

MASTER

De invloed van een vaste stof in een bellenkolom op de gas hold up en het specifiek oppervlak tussen gas en vloeistof

Weijzen, J.H.M.

Award date:
1964

[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

DE INVLOED VAN EEN VASTE STOF IN EEN BELLENKOLOM OP DE GAS
HOLD UP EN HET SPECIFIEK OPPERVLAK
TUSSEN GAS EN VLOEISTOF

Verslag afstudeeronderzoek
J.H.M. Weijzen
September 1963

INHOUD

1. Samenvatting
2. Konklusies
3. Inleiding
4. De stroming van bellen in een vloeistof
 - 4.1. De belvorming
 - 4.2. Het opstijgen van de bellen
5. De gas hold up metingen
 - 5.1. Beschrijving van de apparatuur
 - 5.2. Metingen
 - 5.3. Resultaten
6. De metingen voor het berekenen van het specifiek oppervlak
 - 6.1. Inleiding
 - 6.2. Theoretische beschrijving van de oxydatie
 - 6.3. Beschrijving van de apparatuur
 - 6.4. Metingen
 - 6.5. Resultaten

Lijst van symbolen

- A = dwarsdoorsnede van de kolom
B' = effectieve breedte van de wervelstraat
c = concentratie van de zuurstof in de vloeistof
 c_s = concentratie van het natriumsulfiet in de oplossing
 c_w = weerstandscoefficiënt van de bel in de vloeistof
 $c_{w \text{ cyl}}$ = weerstandscoefficiënt van een cylinder
 $c_{w \text{ kogel}}$ = weerstandscoefficiënt van een kogel
D = diffusiecoëfficiënt van de zuurstof in de oplossing
d = diameter van de bel
d' = afstand tussen twee wervelkernen
g = versnelling van de zwaartekracht
H = verdelingscoëfficiënt van de zuurstof aan het grensvlak van de vloeistof en het gas
 H_g = gas hold up
K = kD
k = reactiesnelheidskonstante
 k_g = partiële stofoverdrachtscoëfficiënt van de zuurstof aan de gaszijde
 k_l = partiële stofoverdrachtscoëfficiënt van de zuurstof aan de vloeistofzijde
l = dikte van de grenslaag
n = aantal bellen per volumeëenheid
 P_{O_2} = druk van de zuurstof in het gas
R = gaskonstante
r = straal van de bel
 r_A = reactiesnelheid
 r_{O_2} = de hoeveelheid zuurstof, die per tijdseenheid wegreageert
S = het specifiek oppervlak tussen gas en vloeistof (per eenheid ~~reactor~~ ^{reactor} vloeistof volume)
T = temperatuur in °K
t = tijd
 u_1 = snelheid van de cylinder
u = stijgsnelheid van een gasbel
V = gasdebiet
 V_1 = volume van een gasbel
W = weerstand van de bel in de vloeistof
W' = snelheid van de wervels
x = afstand tot het grensvlak tussen gas en vloeistof

- ϵ = fractie van het reactorvolume, dat door de suspensie wordt ingenomen
- η = dynamische viskositeitscoëfficiënt van de vloeistof
- ν = kinematische viskositeitscoëfficiënt van de vloeistof
- $\Delta\rho$ = het verschil in dichtheid tussen gas en vloeistof
- $\psi = \frac{\sqrt{kD}}{k_1}$
- Φ = gasstroom
- Φ_{O_2} = absorptiesnelheid van de zuurstof per eenheid van oppervlak

1. Samenvatting.

Het kader waarbinnen dit onderzoek valt, is het bestuderen van vast-vloeistof-gas systemen. Dit algemene onderwerp is hier gekonkreteerd in het onderzoeken van de invloed van een vaste stof in een bellenkolom. De aspecten, die in dit onderzoek bekeken worden, zijn de invloed van Ketjen katalysator en van mergel op de gas hold up en op het specifiek oppervlak tussen lucht en vloeistof. De vaste stof, die in verschillende concentraties wordt toegevoegd, is in diverse fracties gezeefd, zodat ook enige indruk over de invloed van de deeltjesgrootte verkregen kan worden.

De proeven worden gedaan in een ronde, verticale, glazen kolom met een diameter van 40 of 45 mm. Aan de onderkant is deze kolom met een zeefplaat afgesloten.

De gas hold up wordt bepaald door de hydrostatische druk op verschillende punten in de kolom te meten.

Het specifiek oppervlak wordt aan de grootheid $\frac{KS}{\epsilon H}$ gecorreleerd. In de kolom wordt in plaats van water een natriumsulfietoplossing gedaan. Door in deze oplossing lucht te blazen wordt de sulfiet geoxideerd. Uit de afname van de natriumsulfietconcentratie kan $\frac{KS}{\epsilon H}$ berekend worden.

2. Konklusies.

Kwantitatieve konklusies zijn niet te formuleren, omdat hiervoor de metingen niet uitgebreid genoeg zijn.

Wel mag gekonkludeerd worden dat door het toevoegen van een vaste stof de gas hold up afneemt. Bij turbulente stromingen is de afname groter dan bij laminaire stromingen. Na een bepaalde vaste stofconcentratie (c_1) neemt de hold up niet of nauwelijks meer af door het vergroten van de vaste stofconcentratie. De vermindering van de gas hold up is voor kleine deeltjes geringer dan voor grotere deeltjes.

