Eindhoven jan 1967)

De warmteoverdracht van een bed met een diameter van 190 cm is gemeten op verschillende plaatsen in het bed. Dit is bij verschillende gassnelheden gebeurd. De gefluidiseerde stof was spent cat met een gemiddelde deeltjesdiameter van 50 μ . Als gastoevoersysteem werd een zeefplaat met geringe drukval gebruikt. In het gefluidiseerde bed werden dode zones geconstateerd die bij grotere gassnelheid weer verdwenen. De overgang lag bij 3-4 cm/sec . De warmteoverdracht werd gemeten met een gestroomlijnd meetblok, zodat de vaste stof stromingsrichting globaal bepaald kon worden. De vorm van de curve van de warmteoverdrachtscoëfficiënt tegen de gassnelheid was afhankelijk van de plaats in het bed. Op verschillende plaatsen vertoonde de curve een sprong bij gassnelheid 3-4 cm/sec . Op gemerkt werd dat de verdeelplaat slecht was , waardoor het minimumfluidisatiepunt samenviel met het bellenpunt. Er trad slechts expansie op door bellen holdup bij hogere gassnelheden.

III EXPERIMENTELE UITVOERING

a uitvoering van de opdracht

Ter beschikking stonden bedden met een diameter van 10 , 29 en 190 cm. Om de grote sprong van 29 cm naar 190 cm te overbruggen werd besloten een bed te construeren met een diameter van 90 cm. Een aantal verschillende verdeelplaten werd getest in de bedden met diameter 10 en 29 cm door de volgende experimenten:

- 1) bepaling van de drukval over verdeelplaat en bed als functie van de gassnelheid en de hoogte van het bed.
- 2) bepaling van de expansie van het bed als functie van de gassnelheid en de hoogte van het bed.

Op grond van deze proeven werd de verdeelplaat voor het 90 cm bed ontworpen en gemaakt. Dezelfde experimenten als voor het 10 cm bed en 29 cm bed werden ook uitgevoerd in het 90 cm bed . In het 90 cm bed werden om de invloed van de fluïdisatietoestand (dode hoeken) te bekijken aanvullende experimenten gedaan:

- 3) bepaling van de warmteoverdrachtscoëfficiënt als functie van de gassnelheid.
- 4) bepaling van de verblijftijdsspreiding van de doorstromende lucht.

Tot slot werd een verdeelplaat ontworpen voor het 190 cm bed die moest voldoen aan de in de opdracht gestelde eisen.

De proeven zijn uitgevoerd met spent cat, waarvan de deeltjesgrootteverdeling gegeven is in Appendix I.

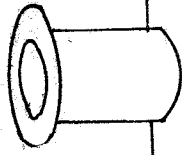
b gebruikte fluïdisatie apparatuur

1) het \emptyset 10 cm bed was opgebouwd uit een glazen cylinder met een hoogte van 40 cm en een gastoevoersysteem in de vorm van een conus met gasverdeelplaat

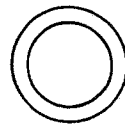
2) het \emptyset 29 cm bed was opgebouwd uit een perspex cylinder met een hoogte van 1 m. Het gastoevoersysteem was geheel analoog aan dat

Ø 90 om bed

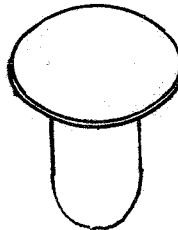
AANVOER CAT.



19 DRUKMEETPUNTEN.
VERBONDEN
MET MANOMETER BORD

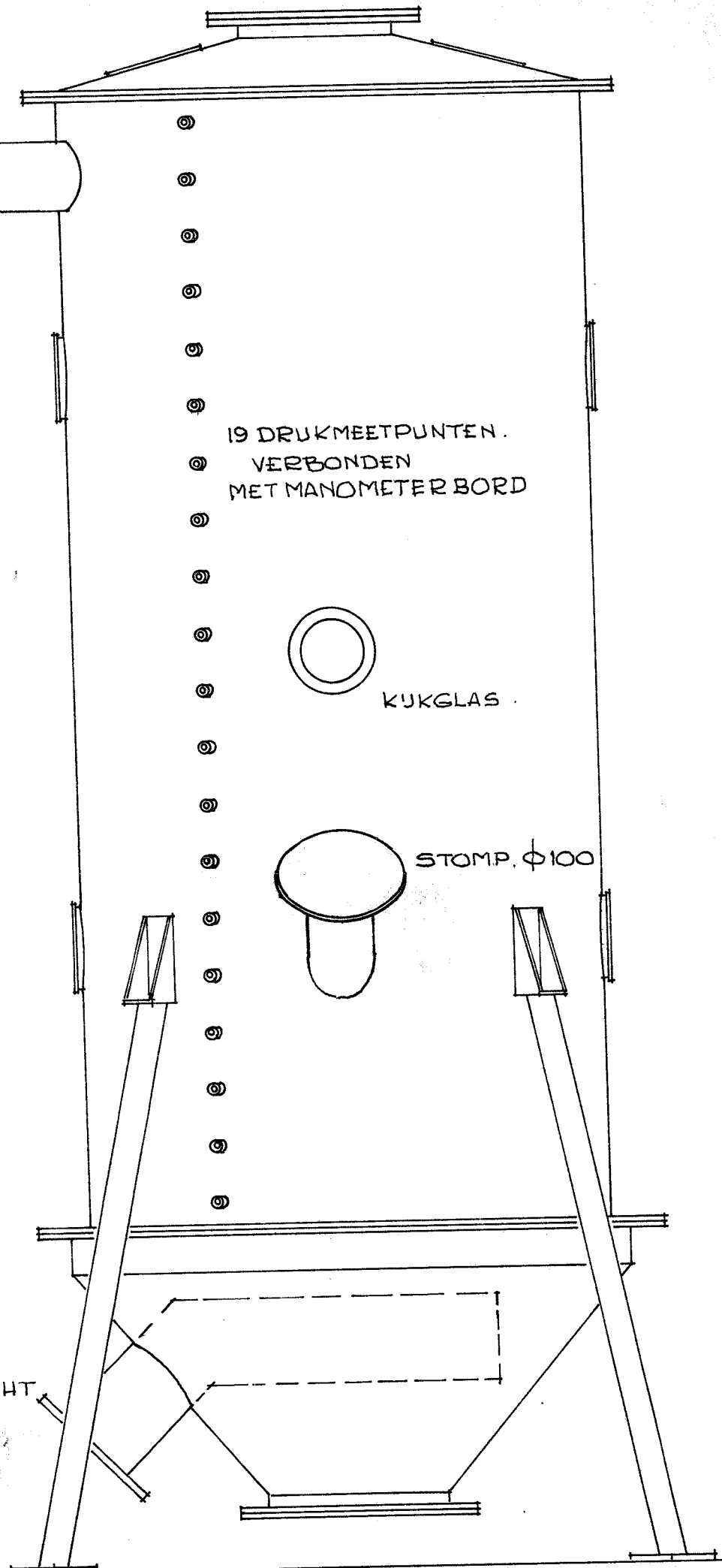


KUKGLAS



STOMP. Ø 100

AANVOER LUCHT
Ø 150



3) het \varnothing 90 cm bed bestond uit resp. conus(staal), cilindrische romp(staal), deksel(staal), en verdeelplaat. Hieraan gekoppeld was de secundaire apparatuur. Zie tekening pag 11a.

I conus De conus vormt een buffervat voor de toe te voeren lucht. De lucht wordt toegevoerd door een pijp(\varnothing 15 cm). In deze conus bevindt zich een rooster dat de verdeelplaat ondersteunt, dit i.v.m. het gewicht van de te fluïdiseren stof. De conus is aan de romp bevestigd m.b.v. een flensverbinding.

II cilindrische romp Deze heeft een hoogte van 2 m. Op deze romp zitten vier kleine flenzen. Hierop kunnen zowel kijkglazen als invoerflenzen voor meetapparatuur gemonteerd worden. Verder bevinden zich 19 drukmeetpunten(in een verticale lijn met een onderlinge afstand van 10 cm) op de romp. De spent cat kan worden toegevoerd en afgevoerd door stompen, die op de romp gelast zijn. Deze stompen liggen over 180° gedraaid t.o.v. elkaar. Ze staan onder een hoek van 45° t.o.v. de romp. Ook bevindt zich de toe- en afvoer voor de cycloon op de romp.

III deksel Dit is met behulp van een flensverbinding aan de romp bevestigd. Het bevat naast twee kijkglazen een handgat.

IV verdeelplaat Deze is tussen de conus en de romp bevestigd.

Hij dient voor een gelijkmatige toevoer van de lucht.

Als verdeelplaat is gebruikt: 3 lagen filterdoek, 22 lagen filtreerpapier en weer 2 lagen filterdoek. Het bovenste filterdoek was geïmpregneerd met polystyreen(tot 20% van het oorspronkelijke gewicht van het doek). De lagen tussen de verdeelplaat werden tussen twee ringen geklemd. Het geheel werd met een aantal spanbouten over een rondgelaste buis gladgetrokken. Als het bed buiten bedrijf was werd het gewicht van de spent cat opgevangen door het rooster.

secundaire apparatuur:

1 luchttoevoersysteem De voor fluïdisatie benodigde lucht wordt betrokken van een "Aerzener"rootesblower met een motorvermogen van 100 pk. De blower heeft bij lage drukken een nagenoegd drukonafhankelijk debiet. Het debiet naar het bed wordt geregeld door een afblaasklep met afstandsbediening en gemeten met een meetflens in een \emptyset 10 cm pijp. De meetflens is ontworpen voor een drukval van 50 cm wk bij een debiet overeenkomend met een superficiële snelheid van 4 cm/sec in het bed.

2 luchtafvoersysteem Daar de af te voeren lucht kleine vaste stof deeltjes bevat moet deze worden gezuiverd door de deeltjes in een cycloom af te scheiden en in het bed en in het bed terug te voeren. De deeltjes die niet afgescheiden worden, worden in een stofzak op gevangen.

3 spent cat toevoersysteem De spent cat wordt pneumatisch vanuit een voorraadvat aangevoerd. De luchtstroom die hiervoor nodig is, wordt door de blower geleverd.

4 spent cat afvoersysteem De spent cat wordt over de zelfde leiding pneumatisch afgevoerd en opgeslagen in de zelfde voorraad-tank.

c metingen

De metingen vallen uiteen in drie groepen , te weten :

- 1 Het meten van de fluïdisatiekarakteristieken
- 2 Het meten van de verblijftijdspreiding
- 3 Het meten aan de warmteoverdracht

1 Fluïdisatiekarakteristieken

Hiervoor moeten de volgende grootheden gemeten worden :

- a superficiële snelheid
- b drukval over het bed
- c drukval over de verdeelplaat
- d bedhoogte

I Ø 10 en 29 cm bedden

- a De superficiële snelheid ofwel het gasdebiet werd gemeten met een rotameter. Deze was met een watergasmeter gelijk.
- b De drukval over het bed is bepaald door de drukval over het bed en de gasverdeelplaat samen te meten en hier de drukval over de gasverdeelplaat van af te trekken
- c De drukval over de verdeelplaat is gemeten als functie van de gassnelheid bij het lege bed.
- d De bedhoogte werd afgelezen van een op de glaswand geplakte centimeterverdeling.

II Ø 90 cm bed

- a De superficiële snelheid u_s werd gemeten met een meetflens
- b De drukval over het bed werd bepaald door de drukval, gemeten op verschillende hoogte, te extrapoleren naar hoogte 0.
- c De drukval over de verdeelplaat werd bepaald door de drukval over 12,5 cm bed (hoogte eerste meetpunt) plus de verdeelplaat te meten en hier de drukval over 12,5 cm bed van af te trekken.
- d De hoogte werd bepaald uit de drukverdeling op het manometerbord.