De grootheid $\frac{KS}{\epsilon H}$ vermindert bij laminaire stromingen door het toevoegen van vaste stof. Ook $\frac{KS}{\epsilon H}$ neemt na een kritische grootte (c_2) van de vaste stofconcentratie bijna niet meer af. Hierbij is c_2 kleiner dan c_1 .

Bij turbulente stromingen blijft $\frac{KS}{\epsilon H}$ ongeveer konstant.

$\frac{KS}{\epsilon H}$ wordt dus bepaald door twee factoren; het specifiek oppervlak neemt af door het vergroten van de vaste stofconcentratie, terwijl $\frac{K}{\epsilon H}$ groter wordt.

3. Inleiding.

In het algemeen kan gezegd worden dat er weinig bekend is over de stromings- en andere fysisch technologische eigenschappen van drie fasen systemen.

Het onderwerp van dit onderzoek is een systeem geweest, waarbij de gasfase stroomt en de andere fasen niet toe- of afgevoerd worden. Dit is dus een bellenkolom, waarbij de vloeistof door een suspensie vervangen is. Een dergelijk systeem kan toegepast worden voor een reactie van gassen aan een vaste katalysator, waarbij de temperatuur een belangrijke rol speelt. Door de vaste katalysator in een vloeistof te suspenderen wordt de warmte af- of aanvoer sterk verbeterd. Een voorbeeld van een dergelijke reactie is de Fischer-Tropsch reactie. Deze reactie is door Kölbel bestudeerd. Een groep onder leiding van Kölbel heeft uitvoerig over de gedragingen van bellenkolommen gepubliceerd. Enkele van deze publicaties gaan over bellenkolommen van systemen met een vaste, vloeibare en gasvormige fase. Onder meer is iets bekend over de warmteoverdracht aan de wand van een dergelijk systeem en over de hydrogenisering van ethyleen aan een gesuspendeerde katalysator. Er is wel, ook door andere schrijvers, veel geschreven over gas-vloeistof bellen-kolommen. Maar over gas-vloeistof-vast bellenkolommen is buiten de publicaties van Kölbel en medewerkers geen enkele informatie in de literatuur gevonden.

Daarom is dit onderzoek begonnen met het nagaan van de invloed van de vaste stof op de gas hold up. Daarna is de relatie tussen het specifiek oppervlak en de vaste stofconcentratie onderzocht.

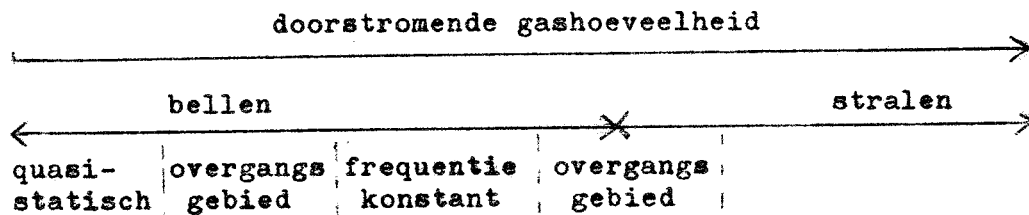
4. De stroming van bellen in een vloeistof.

Om de invloed van de vaste stof op het gedrag van de gasbellen te kunnen bestuderen is het van belang iets meer te weten over het ontstaan en het opstijgen van de bel.

4.1. De belvorming.

De belvorming kan theoretisch benaderd worden, als er in eerste instantie van uitgegaan wordt, dat de bel quasi-statisch ontstaat. Deze aanname kan bij deze proeven niet gemaakt worden. Hierdoor is de rol die de zeefplaat speelt niet nauwkeurig bekend.

Bij het toenemen van het debiet kan de volgende indeling gemaakt worden.



Hierbij geldt dat voor kleine gasstromen het belvolume konstant is, terwijl voor grotere gassnelheden de frequentie van de belvorming konstant is.

4.2. Het opstijgen van de bellen.

Over het opstijgen van de bellen is meer bekend, dat op deze proeven van toepassing is.

Naar de vorm kunnen de bellen van het systeem water-lucht in drie groepen verdeeld worden.

$r < 3 \text{ mm}$	bolletjes
$3 \text{ mm} < r < 10 \text{ mm}$	ellipsoïden
$r > 10 \text{ mm}$	kogelkalotjes

Om de vorm mathematisch te kunnen beschrijven worden de volgende aannamen gemaakt.

- 1) Om de hydrodynamische krachten te berekenen wordt van potentiaal stromingen uitgegaan.
- 2) Uit de bolvorm ontstaat in eerste instantie een rotatie-ellipsoïde.
- 3) De kalotjes ontstaan slechts onder invloed van hydrodynamische en hydrostatische krachten.

Voor de opstijgsnelheid blijkt dan $u = u(e, r)$.

e = de assenverhouding van de ellipsoïde. Hierbij is $e < 1$.

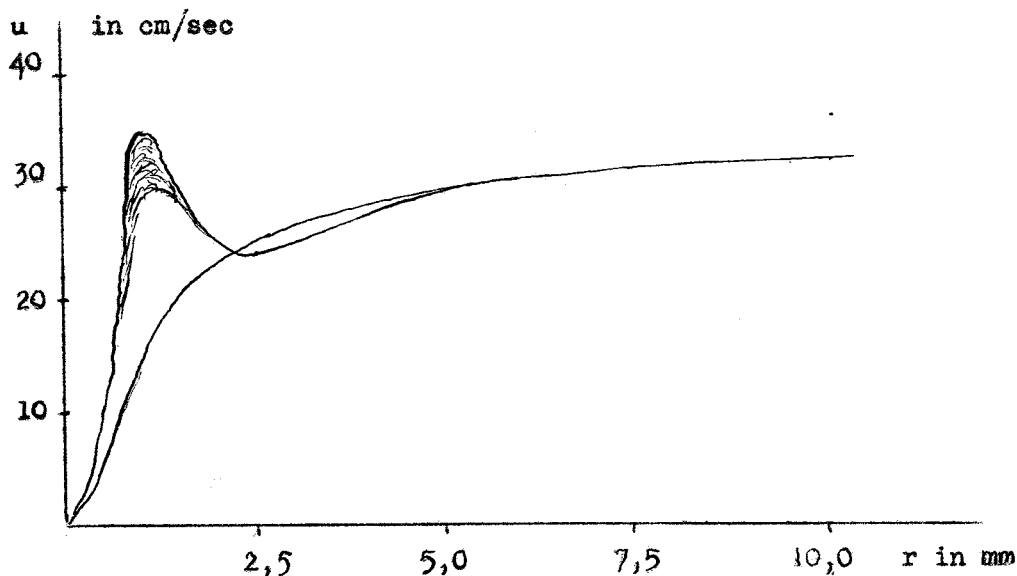
r = de equivalente boldiameter.

De theoretisch gevonden formule wordt experimenteel bevestigd, alhoewel de bel persé geen rotatielichaam is. Voor de vibratietijd van kleine bellen wordt de volgende formule gegeven

$$T = \pi \sqrt{\frac{\rho r^3}{3\sigma}}$$

Deze formule is voor bellen tot 1 cm^3 gecontroleerd en juist bevonden. De stijgsnelheid (u) van de bel als functie van de diameter (r) is ook experimenteel bepaald.

Deze grafiek heeft voor water een maximum; voor glycerine echter niet.



Voor grotere bellen ($r > 10$ mm) vallen de functies voor de verschillende vloeistoffen samen. Het soort gas dat gebruikt wordt heeft geen invloed op het verloop van de stijgsnelheid als functie van de belldiameter.

Voor het berekenen van de weerstand van de bellen worden deze in vier groepen ingedeeld.

1) bolletjes met een diameter kleiner dan 1mm.

De weerstand wordt berekend, alsof de bellen vaste kogeltjes zijn. Het resultaat is dan dat de weerstand (W) gelijk is aan

$$W = 6\pi\eta ru \quad \text{voor } Re < 0,4. \quad Re = \frac{u2r}{\nu}.$$

$$\text{Uit } V_1 \Delta p g = W \text{ volgt } u = \frac{2 \Delta p g}{9 \eta} \cdot r^2.$$

2) bellen met een bewegend grensvlak zonder wervels.

Dit geldt voor $Re > 12$. Hierbij blijkt $W = 12\pi\eta ru$. Nu is $u = \frac{\Delta p g}{9 \eta} \cdot r^2$. Voor dit geval is het duidelijk dat verontreinigingen grote invloed op de belgrootte hebben. Zo is voor zuiver water de maximale stijgsnelheid 26 cm/sec. Voor water met 0,01 Mol/l capronzuur is de maximale stijgsnelheid 16 cm/sec.

3) bellen met een bewegend grensvlak en met wervels.

Er ontstaan wervelstraten. In dit gebied beginnen de bellen ook te trillen. Voor een cylinder geldt

$$c_{w \text{ cyl}} = \frac{d'}{2r_1} \left(1,58 \frac{W}{u_1} - 0,63 \frac{W^2}{u_1^2} \right) \text{ met}$$

r_1 = straal van de cylinder,

d' = afstand tussen twee wervelkernen,

W = snelheid van de wervels,

u_1 = snelheid van de cylinder.

Voor een kogel wordt de volgende variant gebruikt:

$$c_w \text{ kogel} = \frac{B'd'}{2r_1} \left(1,58 \frac{W'}{u_1} - 0,63 \frac{W'^2}{u_1^2} \right).$$

B' = effectieve breedte van de wervelstraat.

Wanneer wordt aangenomen dat $d' = 15r$, $B' = r$ en $\frac{W'}{u_1} = 0,14$ volgt hieruit $c_w \text{ kogel} \approx 1$. Experimenteel blijkt dat c_w loopt van 0,2 tot 2. De orde van grootte klopt dus. De schroefbeweging wordt nu gezien als het ruimtelijk analogon van de wervelstraat.