2 Verblijftijdspreiding

De verblijftijdspreiding werd gemeten door een tracerstof te injecteren en het concentratieverloop met de tijd vlak boven het bed te meten. Als tracergas werd waterstof gebruikt. De concentratie is gemeten met een katharometer. (Gow Mac mod. 470)

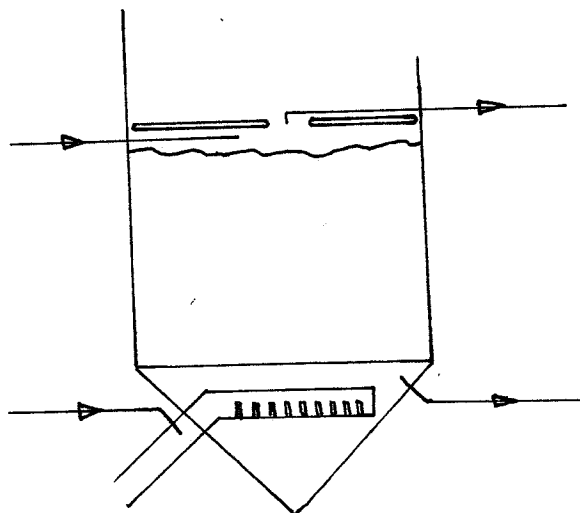
Om de overallresponsie van het bed te meten werd een waterstofinjectie gegeven in de conus, die een ideale menger bleek te zijn. De conus had een volume van $0,226 \text{ m}^3$. De invoerconcentratie als functie van de tijd was dus een e-macht. De dode zone boven het bed was evenwel noch een ideale menger, noch een propstroom.

Door een zachtboardplaat vlak boven het spent cat oppervlak te hangen is deze dode ruimte verwaarloosbaar klein gemaakt.

Bij iedere meting zijn achtereenvolgens bepaald :

- a de respons in de conus op een pulsinjectie in de conus.
- b de respons van de meetapparatuur op een injectie vlak boven het bedoppervlak met detectie op dezelfde plaats.
- c de respons in de kleine ruimte vlak boven het bed op een pulsinjectie in de conus.

Door responsie a en b kan gecontroleerd worden of de conus een ideale menger is, resp de dode ruimte boven het bedoppervlak een propstroom was. Responsie a en b werden dan gebruikt om responsie c om te rekenen op de responsie van het bed alleen op een impulsinjectie.

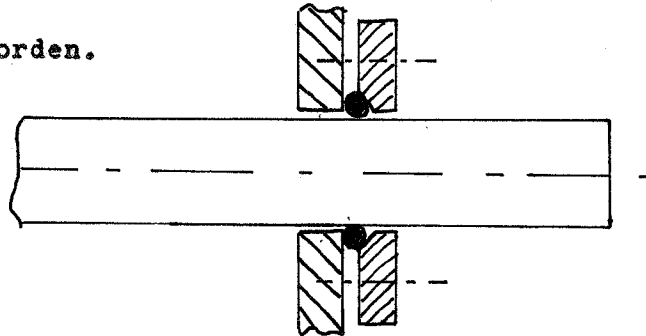


3 Warmteoverdracht

De warmteoverdracht werd gemeten met een element bestaande uit een koperen bol met buitendiameter 5 cm en een bolschildikte van 2 mm en een 7,5 W fietslampje als warmtebron. De fitting van het lampje is geïsoleerd in de bol geschroefd en met een kunststoffen pijpje op een messing buis (\varnothing 3 cm) bevestigd.

De messing buis kan door het bed geschoven worden. De twee flenzen die tegenover elkaar op het bed zitten zijn doorboord (\varnothing 32 mm).

De buis, die hierdoor verschuifbaar is, is uitwendig afgedicht d.m.v. O-ringen, zodat bij eventueel klemmen van de buis deze van buitenaf losgemaakt kan worden.



De temperatuur op de bolwand wordt gemeten met een koper-constantaan thermokoppel.

Nu geldt in stationaire toestand :

$$W = \alpha A \Delta T$$

waarin : W = vermogen warmtebron (W)

A = warmteoverdragend oppervlak ($8 \cdot 10^{-3} m^2$)

α = warmteoverdrachtscoëfficiënt ($J/m^2 \text{ } ^\circ C \text{ sec}$)

ΔT = temperatuursverschil tussen bol en bed (gemeten door thermokoppel voor en tijdens de preef)

IV RESULTATEN

fluïdisatiekarakteristieken

Voor het 90 cm bed moest een materiaal gezocht worden dat gebruikt als gasverdeelplaat een homogene fluïdisatie teweeg zou kunnen brengen. De eisen die aan een dergelijk materiaal gesteld worden zijn goede homogeniteit en redelijke weerstand en de mogelijkheid een groot oppervlak (ongeveer 1 m²) te kunnen maken.

Enige mogelijke soorten verdeelplaten zijn :

	homogeniteit	weerstand
metalen sinterplaten	soms goed	redelijk
araldiet platen	soms goed	hoog
canvas platen	goed	hoog
filterdoek	zeer goed	laag
filtreerpapier	zeer goed	laag
gaatjesplaat	soms goed	zeer laag

Gekozen werden filterdoek en filtreerpapier, omdat hiervan in tegenstelling tot de andere materialen gemakkelijk grote verdeelplaten vervaardigd kunnen worden. Om een grote weerstand te verkrijgen moet de plaat natuurlijk uit meer lagen bestaan. Filterdoek heeft dan het voordeel van een geringe laagdikte.

A Experimenten in het 10 cm bed

Als eerste verdeelplaat werd gekozen filterdoek met een weerstand van 0,3 d.i. de drukval in cm wk. bij 1 cm/sec superficiele snelheid.

De maximale expansies bij het bellenpunt waren voor :

verdeelplaat bestaand uit een doek	:	25 %
verdeelplaat bestaand uit twee doeken	:	28 %
verdeelplaat bestaand uit drie doeken	:	30 %

De beginhoogte van het bed was 20 cm. De expansie- en drukmeting is uitgezet in grafiek 1. (voor een verdeelplaat)

Grafiek 1

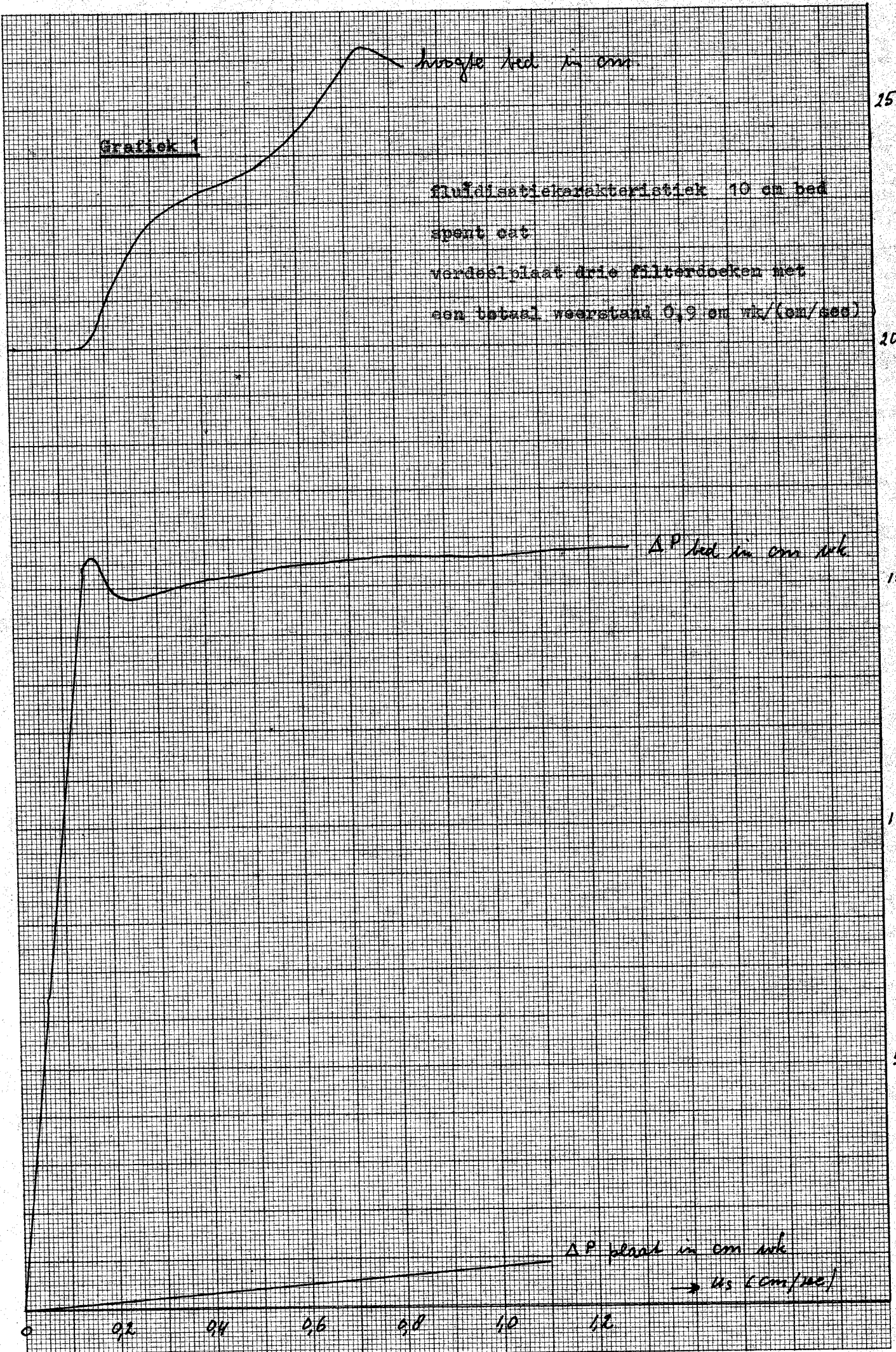
hvaagje bed in cm

fluidiseer karakteristiek 10 cm bed
spont oet
verdeelplaat drie filterdoeken met
een totaal weerstand 0,9 cm wk/(cm/sec)

ΔP bed in cm wk

ΔP plaat in cm wk

$\rightarrow U_s$ (cm/sec)



Om de weerstand op te voeren werd een fijner soort filterdoek genomen met een weerstand van $1 \text{ cm}/(\text{cm}/\text{sec})$.

De maximale expansies bij het bellenpunt waren voor:

verdeelplaat bestaand uit een doek : 30 %

verdeelplaat bestaand uit twee doeken : 32 %

verdeelplaat bestaand uit drie doeken : 37 %

De beginhoogte van het bed was 20 cm. De expansie en drukmeting van een verdeelplaat is uitgezet in grafiek 2. Bij een verdeelplaat bestaand uit een doek met een weerstand van $0,3 \text{ cm wk}/(\text{cm}/\text{sec})$ verliep de expansie enigszins onregelmatig met de superficiële gassnelheid u_g . Bij een verdeelplaat met een weerstand van $3 \text{ cm wk}/(\text{cm}/\text{sec})$ was de expansie redelijk lineair met u_g . De overgang lag bij een weerstand van ongeveer $2 \text{ cm wk}/(\text{cm}/\text{sec})$. Om het aantal benodigde doeken te verminderen werd geprobeerd de weerstand ervan te verhogen door het te impregneren met polystyreen. Na een reeks proeven bleek dat, wanneer de fractie polymeer beneden een bepaalde waarde (gewicht polymeer/ gewicht doek = 0,22) bleef, de weerstand niet veranderde. De vezels namen alle polymeer op. Boven die bepaalde waarde werd de weerstand snel groter maar de homogeniteit ging achteruit. De verklaring hiervoor is dat de poriën in het doek of dicht gaan zitten of open blijven, maar heel moeilijk te verkleinen zijn. Dit zelfde verschijnsel is ook geconstateerd bij het maken van verdeelplaten uit zand en araldiet (verslag Eising- Slegers: practicum fysische technologie).

Als alternatief werd filterpapier geprobeerd. Filterpapier en filterdoek hebben als verdeelplaat dezelfde eigenschappen. Wel is het filterpapier veel dunner en minder treksterk. Filterpapier kan in combinatie met filterdoek goed gebruikt worden.

Grafiek 2

hoogte bed in cm

fluidiseer karakteristiek 10 cm bed
spont oot
verdeelt twee filterdoeken met
een totaal weerstand 1,8 cm w k/cm/sec

ΔP bed in cm w.k.

ΔP plaat in cm w.k.

v_s (cm/sec)

25

20

15

10

5

0

B Experimenten in het 29 cm bed

Hiermee werden drie proeven genomen :

I Het opmeten van de fluïdisatiekarakteristiek van het bed met een gewone bronzen sinterplaat (Siperma R 4 weerstand 17 cm wk./cm/sec)

Resultaat : Een mooie fluïdisatiekarakteristiek, maar een kleine maximale bed expansie (27 %) Zie grafiek 3)

II Het opmeten van de fluïdisatiekarakteristiek van het bed met een verdeelplaat bestaande uit drie lagen filterdoek (weerstand 3,45 cm wk./cm/sec)

Resultaat : Een vrij ongewone fluïdisatiekarakteristiek, maar vrij grote maximale expansie (34 %) Zie grafiek 4

III Het opmeten van de fluïdisatiekarakteristiek van het bed met een verdeelplaat bestaande uit 6 lagen filtreerpapier en 1 filterdoek.(weerstand 7,0 cm wk./cm/sec)

Resultaat : Fluïdisatiekarakteristiek met knik en vrij grote maximale expansie (40 %) Zie grafiek 5

In de experimenten II en III was de fluïdisatie inhomogeen (een of twee grote kanalen) beneden een bepaalde u_s ofwel beneden een bepaalde waarde van $\frac{\Delta p_{\text{plaat}}}{\Delta p_{\text{bed}}}$. In experiment I lag de kritische waarde van u_s

kennelijk bij het punt van minimale fluïdisatie.

De kritische waarden waren voor de verschillende verdeelplaten :

	$\frac{\Delta p_{\text{plaat}}}{u_s}$	h_o (cm)	L/D	$u_{s,kr}$ (cm/sec)	$\frac{\Delta p_{\text{plaat.kr}}}{\Delta p_{\text{bed.kr}}}$
I	17	60,5	2,08	<0,22	<0,087
II	3,45	43,4	1,50	0,90	0,090
III	7,0	27,3	0,95	0,50	0,17