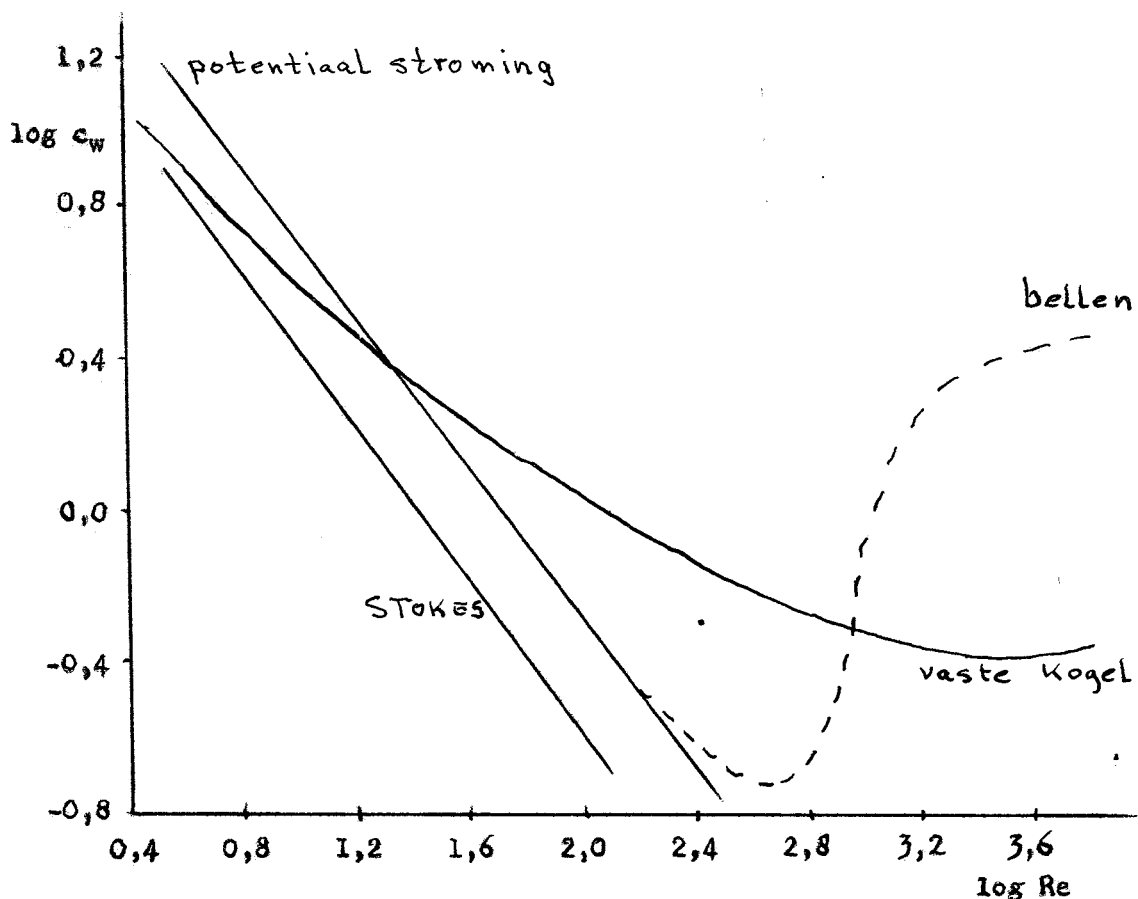
Voor $u = u(r)$ kunnen alleen empirische formules afgeleid worden.

4) grote bellen.

De invloed van de grensvlakkrachten neemt met een kleinere macht toe dan de hydrodynamische krachten. De hydrodynamische krachten gaan tenslotte overheersen; $c_w = f(Re)$. De u - r functies vallen voor grote r voor de verschillende vloeistoffen samen.

Uit $\frac{4}{3}\pi r^3 \rho g = c_w \pi r^2 \frac{1}{2} \rho u^2$ volgt, dat c_w voor de verschillende vloeistoffen gelijk is. Dan moet c_w konstant zijn. Uit waarnemingen blijkt $c_w \approx 2,8$ te zijn. Uit de laatste vergelijking volgt dan meteen $u = 0,97 \sqrt{rg}$.

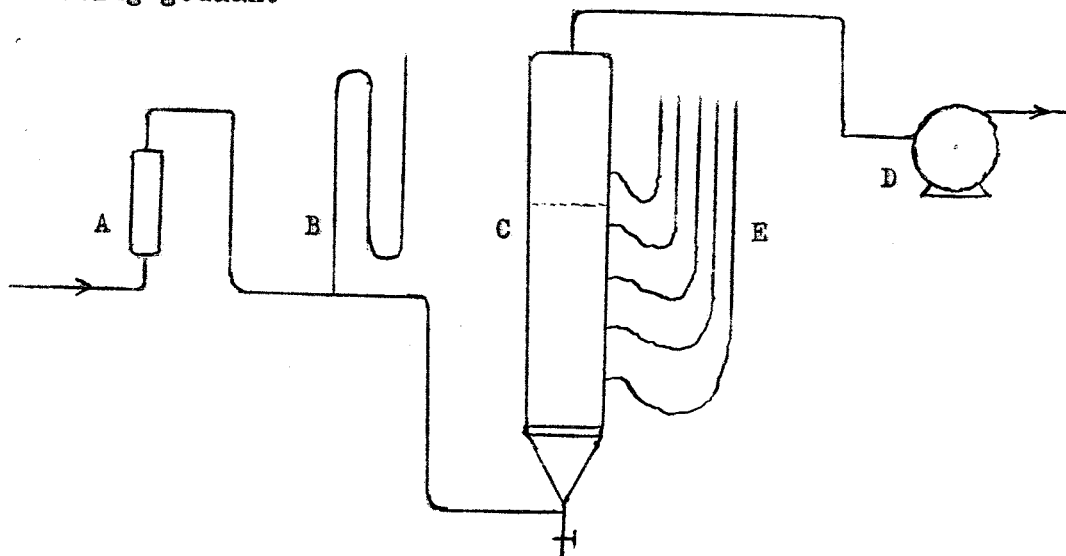
De resultaten van diverse metingen zijn in onderstaande grafiek uitgezet.