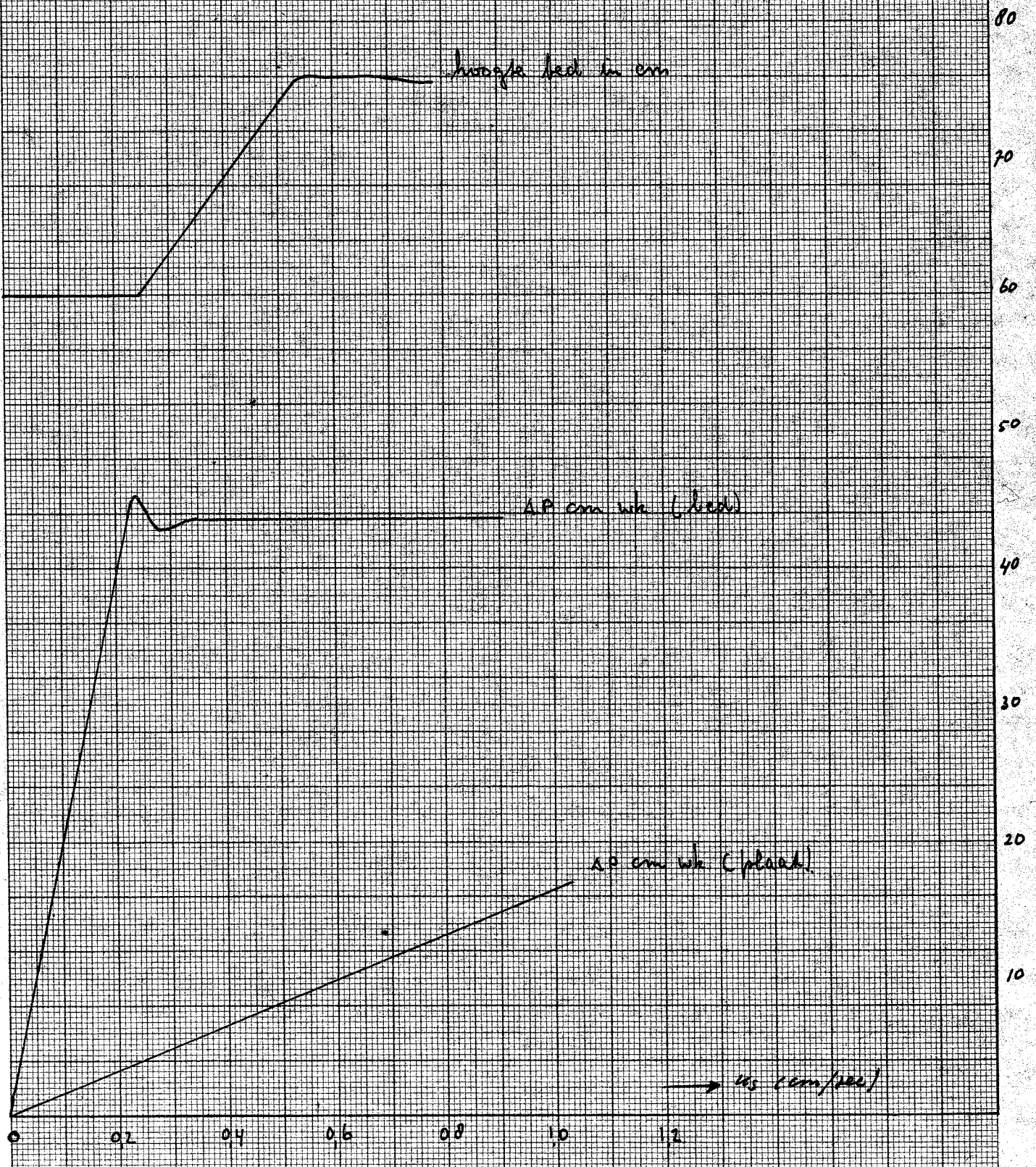
Grafiek 3

fluidisatiekarakteristiek 29 cm bed

opent ont

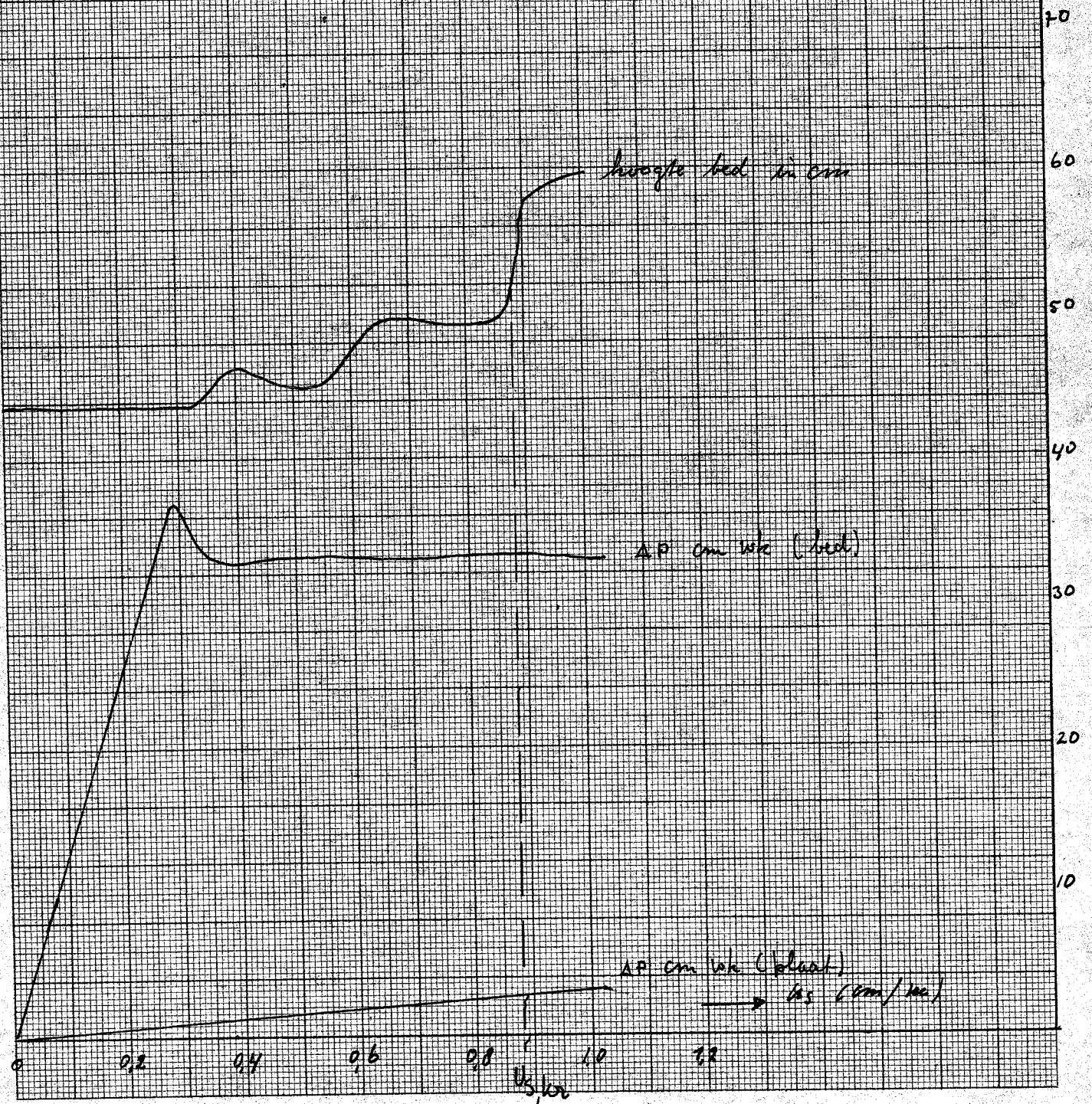
verdeelplaat Sipermat met een totaal

weerstand 17 en $100 \text{ cm}^2/\text{sec}$



Grafiek 4

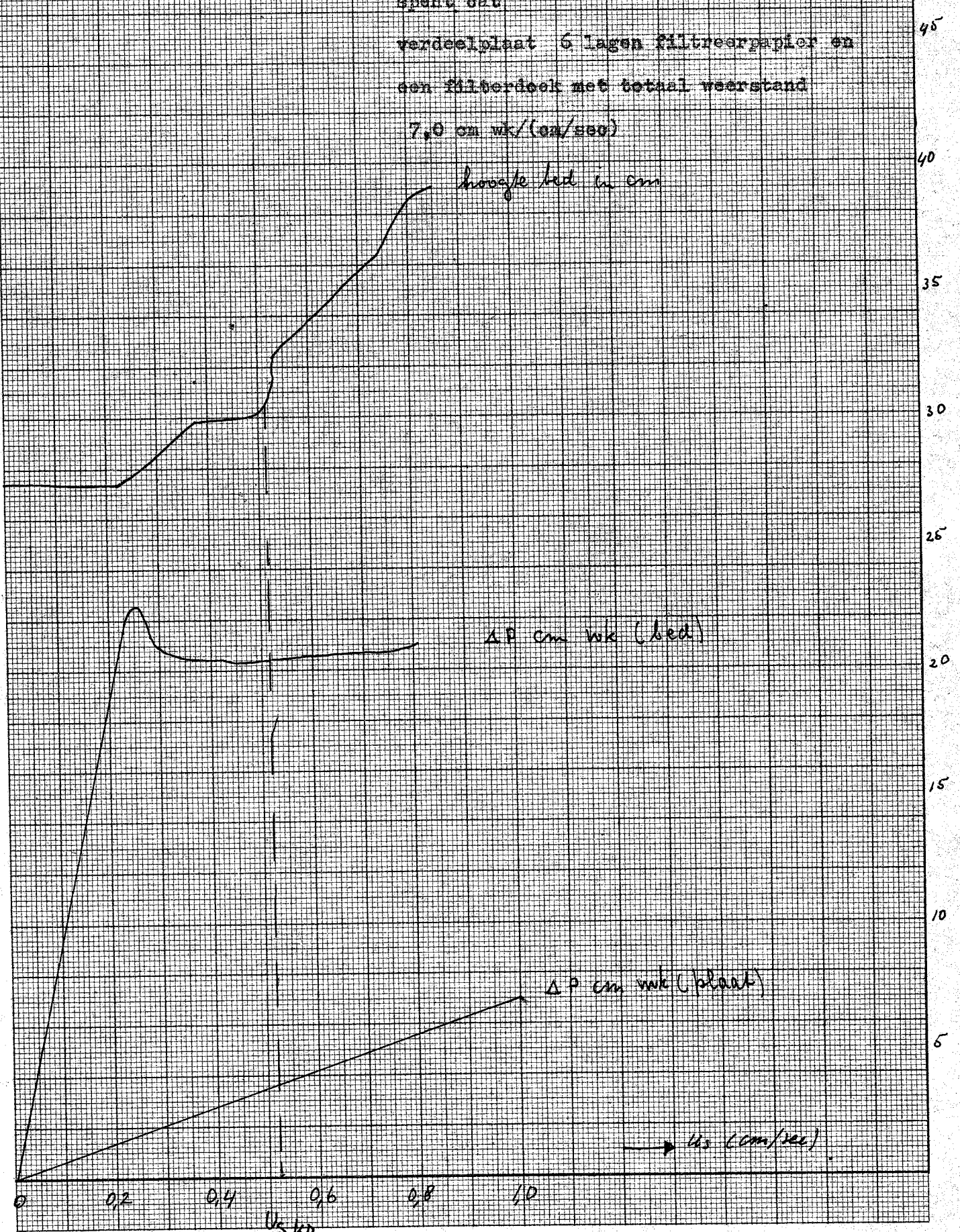
fluidisatiekarakteristieken 29 cm bed
spont oot
verdeelplaat drie lagen filterdoek met
totaal weerstand 3,45 cm wk/(cm/sec)



Grafiek 5

fluidisatiekarakteristiek 29 om bed
opent ont

verdeelplaat 6 lagen filtreerpapier en
een filterdoek met totaal weerstand
7,0 om wk/(cm/sec)



De kritische drukverhouding is niet constant en niet als criterium te gebruiken. Whitehead en Dent vonden resultaten waaruit afgeleid kan worden dat bij grote gassnelheden en bedhoogten de kritische drukval over de verdeelplaat onafhankelijk is van de bedhoogte en afhankelijk van de beddiameter. Dat er een afhankelijkheid is van de beddiameter is, wordt plausibel gemaakt in Appendix III.

Als nieuw kengetal wordt nu geïntroduceerd:

$$\frac{\Delta P_{\text{plaat}}}{(\Delta p_{\text{bed}}/L)} \cdot 1/D = \frac{\Delta p_p}{\Delta p_b} \cdot \frac{L}{D}$$

Dewaarden van dit getal bij kritische fluïdisatie zijn

	L/D	Criterium
I	2,08	< 0,18
II	1,50	0,14
III	0,95	0,16

Goede fluïdisatie bij alle gassnelheden zal optreden bij een verdeelplaat met de weerstand van experiment I of groter.

C Experimenten in het 90 cm bed

Op grond van de vorige experimenten werd besloten voor het 90 cm bed een verdeelplaat te maken bestaande uit 5 lagen filterdoek en 22 lagen filtreerpapier. De bedroeg 24 cm wk/(cm/sec). Als we nu aannemen dat $\frac{\Delta p_{p,kr}}{\Delta p_b} \cdot \frac{L}{D} = 0,16$ en $\Delta p_b/L = 0,6$ cm wk/cm dan wordt

$u_{s,kr} = 0,5$ cm/sec, dus ongeveer r als experiment B III.

De verdeelplaat is zo geconstrueerd dat er snel lagen bij of af kunnen.

Ook kunnen, indien nodig, filtreerpapierlagen door filterdoeklagen vervangen worden en omgekeerd

I Fluïdisatiekarakteristieken

De fluïdisatiekarakteristieken van het 90 cm bed werden bij drie verschillende hoogten gemeten. Ze zijn uitgezet in grafiek 6,7, en 8. Hieruit is op te maken dat de maximale expansie kleiner wordt als de hoogte toeneemt. De uit de $h-u_s$ curve te vinden $u_{s,kr}$ is bij alle drie hoogten ongeveer 0,4 cm/sec. Hieruit kan men concluderen dat bij hoogten groter dan 20 cm de drukval over het bed niet bepalend is voor $u_{s,kr}$. Voor het criterium volgt 0,11.

D	$\frac{\Delta p_{pkr}}{\Delta p_b} \cdot \frac{L}{D}$
29 cm	0,16
90 cm	0,11

II Verblijftijdsspreiding

De verblijftijdsspreiding in de gasfase werd gemeten door het injecteren van waterstof in de luchttoevoerleiding. De uitgangskoncentratie werd dan als functie van de tijd gemeten met een katharometer.

Bij injectie boven in de disengagementzone werd gevonden dat er hier terugmenging optrad. Allereerst werd geprobeerd van deze ruimte een ideale menger te maken door er een ventilator in te hangen, hetgeen ook door Shell onderzoekers gedaan is. De verblijftijd in de aldus gemaakte menger was evengroot als de verblijftijd in het bed, zodat de meting te onnauwkeurig werd. Een goede oplossing werd gevonden door vlak boven de katalysator een zachtboard plaat te hangen met een gat erin; de concentratie kon hier direct gemeten worden. Door meting bleek dat de waterstof in de conus ideaal opgemengd werd. De waterstofinvoerconcentratie in het bed was dus een e^{-1} -macht. Om de gemiddelde verblijftijd en de spreiding te kunnen berekenen moesten de waterstofconcentraties omgerekend worden van de gemeten waarden naar de waarden voor een pulsinjectie.

Grafiek 6

fluïdsatiekarakteristieken 90 cm bed

spont eest

verdeelplaat 22 lagen filterpapier en 5 lagen

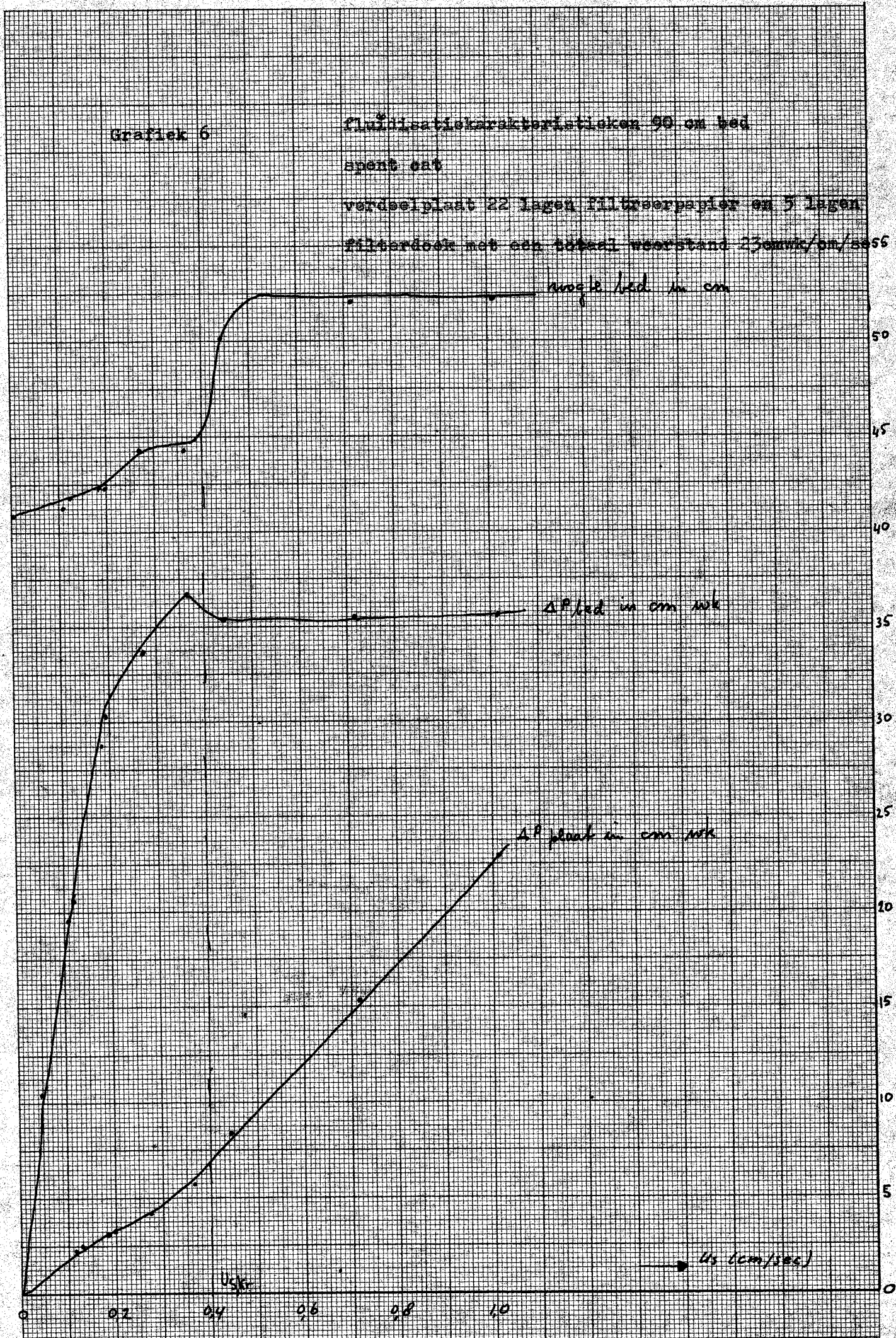
filterdoek met een totaal weerstand 23 cm²/cm²/sec

hoogte bed in cm

ΔP_{bed} in cm wkg

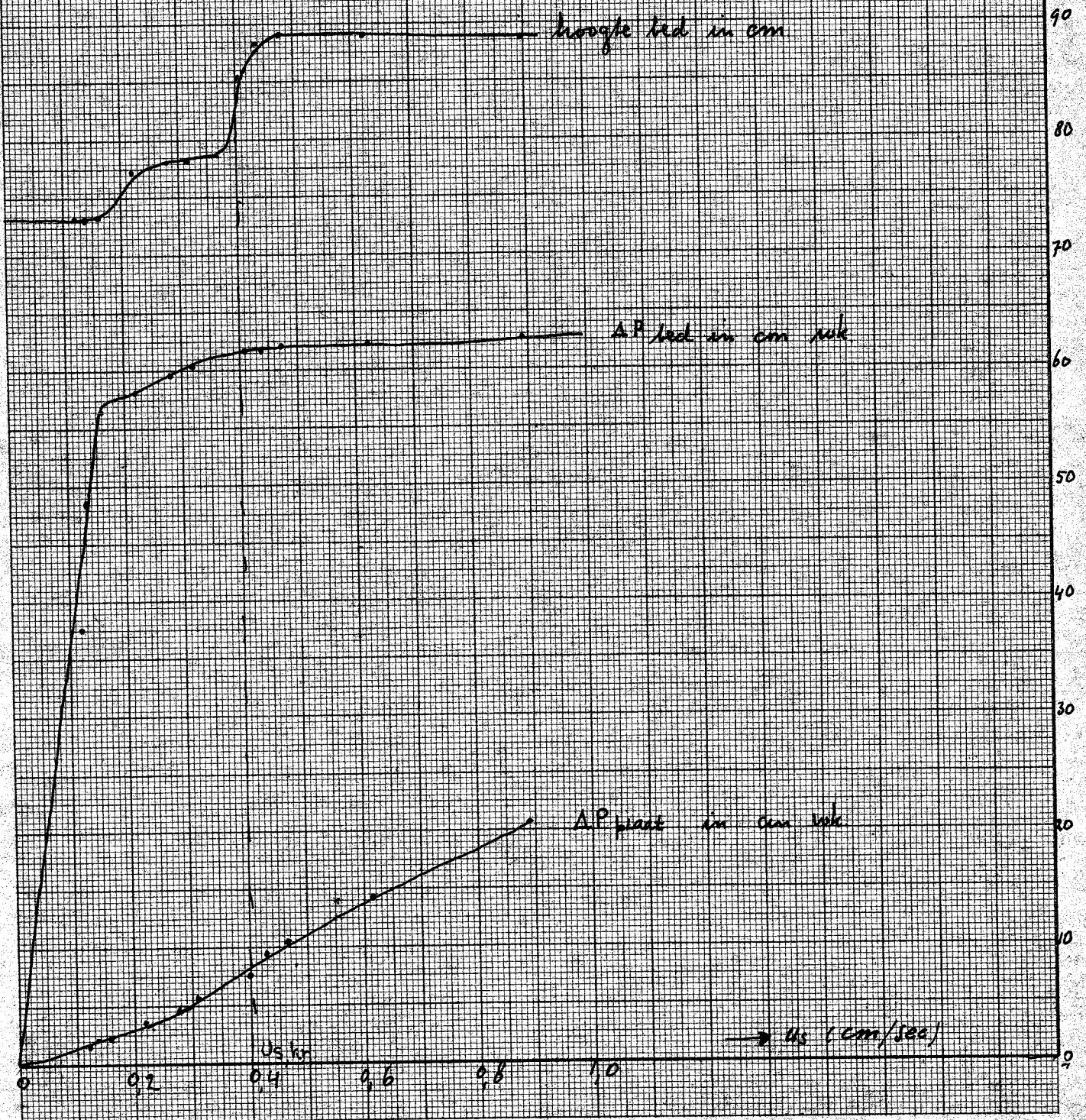
ΔP_{plaat} in cm wkg

U_s (cm/sec)

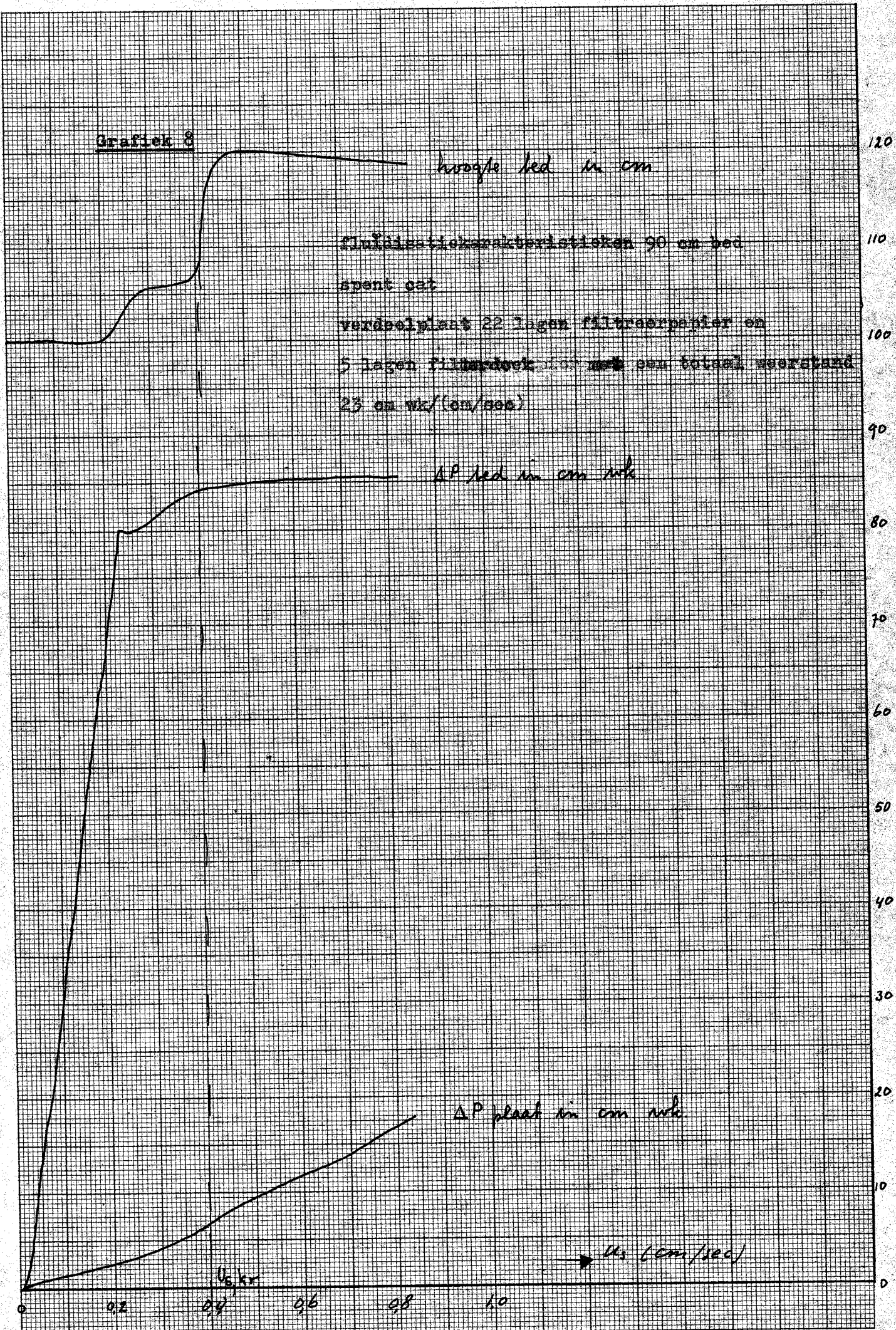


Grafiek 7

Fluïdiseercharacteristieken 90 cm bed
spont eel
verdeelplaat 22 lagen filterpapier en
5 lagen filterdoek met een totaal weerstand
23 cm wk/(cm/sec)



Grafiek 8



De e-macht en de respons hiervan werden opgedeeld in n pulsen. Aannemend dat elke puls als respons een aantal andere pulsen geeft, geeft dit uitgewerkt n vergelijkingen met n onbekenden. Dit stelsel werd opgelost met behulp van Gauss eliminatie, waarvan het rekenwerk werd uitgevoerd met een computer.

Resultaten :

u_g	gemiddelde verblijftijd		spreiding	spreiding/gemiddelde
	berekend ($\frac{\epsilon h}{u_g}$)	gemeten (comput)		
0,12 cm/sec	417 sec	1272 sec	443 sec	0,35
0,21	238	867	396	0,34
0,30	166	427	307	0,72
0,46	109	317	228	0,72
0,55	91	273	216	0,79
0,86	58	161	117	0,72

De verblijftijdcurves zijn uitgezet in grafiek 9

Opmerkelijk is dat de gemeten verblijftijd een factor 3 groter is dan die berekend is is uit de hoogte \times porositeit / u_g .

Zie hiervoor Appendix IV.

III Warmteoverdrachtsmetingen

De warmteoverdracht is gemeten als functie van de plaats over de diameter van het bed bij twee gassnelheden en als functie van de superficiële gassnelheid op verschillende afstanden van het middelpunt van het bed.

Uit de grafieken 10 en 11 is af te leiden dat er circulatie optreedt.

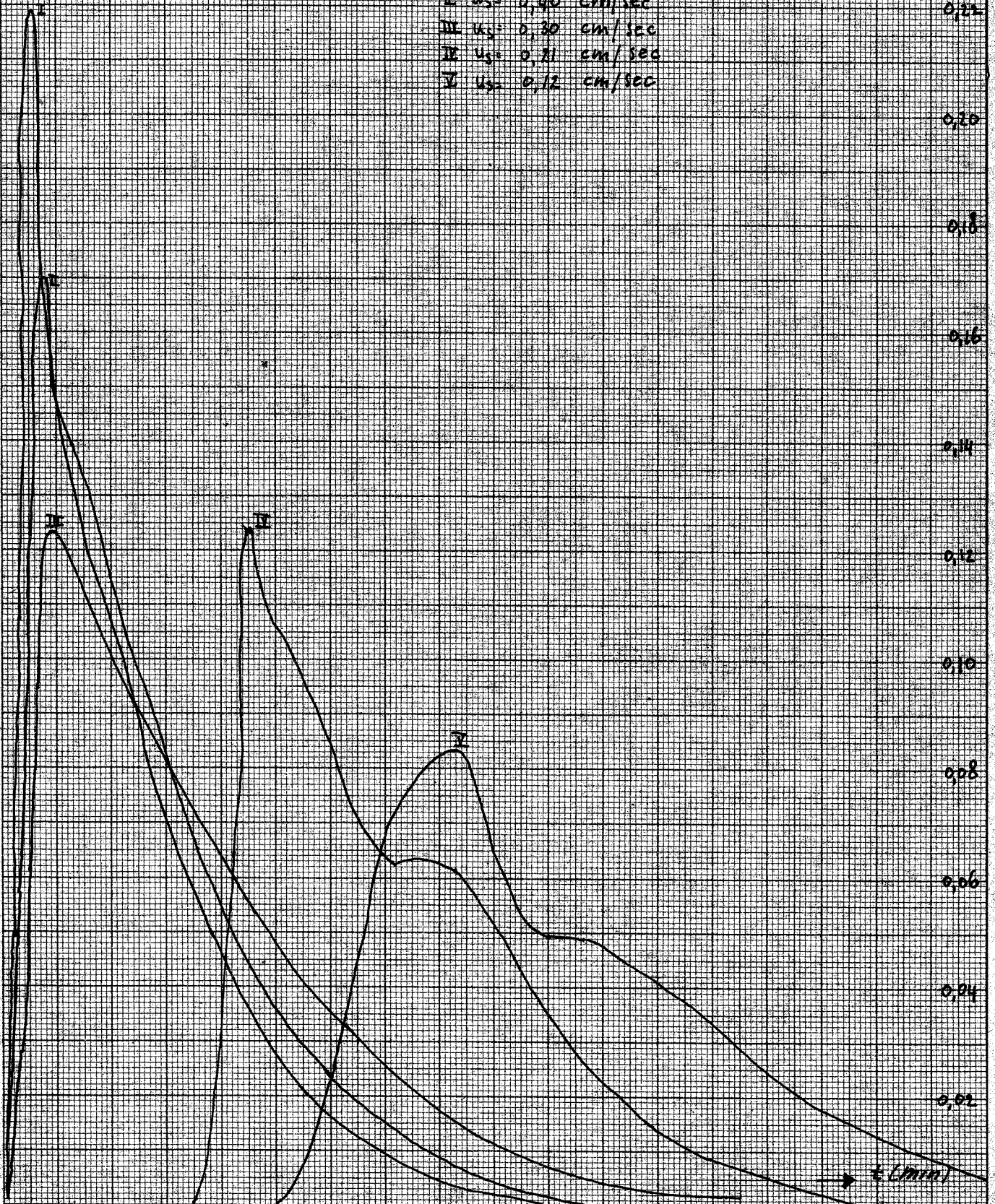
Beneden de kritische gassnelheid is er een hoge warmteoverdrachtscoefficient in het midden en aan de wand van het bed. Hiertussen