5. De gas hold up metingen.

5.1. Beschrijving van de apparatuur.

De hold up metingen worden met behulp van de volgende opstelling gedaan.



Hierbij is A een flowmeter. Deze wordt hoofdzakelijk gebruikt om de gassnelheid vlug op een reeds eerder gemeten grootte te kunnen instellen.

B is een kwikmanometer. Deze dient om de gasdruk onder de zeefplaat te meten.

C is een glazen buis met een diameter van 40 mm en een lengte van 1800 mm. Aan deze buis zijn vijf meettuiten bevestigd. Deze bevinden zich op een onderlinge afstand van 250 mm. De afstand van het eerste meetpunt tot de zeefplaat is 270 mm. De meetpunten zijn via zinkbakjes met de manometers E verbonden. De zinkbakjes dienen om eventueel uit de kolom meegekomen vaste deeltjes te laten uitzakken. De manometers E dienen om de hydrostatische druk in de meetpunten te kunnen bepalen.

D is een natte gasmeter. Hiermee wordt de uitgaande gasstroom gemeten. Het meten van de uitgaande stroom heeft het voordeel, dat het gas steeds onder konstante druk wordt gemeten. Er wordt een natte gasmeter gebruikt, omdat deze nauwkeuriger is dan een flowmeter. Bovendien is het uitstromende gas vochtig, waardoor het kogeltje in de flowmeter vlug vast gaat zitten.

5.2. De metingen.

De metingen worden verricht aan een systeem, waarbij de gasfase

uit lucht bestaat, terwijl de suspensie gevormd wordt door een mengsel van water en mergel, of van water en Ketjen katalysator. De zeefplaat is van brons en staat in de catalogus van D.E.W. vermeld als Siper B 2-3.

De hold up wordt berekend uit het verschil van de hydrostatische drukken in de verschillende meetpunten. De druk wordt gemeten als de gasstroom stationair is, en vlak nadat de gasstroom nul is, maar de suspensie nog niet is uitgezakt. Uit deze laatste meting kan de vaste stofconcentratie in de kolom berekend worden. Deze concentratie wordt ook bepaald door het soortelijk gewicht van een afgetapte hoeveelheid suspensie te meten. De overeenkomst tussen de resultaten van de beide metingen is redelijk.

Om de gas hold up in de ruimte tussen de zeefplaat en het eerste meetpunt (0-1) te berekenen moet de hoogte (h_E) van de vloeistof of de suspensie bij een gasdebiet nul bekend zijn. Deze hoogte is afhankelijk van de stand van de vloeistof in de manometers E. De gemeten h_E moet dus voor iedere manometerstand gecorrigeerd worden. De vaste stof wordt door zeven in verschillende fracties verdeeld. Dit gebeurt door de mergel en de Ketjen katalysator twee uur bij een trillingsgraad zes te zeven. Worden de respectievelijke fracties daarna nog eens gedurende een uur gezeefd, dan blijkt dat de fractie vrijwel geheel op de zelfde zeef ligt.

Er wordt aan de volgende fracties gemeten:

mergel	40 - 90 μ	160 - 250 μ	
Ketjen katalysator	< 40 μ	40 - 90 μ	90 - 160 μ

De hold up wordt gemeten als functie van de deeltjesgrootte, de vaste stofconcentratie, het gasdebiet en de hoogte van de vloeistof of de suspensie in de kolom.

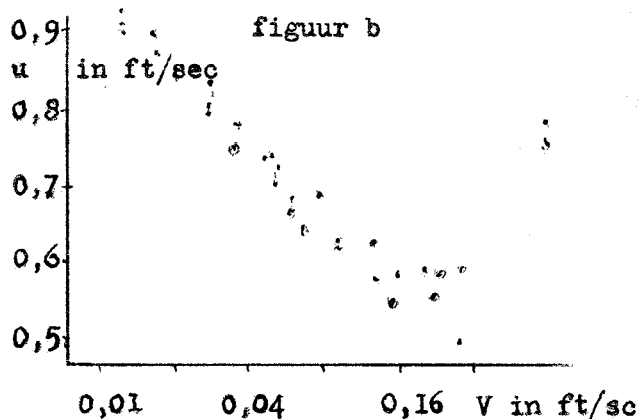
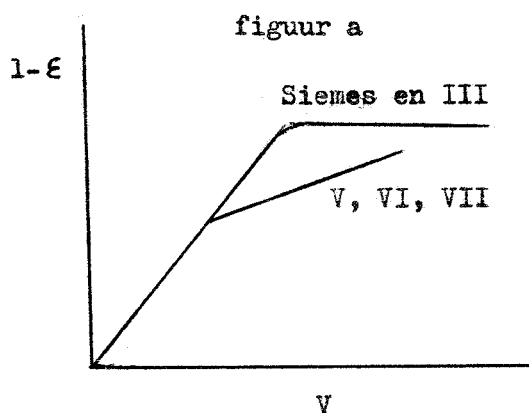
5.3. De resultaten.

Uit de metingen kan het volgende gekonkludeerd worden.