Grafiek 9

verblijftijdvervalsingsmeting 90 cm bed
spant oet bedhoogte 100 cm

- I $u_{sp} = 0,55$ cm/sec
- II $u_{sp} = 0,46$ cm/sec
- III $u_{sp} = 0,30$ cm/sec
- IV $u_{sp} = 0,21$ cm/sec
- V $u_{sp} = 0,12$ cm/sec

frequentie ν 1/min

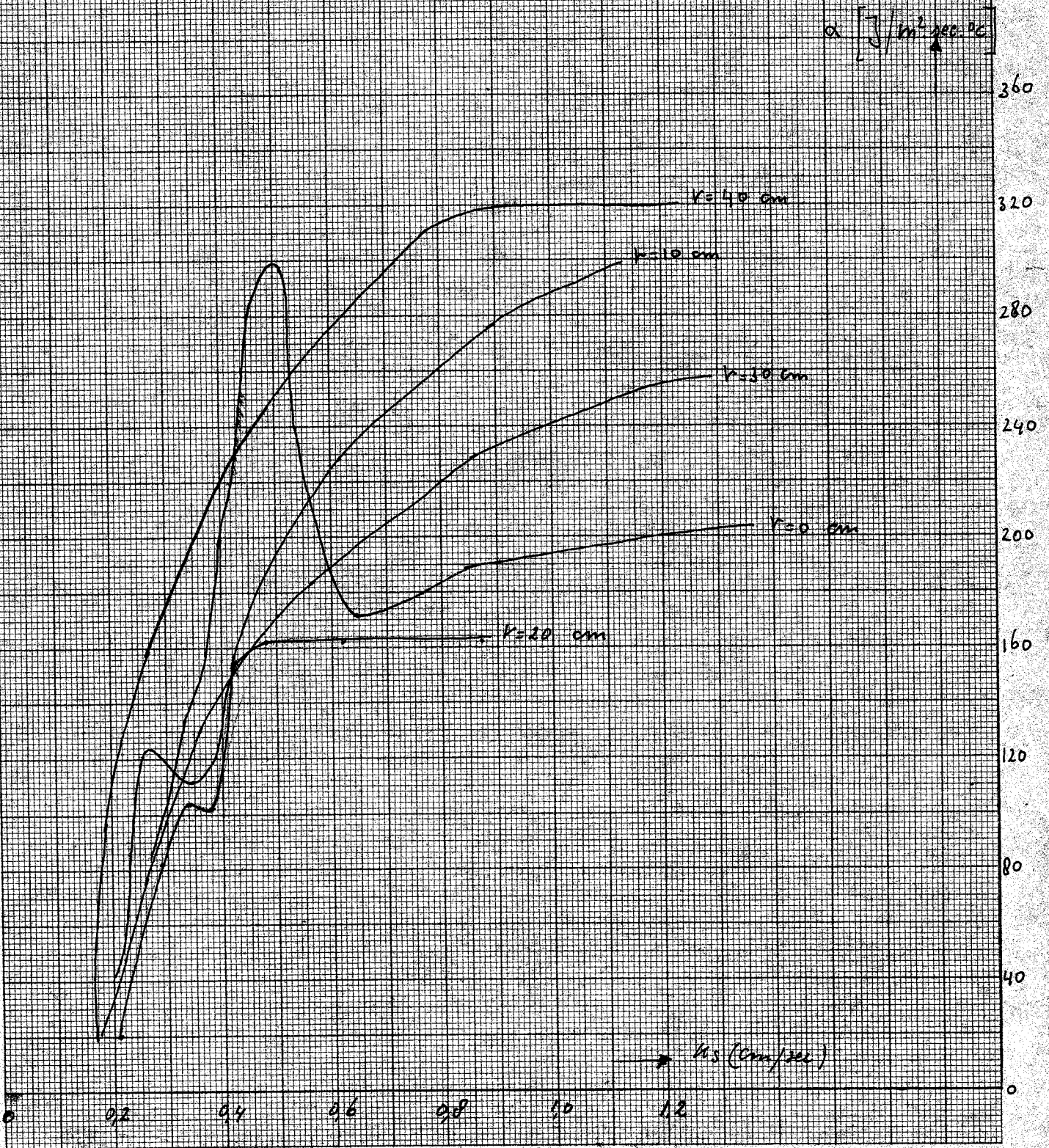


Grafiek 10

warmteoverdrachtsmeting 90cm bed

spont op hoogte 54,5 cm

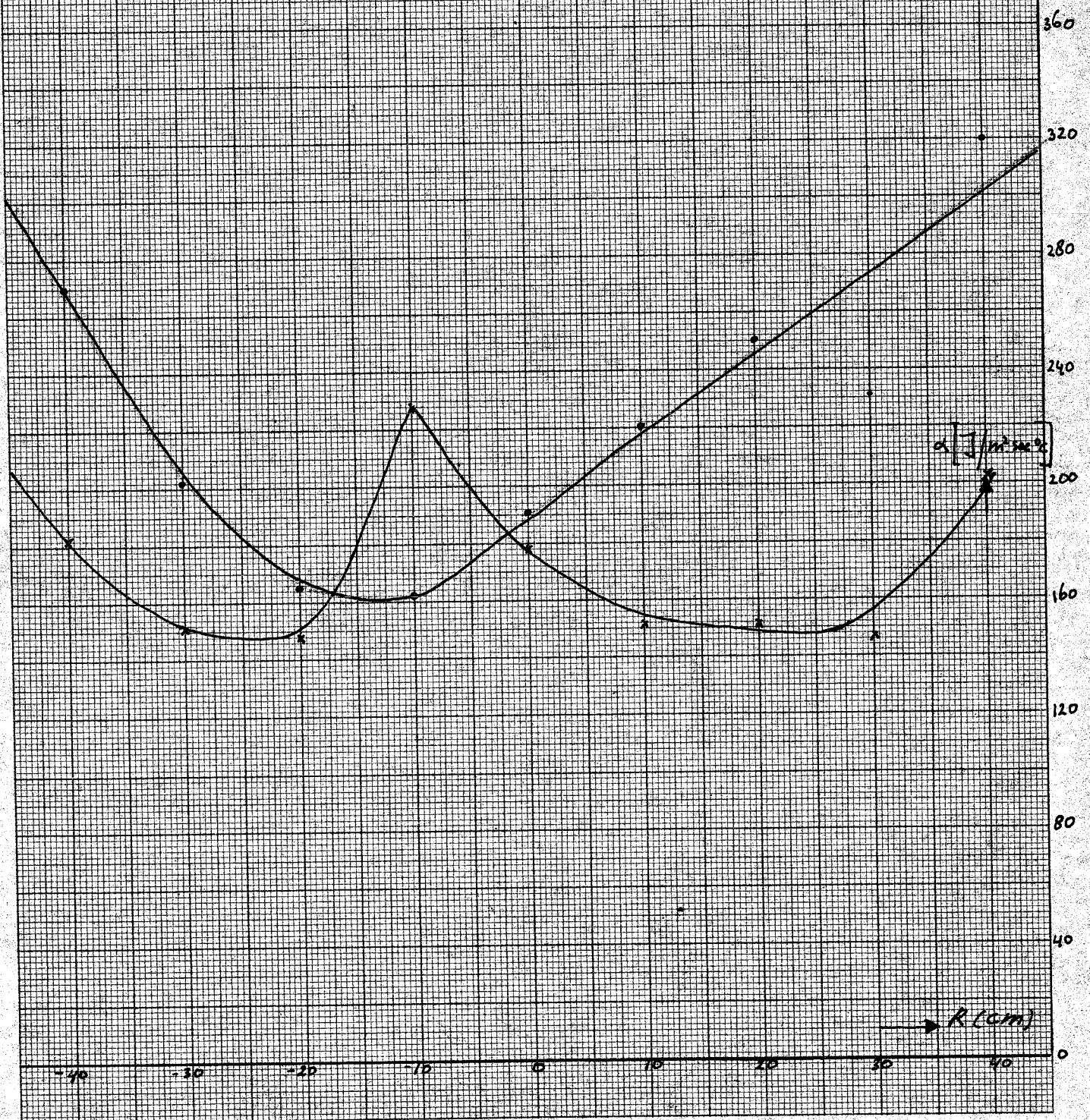
α [$\frac{J}{m^2 \cdot sec \cdot ^\circ C}$]



Grafiek 11

• $U_s = 0,82 \text{ cm/sec}$
x $U_s = 0,39 \text{ cm/sec}$

warmtevoordrachtmeting 90 a m bei
spont. cat bedhoogte 54,5 cm



is een gebied met lage warmteoverdracht, kennelijk is dit een min of meer dode zone.

Boven het kritische punt is de situatie zo geworden dat de warmteoverdracht langs de wanden groter is dan in het midden. Het circulatiepatroon is kennelijk veranderd. Overal breken nu bellen door.

De frequentie van het opstijgen van bellen is echter niet overal gelijk, waardoor er toch circulatie kan optreden.

De α - u_s curves hebben een vorm die enigszins overeenkomt met die, welke Zijderveld (lit.5) heeft gevonden.

V ONTWERP NIEUWE VERDEELPLAAT

Voor de nieuwe verdeelplaat in het 190 cm bed worden de volgende eisen gesteld :

- a Een superficiele gassnelheid van 5 cm/sec moet mogelijk zijn.
- b De totaaldruk over het systeem mag bij 5 cm/sec superficiele gassnelheid 5 m wk niet te boven gaan.

De maximaal door de blower te leveren druk is 5 m wk.

De drukval over 1,5 m spent cat is 1,2 m wk.

De drukval over de verdeelplaat mag dus maximaal 3,8 m wk worden bij 5 cm/sec superficiele gassnelheid.

De plaatweerstand is dan 0,74 m wk / (cm/sec)

Het benodigde aantal lagen filterdoek + filtreerpapier wordt dan 75.

Nu is de kritische drukval over de plaat 19 cm wk volgens het criterium :

$$\frac{\Delta P_{\text{plaat}}}{\Delta P_{\text{bed}}} \cdot \frac{L}{D} = 0,11$$

De kritische gassnelheid is dan 0,26 cm/sec, iets boven de minimum fluïdisatiesnelheid.

In het 190 cm bed bevindt zich momenteel een zeefplaat met een drukval die kwadratisch toeneemt met de gassnelheid.

De door Zijderveld (lit.5) hieraan verrichte warmteoverdrachtsmetingen geven aan dat bij gassnelheden van 3 - 4 cm/sec de bestaande dode hoeken in het bed verdwijnen. Dit was te zien aan een sprongsgewijze vergroting van de warmteoverdrachtscoëfficiënt.

De drukval over de verdeelplaat bij 3 cm/sec is 19 cm wk. Dit is gelijk aan de berekende kritische drukval van de verdeelplaat.