Bij alle metingen is reeds bij kleine gasstromen de gemiddelde stijgsnelheid van de bellen (\bar{u}) niet over de hele hoogte van de kolom konstant. In het gedeelte 0-1 is de snelheid het grootste. Dit verschijnsel kan niet verklaard worden uit de expansie van de bel gedurende het opstijgen, omdat in de gedeelten 1-2, 2-3 en 3-4 de gemiddelde stijgsnelheid vrijwel niet verandert. Dit verschil kan wel begrepen worden door aan te nemen dat het gas als stralen de vloeistof ingeschoten wordt. Aan de porie worden dan geen af-

zonderlijke bellen gevormd. Deze ontstaan doordat de stralen in de vloeistof in bellen uit elkaar vallen. Dit kan in de gevallen, waarbij de vaste stofconcentratie nul is, waargenomen worden. De bijdrage van de gasstralen heeft dan een vermindering van de gas hold up in het gedeelte 0-1 tengevolge. Voor de metingen aan het specifiek oppervlak is een andere kolom gebruikt. Hierbij is een meet-tuitje op 50 mm van de zeefplaat aangebracht. De hold up in het boven dit punt aanwezige vloeistofgedeelte blijkt nu konstant te zijn.

De grafieken Va, VIa en VIIa vertonen een knik. Voor deze knik is de gemiddelde stijgsnelheid onafhankelijk van de gasstroom. Na deze knik neemt de gemiddelde stijgsnelheid toe. Deze knik kan verklaard worden door aan te nemen, dat bij de gassnelheid waarbij de knik ontstaat zich belgroepen beginnen te vormen, die sneller stijgen dan iedere bel afzonderlijk. De vorming van belgroepen wordt veroorzaakt doordat de poriën, waaruit het gas stroomt, in groepen over de zeefplaat verdeeld zijn. Wordt de vorm van deze grafieken vergeleken met de krommen die door Siemes en die bij de natriumsulfietoplossing zijn gemeten, dan blijkt door de vorming van belgroepen de gas hold up van het gasdebiet afhankelijk te worden.



De kurve uit figuur a komt niet overeen met de waarden die door Nicklin zijn gemeten (figuur b). Nicklin meet de gemiddelde stijgsnelheid van de bellen door, als de gassnelheid nul wordt, de stijgsnelheid van de laatst opstijgende bellen te meten. Hierdoor wordt de bijdrage van de grote bellen verwaarloosd.

De zelfde kurve die door Siemes gemeten is, is ook gevonden door Yasuo Kato. Deze laatste komt tot de konklusies dat bij laminaire stromen de gas hold up een functie is van het debiet, de poriëndiameter van de zeefplaat en onafhankelijk van de kolomdiameter,

het aantal poriën en de rangschikking van de poriën. Door het toevoegen van de vaste stof vervaagt het onderscheid tussen de hold up-debiet functies bij laminaire stroming en bij de stroming waarbij belgroepen optreden (zie grafieken van serie V, VI en VII). De gemiddelde stijgsnelheid wordt groter en de vorming van belgroepen en het „kolben" treden bij lagere gassnelheden op. „Kolben" is het vóórkomen van bellen met een diameter, die ongeveer gelijk is aan de diameter van de buis. De beldiameter wordt dus groter met het toenemen van de vaste stofconcentratie. Hoe de vorming van de belgroepen met de diameter van de vaste deeltjes samenhangt is niet geheel duidelijk. De knik in de gas hold up-gasdebiet functie verdwijnt met het toenemen van de vaste stofconcentratie het eerst bij de katalysator deeltjes met een diameter $< 40\mu$ (serie VII), daarna bij de deeltjes tussen 90 en 160μ (serie V) en het laatste bij de deeltjes met een diameter van 40 tot 90μ (serie VI).

Dit kan verklaard worden door aan te nemen, dat het vervagen van deze knik samenhangt met het aantal vaste deeltjes in de vloeistof en met de verdeling van de vaste stof over de kolom. Wanneer de deeltjes voornamelijk in het onderste gedeelte van de buis zijn, is de invloed van de deeltjes groter, dan wanneer de zelfde deeltjes homogeen over de kolom verdeeld zijn.

Bij de deeltjes tussen 90 en 160μ is de verdeling het gunstigste en bij de deeltjes $< 40\mu$ is het aantal deeltjes per gewichtseenheid het grootste. De invloed van de concentratieverdeling over de kolomhoogte is ook merkbaar in het verloop van de lijnen $\cdot \times \circ \square$. Bij grafiek Vd is de hold up het grootste in het traject 2-3, terwijl bij grafiek VIId de hold up in het gedeelte 1-2 maximaal is. Een afhankelijkheid van de gas hold up van de hoogte h_E van de vloeistof is niet gekonstateerd (zie grafiek VIII).

Een vergelijking van de grafieken van Ketjen katalysator met die van mergel is alleen mogelijk bij de metingen aan de suspensies van de natriumsulfietoplossing en de vaste stof. Hieruit blijkt dat de werking van de mergel groter is dan van de Ketjen katalysator deeltjes van gelijke grootte. Dit is ook te verwachten daar het soortelijk gewicht van mergel groter is dan het soortelijk gewicht van Ketjen katalysator.

Het vergelijken van de grafieken van de gas hold up-gasdebiet

functies van water met mergel of Ketjen katalysator is niet mogelijk, omdat de functies bij een vaste stofconcentratie gelijk aan nul veel verschillen. Dit komt waarschijnlijk doordat de verontreinigingen in het kraanwater gevarieerd zijn.