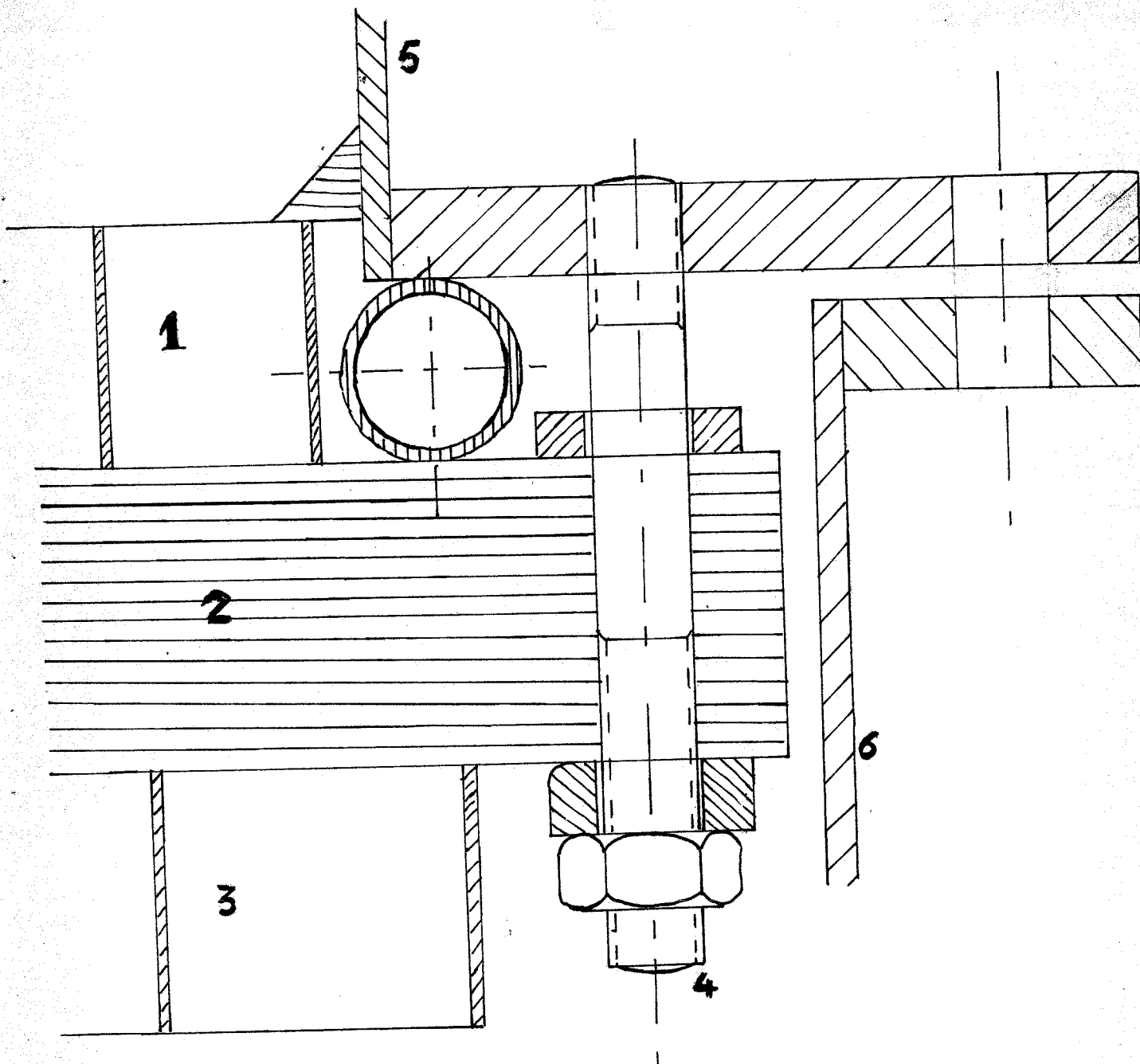
Op de nieuwe verdeelplaat gaan de volgende krachten werken :

1 kracht omlaag t.g.v gewicht spent cat : 4,8 ton

2 kracht omhoog t.g.v. drukverdeelplaat : 10 ton

Deze laatste kracht moeten opgevangen door een bovensteuning. Deze kracht kan namelijk niet meer worden opgevangen door het filterdoek zoals bij de in het 90 cm bed toegepaste constructies

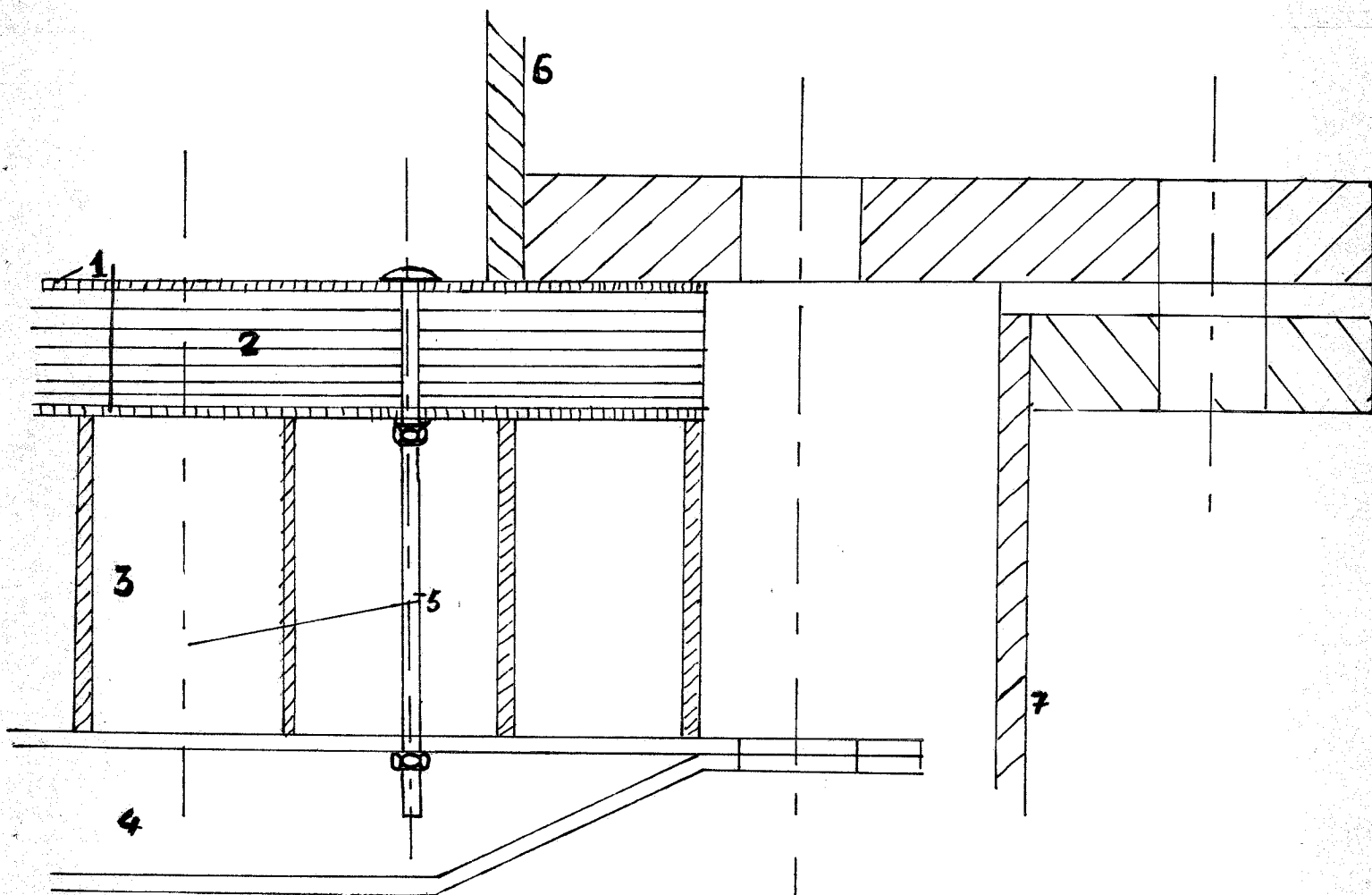
Doorsnede verdeelplaat 190 cm bed



- 1 rooster
- 2 verdeelplaat
- 3 rooster
- 4 spanbout
- 5 bedwand
- 6 conuswand

SCHAAL 1:1

Doorsnede verdeelplaat 190 cm bed



- 1 gaatjes platen
- 2 verdeelplaat
- 3 rooster
- 4 ondersteunings balk
- 5 bouten (verspreid over de bodem).
- 6 bedwand.
- 7 conuswand

SCHAAL 1:1

VI DISCUSSIES

a conclusies

1) Gevonden is een criterium voor de benodigde drukval over het gastoevoersysteem voor fluïdisatie zonder dode zones van "spent cat".

$$\frac{\Delta p_p}{\Delta p_b} \text{ kritisch. } \frac{L}{D}$$

Dit criterium had de volgende waarden: 0,16 in het 29 cm bed en 0,11 in het 90 cm bed (bedhoogten alle groter dan 20 cm).

2) De benodigde drukval is afhankelijk van beddiameter. Uit de theorie van Hiby volgt dit niet, toch is de afhankelijkheid wel te verklaren, zie Appendix III.

3) De verblijftijdsspreidingsmetingen zijn weinig betrouwbaar omdat de diffusie van de tracer (waterstof) in de poriën van de spent cat het beeld verstoort, bovendien speelt absorptie van de tracer een rol. Afwijkingen worden ook veroorzaakt door het corrigeren van de gemeten curve voor de zich in de conus bevindende menger.

4) De warmteoverdracht geeft een idee over de verandering van de circulatie bij fluïdisatie met en zonder dode hoeken. Bij fluïdisatie met dode hoeken is er een preferent bellenkanaal in het midden, waarin de spent cat omhoog wordt getransporteerd, terwijl langs de wand de spent cat omlaag gaat (visueel waargenomen). Bij fluïdisatie zonder dode hoeken treedt een zodanige mengpatroon op, dat de vaste stofsnelheid gemiddeld het grootst is langs de wand (hoge α)

b suggesties voor verder onderzoek

- 1) De ontworpen verdeelplaat dient getest te worden in het 190 cm bed.
- 2) De invloed van de te fluïdiseren stof op het gevonden criterium dient te worden nagegaan (b.v. de gemiddelde deeltjesgrootte, andere stof, etc.).
- 3) De meting van de verblijftijdsspreiding dient verbeterd te worden o.a. door gebruik te maken van een edelgas als tracer b.v. argon.

Appendix I

De deeltjesgrootteverdeling van de gebruikte spent cat is in gewichtspercentages uitgedrukt :

< 20	2,8 %
tussen 20 μ en 37 μ	17 %
tussen 37 μ en 50 μ	25 %
tussen 50 μ en 60 μ	26 %
tussen 60 μ en 73 μ	16 %
tussen 73 μ en 91 μ	3 %
tussen 91 μ en 110 μ	1 %

De gemiddelde deeltjesgrootte is 55

De spreiding is 18

APPENDIX II

Conversie eerste orde reactie

In gefluïdiseerde bedden gaat bij hoge gassnelheden het grootste gedeelte van het gas in de vorm van bellen door het bed.

De conversie is afhankelijk van de tijd waarin het gas van de bel in contact is met de katalysator en van de hoeveelheid katalysator waarmee het gas in aanraking komt.

Bij langzame reacties is de reactiesnelheid bepalend voor de omzettingssnelheid.

Davidson en Harrison leiden uit de impulsbalans van de stroming om een grote bel af, dat tijdens het opstijgen het gas opgesloten blijft in een bol en de bel heen (de z.g. cloud). Uit hun berekeningen volgt dat :

$$\frac{\text{volume cloud}}{\text{volume bel}} = 3 \frac{V_{\text{bel}}}{V_{\text{dense phase}}}$$

waarin : V_{bel} = snelheid van de bel

$V_{\text{dense phase}}$ = gassnelheid in de dichte fase

dan is :

$$\frac{\text{volume katalysator in cloud}}{\text{volume bel}} = 3 (1 - \epsilon) \frac{V_{\text{bel}}}{V_{\text{bel}}}$$

voor grote bellen ($V_{\text{bel}} \gg V_{\text{dense phase}}$)

De omzetting van het gas uit de bel is evenredig met de hoeveelheid katalysator in de cloud.