Bij grotere vaste stofconcentraties van de mergeldeeltjes van $160-250\mu$ (serie I) is de stijgsnelheid van de gasbellen een functie van de hoogte in de kolom. Deze functie wordt vermoedelijk veroorzaakt door de concentratiegradiënt van de vaste stof in de kolom. Bij de mergeldeeltjes van $40-90\mu$ (serie II) is er alleen een verschil tussen de stijgsnelheid van de gasbellen in het gedeelte 0-1 en de stijgsnelheid in de andere delen van de kolom. Dit verschil kan verklaard worden door aan te nemen, dat aan de zeefplaat gasstralen ontstaan.

6. De metingen voor het berekenen van het specifiek oppervlak.

6.1. Inleiding.

Om het specifiek oppervlak tussen het gas en de suspensie te bepalen is gebruikt gemaakt van een chemische reactie. Dit heeft het voordeel, in vergelijking met fysische methoden, dat iets bekend wordt over het gemiddelde specifiek oppervlak in de hele kolom en dat de stroming niet gestoord wordt. Het nadeel is, dat door het oplossen van een reactant in de vloeistof de belgrootte en het aantal bellen per volume-eenheid veranderen.

Bij de hier beschreven metingen is uitgegaan van de oxydatie van natriumsulfiet. De natriumsulfiet is in het water opgelost en de zuurstof wordt toegevoerd door lucht door de oplossing te blazen.

6.2. Theoretische beschrijving van de oxydatie.

Het oxydatieproces kan in vier gedeelten onderscheiden worden.

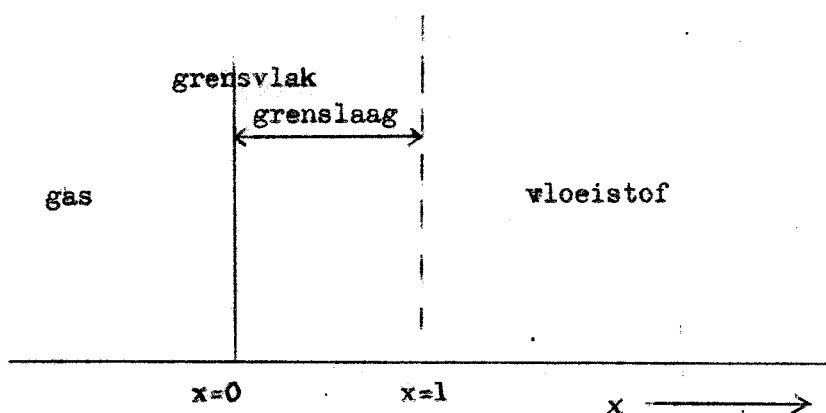
- 1) de diffusie van de zuurstof in de lucht naar het grensvlak met de vloeistof.
- 2) de overgang van de zuurstof van de lucht in de oplossing.
- 3) de diffusie van de zuurstof in de vloeistof.
- 4) de chemische reactie.

Er wordt voor gezorgd dat de sulfietconcentratie in de oplossing zo groot is, dat de reactie als een ^{eerste} orde reactie in de zuurstofconcentratie beschreven kan worden. Dus $r_A = k \cdot c$.

Hierbij is r_A de reactiesnelheid, k is de reactiesnelheidskonstante en c is de zuurstofconcentratie in de vloeistof.

De afname van de zuurstof is gelijk aan $D \cdot \frac{d^2 c}{dx^2}$

D = de diffusiecoëfficiënt van de zuurstof in de vloeistof.



Wanneer de reactie stationair is, is $k \cdot c = D \cdot \frac{d^2 c}{dx^2}$.

Met de randvoorwaarden $x = 0$ $c = c_i$ en $x = 1$ $c = c_1$, en $a = \sqrt{\frac{k}{D}}$ is

de oplossing van deze vergelijking

$$c = \frac{c_1 \cdot \sinh ax + c_i \cdot \sinh a(1-x)}{\sinh a}$$

Volgens de filmtheorie is $1 = \frac{D}{k_1}$, zodat $a = \frac{\sqrt{kD}}{k_1} = \varphi$.

k_1 is de partiële stofoverdrachtscoëfficiënt aan de vloeistofzijde.

De absorptiesnelheid van de zuurstof is per eenheid van oppervlak

$$\phi_{O_2} = -D \cdot \frac{dc}{dx} \Big|_{x=0} = \frac{\sqrt{kD}}{\sinh \varphi} (c_i \cdot \cosh \varphi - c_1)$$

Per eenheid reactorvolume is de absorptiesnelheid

$$\phi_{O_2} \cdot S = \frac{S\sqrt{kD}}{\sinh \varphi} (c_i \cdot \cosh \varphi - c_1) \quad (1)$$

S = specifiek oppervlak.

De hoeveelheid zuurstof die per eenheid reactorvolume wegreageert, is

$$\varepsilon k c_1 = -S \cdot \frac{dc}{dx} \Big|_{x=1} = \frac{S\sqrt{kD}}{\sinh \varphi} (c_i - c_1 \cdot \cosh \varphi)$$

ε is de volumefractie, die door de vloeistof wordt ingenomen.