Voor een eerste orde reactie en korte verblijftijd in de cloud geldt :

$$-\frac{dc}{dt} = -kc \cdot 3(1 - \epsilon) \frac{V_{\text{bel}}}{V_{\text{bel}}}$$

De conversie van het gas in de bel is dan :

$$f = 1 - e^{-3k(1 - \epsilon) \frac{V_{\text{bel}}}{V_{\text{bel}}^2} \cdot h}$$

voor een bed zonder circulatie.

APPENDIX III

Afhankelijkheid van de beddiameter van $u_{s,kritisch}$

Dat een bed met grote diameter over een groter snelheidstraject onregelmatige gasdoorstroming te zien geeft kan plausibel gemaakt worden met het volgende model:

Veronderstel dat een dode zone in het bed gehandhaafd kan blijven indien de "straat" die door een passerende bel wordt opgewerveld van de orde is van de beddiameter. Aangezien deze straat ook ongeveer drie maal de bel diameter is volgt een maximale bel diameter waarbij nog een dode zone kan optreden :

$$d_b = D/3$$

De bijbehorende belsnelheid is dan : $V_b = 0,7(gd_b)^{\frac{1}{2}} = 0,7/1,4(gD)^{\frac{1}{2}}$

Bellen zullen zeker coalesceren wanneer de onderlinge afstand minder is dan de bel diameter, wat betekent dat het aantal kritische bellen beperkt blijft tot:

$$n = V_b/2 d_b = 3/2 V_b/D = 3/4 (g/D)^{\frac{1}{2}} \text{ per sec.}$$

Het totale debiet aan bellen wordt dan :

$$Q = n \cdot \text{vol bel} = /216 (gD^5)^{\frac{1}{2}}$$

Dit komt overeen met een superficiële snelheid :

$$4 Q/ D^2 = 1/54 (gD)^{\frac{1}{2}}$$

Hierbij moet worden opgeteld de minimale fluïdisatiesnelheid, die bij benadering gelijk is aan de snelheid door de dode zone en de dichte fase (voor spent cat : ongeveer 0,2 cm/sec).

Dan wordt $u_{s,krit} = u_{mf} + 0,002 (gD)^{\frac{1}{2}}$ (de maximale optredende $U_{s,kr}$)

APPENDIX IV

De meting van de verblijftijdspreiding

De theoretische verblijftijd over een bed met hoogte h een een porositeit ε is $\frac{\varepsilon h}{u_s}$

Gevonden werd voor verschillende waarden van u_s dat de verblijftijd een factor 3 groter was.

Voor een deel is dit te wijten aan het poreus zijn der deeltjes, waardoor de werkelijke porositeit van het bed groter is, omdat de tracer (waterstof) oneindig snel in de poriën van de deeltjes diffundeert. De porositeit van de deeltjes is 0,4 terwijl de porositeit tussen de deeltjes 0,5 is, zodat de totale porositeit 0,7 wordt.

Door dit effect is de verblijftijd groter dan bij deeltjes zonder poriën, dit verschilt een factor 1,4.

De overblijvende factor 2 verschil is het gevolg van tailing; dit heeft een zeer grote invloed op de verblijftijd.

Mogelijke oorzaken van tailing zijn:

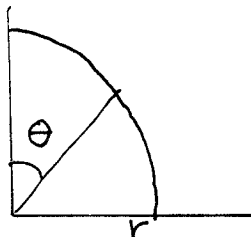
- 1 Niet homogene pakking van de deeltjes
- 2 Absorptieeffect door de spent cat

APPENDIX V

Berekening hoogte overdrachtstrap (HOT)

Volgens de theorie van Davidson en Harrison zal het gas dat binnen de cloud is opgesloten deze cloud niet mogen verlaten, omdat op de grens van cloud en dense fase de radiale snelheid gelijk is aan nul. De vaste stof snelheid is evenwel ongelijk aan nul op het zelfde oppervlak. Als de vaste stof poreus is kan dan wel degelijk gastransport vanuit de bel plaatsvinden.

Een nadere uitwerking wordt in het navolgende gegeven. In het berekende geval is aangenomen dat de diffusie van gas in de poriën zeer snel is. Hij is echter niet oneindig snel, wat een redelijke aanname is. Verder is aangenomen dat de verblijftijd van het gas in de cloud klein is t.o.v. de verblijftijd in de bel, wat waar is voor relatief kleine clouds, dus grote bellen.



Vaste stof snelheid in radiale richting = u_r

Gassnelheid in radiale richting = v_r

ϵ_1 = porositeit van de dichte fase.

ϵ_2 = porositeit van de deeltjes zelf.

Het probleem is rotatiesymmetrisch

Volgens de potentiaalstroming is :

$$U = \text{grad } \phi$$

$$\text{met } \phi = -v_b \left(r + \frac{a^3}{2r^2} \right) \cos \theta$$

a = straal van de bel.

$$u_r = - \frac{\partial \phi}{\partial r} = v_b \cos \theta \left(1 - \frac{a^3}{r^3} \right)$$

Het vaste stof debiet naar binnen in de cloud is:

$$Q = \int_0^{\pi/2} v_r \cdot 2\pi r^2 \sin\theta d\theta$$

r = straal van de cloud

$$Q = v_b \left(1 - \frac{a^3}{r^3}\right) 2\pi r^2 \int_0^{\pi/2} \sin\theta \cos\theta d\theta = v_b \left(1 - \frac{a^3}{r^3}\right) \pi r^2$$

Nu is : $r = a \sqrt[3]{\frac{\alpha+2}{\alpha-1}}$ met $\alpha = v_b/v_\infty$

of : $\frac{a^3}{r^3} = (\alpha-1)/(\alpha+2)$

en $Q = 3\pi r^2 v_b / (\alpha+2)$

De gassnelheid uit de bel naar buiten in de cloud is:

$$Q' = \int_0^{\pi/2} v_r \cdot 2\pi a^2 \sin\theta d\theta$$

met $v_r = - \left\{ (\alpha-1) - (\alpha+2) \frac{a^3}{r^3} \right\} v_\infty \cos\theta$

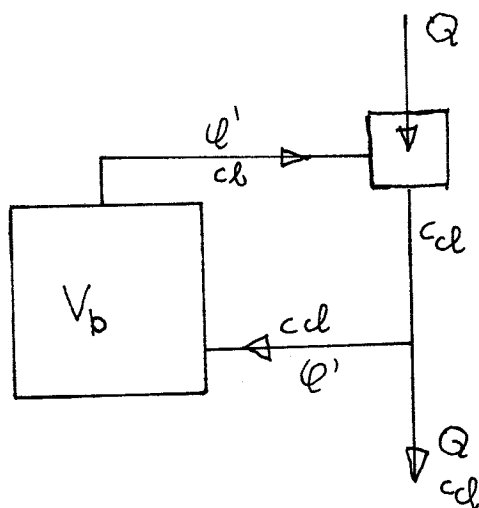
Hier is $a=r$ dus :

$$v_r = 3 v_\infty \cos\theta$$

en $Q' = 6 a^2 v_\infty \int_0^{\pi/2} \sin\theta \cos\theta d\theta = 3\pi a^2 v_\infty$

Het gas uit de bel komt in aanraking met de verse vaste stof (conc=0)

waardoor het gas zich verdeelt:



$$Q' c_b = \varepsilon_1 \varepsilon_2 Q c_{cl} + Q' c_{cl}$$

$$Q'(c_b - c_{cl}) = \varepsilon_1 \varepsilon_2 Q c_{cl} \quad (1)$$

De differentiaalvergelijking voor de concentratie in de bol wordt:

$$-V_b \cdot \frac{dc_b}{dt} = Q'(c_b - c_{cl}) \quad (2)$$

Uit (1) volgt:

$$c_{cl} (\varepsilon_1 \varepsilon_2 Q + Q') = Q' c_b$$

$$c_{cl} = Q' c_b / (\varepsilon_1 \varepsilon_2 Q + Q')$$

zodat:

$$Q'(c_b - c_{cl}) = \varepsilon_1 \cdot \varepsilon_2 \cdot Q' Q c_b / (\varepsilon_1 \cdot \varepsilon_2 Q + Q')$$

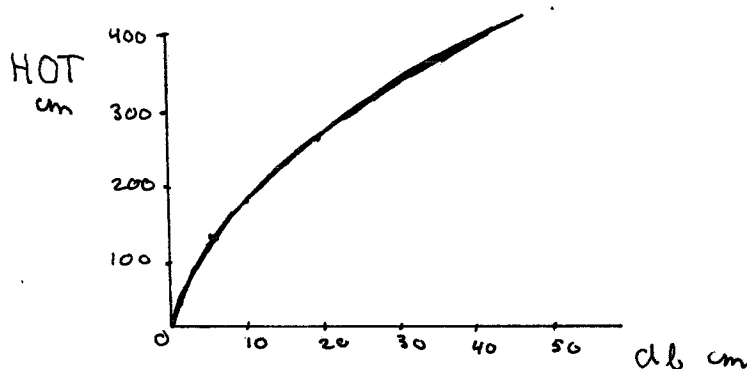
stel :

$$\frac{\varepsilon_1 \cdot \varepsilon_2 \cdot Q' Q}{V_b (\varepsilon_1 \cdot \varepsilon_2 \cdot Q + Q')} = A$$

dan is: $dc_b / dt = - A dt$

$$HOT = u_b / A$$

Bij spent cat als vaste stof wordt $HOT = 0,94 d_b (gd_b)^{\frac{1}{2}}$



Uit de literatuur zijn gegevens bekend over de HOT van de gebruikte katalysator. (de Groot, Proceedings of the international Symposium on Fluidisation Eindhoven (1967) pag 349).

tabel

beddiameter (cm)	bedhoogte (cm)	HOT (cm)
10	92	33
	310	66
	329	76
30	132	54
	318	64
	328	70
60	223	90
150	490	165

Hieruit blijkt dus dat de getallen in de zelfde grootte orde liggen. Het is waarschijnlijk dat de grotere HOT bij hogere bedden ontstaat doordat de bellen tijdens het opstijgen coalesceren, waardoor bij een grotere bedhoogte ook een grotere beddiameter hoort.

Lijst van gebruikte symbolen

α	warmteoverdrachtscoefficient	$J/m^2 \text{ sec } ^\circ C$
A	oppervlak	m^2
c	concentratie	mol/m^3
d_b	diameter bel	cm
D	diameter bed	cm
ε	porositeit	
g	versnelling zwaartekracht	m/sec^2
h,H	hoogte bed	cm
L/D	hoogte/diameter verhouding bed	
n	belfrequentie	1/sec
Δp_b	drukval over het bed	cm wk
Δp_p	drukval over gasverdeelplaat	cm wk
Q	gasdebiet	m^3/sec
t	tijd	sec
ΔT	temperatuursverschil	$^\circ C$
u_s	superficiële gassnelheid	cm/sec
$u_{m,F}$	minimum fluïdisatiesnelheid	cm/sec
V_b	belsnelheid	cm/sec
V_{D}	gassnelheid ver buiten een bel	cm/sec
W	vermogen warmtebron	W

LITERATUURLIJST

- 1 Gregory S. Proceedings of the International Symposium on Fluidisation Eindhoven (1967) pag. 751-757
- 2 Hiby J. Chemie-Ingenieur-Technik 39 (1967) pag 1125-1129
- 3 Whitehead A. en Dent D. Proceedings of the International Symposium on Fluidisation Eindhoven (1967) pag 802-820
- 4 Davidson J. en Harrison D. Fluidized Particals (1963) pag 64 e.v.
- 5 Zijdeveld J. Afstudeerverslag Sectie TF TH Eindhoven jan. 1967