Uit de laatste vergelijking kan c_1 opgelost worden.

$$c_1 = \frac{\frac{S\sqrt{kD}}{\sinh \varphi}}{\varepsilon k + \frac{S\sqrt{kD}}{\sinh \varphi} \cdot \cosh \varphi} \cdot c_i$$

Ingevuld in vergelijking (1) wordt dit

$$r_{O_2} = \phi_{O_2} \cdot S = \frac{S\sqrt{kD}}{\tanh \varphi} \cdot c_i \left(1 - \frac{1}{\frac{\varepsilon k \cdot \sinh \varphi \cdot \cosh \varphi}{\sqrt{kD} \cdot S} + \cosh^2 \varphi} \right), \text{ of}$$

$$r_{O_2} = \frac{S\sqrt{kD}}{\tanh \varphi} \cdot c_i \left(1 - \frac{1}{\frac{\varepsilon k_1}{SD} \cdot \varphi \cdot \sinh \varphi \cdot \cosh \varphi + \cosh^2 \varphi} \right) \quad (2)$$

Deze vergelijking kan in bepaalde gevallen vereenvoudigd worden.

Voor $\varphi < 0,3$ geldt $\tanh \varphi = \sinh \varphi = \varphi$ en $\cosh \varphi = 1$.

De vergelijking (2) ziet er dan als volgt uit.

$$r_{O_2} = c_1 \left(\frac{1}{\frac{1}{k_1 S} + \frac{1}{\epsilon k}} \right)$$

Voor $\psi > 2$ is $\tanh \psi = 1$ en zijn $\sinh \psi$ en $\cosh \psi$ groot.

Dan is $r_{O_2} = c_1 \cdot S \sqrt{kD}$. In dit geval is de reactiesnelheid zo groot, dat de reactie vrijwel geheel in de grenslaag plaats vindt. De reactiesnelheid wordt nu bepaald door de reactiesnelheidsconstante en door de diffusiecoëfficiënt van de zuurstof in de oplossing. Dit zijn grootheden die niet van de stromingscondities afhangen. Voor een bepaald systeem is dan de reactiesnelheid recht evenredig met het specifiek oppervlak.

Hierna moet dus aangetoond worden, dat voor de sulfietreactie $\psi > 2$ is. Westerterp heeft berekend dat voor een sulfietoplossing met $CuSO_4$ als homogene katalysator $\frac{\sqrt{kD}}{\epsilon H} = 7,3 \cdot 10^{-5}$ m/sec.

H = de verdelingscoëfficiënt van de zuurstof aan het grensvlak = 69.

Volgens Calderbank is de stofoverdrachtscoëfficiënt bij bellen met een diameter groter dan 2 mm gelijk aan $k_1 = 8 \cdot 10^{-4}$ m/sec.

$$\text{Dan is } \psi = \frac{69 \cdot 7,3 \cdot 10^{-5}}{8 \cdot 10^{-4}} = 6.$$

Voor gasbellen varieert het Sherwoodgetal $\frac{k_g d}{D_g}$ van 10 tot 25.

k_g = de partiële stofoverdrachtscoëfficiënt van de zuurstof aan de gaszijde

d = de diameter van de gasbel.

D_g = de diffusiecoëfficiënt van de zuurstof in de lucht = $2 \cdot 10^{-5}$ m²/sec.

Dan is $k_g = 5 \cdot 10^{-2}$ m/sec. Dit is ongeveer 1000 keer $\frac{\sqrt{kD}}{H\epsilon}$.

De weerstand in de gasfase is dus te verwaarlozen.

De stofbalans voor de zuurstof over de reactiekolom is

$$r_{O_2} \cdot V_R = \left(\phi \frac{p_{O_2}}{RT} \right)_{\text{inkomend}} - \left(\phi \frac{p_{O_2}}{RT} \right)_{\text{uitgaand}}$$

ϕ = de hoeveelheid gas, die per seconde de reactor in-, respectievelijk uitgevoerd wordt.

V_R = het volume van de reactor.

$$r_{O_2} \cdot V_R = - \frac{\epsilon V_R}{2} \cdot \frac{dc_s}{dt}$$

c_s = de concentratie van de sulfiet in de oplossing.

Gecombineerd geeft dit.

$$\left(\frac{p_{O_2}}{RT} \right)_{\text{uit}} = \left(\frac{p_{O_2}}{RT} \right)_{\text{in}} + \frac{\epsilon V_R}{2 \phi} \cdot \frac{dc_s}{dt}$$

De afname van het gasvolume wordt dan verwaarloosd.

$$\left(\frac{p_{O_2}}{RT}\right)_{in} = 8,46 \cdot 10^{-3} \text{ kmol/m}^3. \text{ Verder geldt nog}$$

$$-\frac{\epsilon V_R}{2} \cdot \frac{dc_s}{dt} = \frac{KS}{\epsilon H} \cdot \epsilon V_R \left(\frac{p_{O_2}}{RT}\right)_{log}$$

$$K = \sqrt{kD} \text{ en}$$

$\left(\frac{p_{O_2}}{RT}\right)_{log}$ = het logaritmische gemiddelde van de zuurstofconcentratie in het in- en uitstromende gas.

Dit geeft:

$$\frac{KS}{\epsilon H} = \frac{-\frac{dc_s}{dt}}{2\left(\frac{p_{O_2}}{RT}\right)_{log}}$$

Met deze formule kan dus als de vermindering van de sulfietconcentratie per tijdseenheid, het reactorvolume, de gas hold up en het gasdebit bekend zijn, $\frac{KS}{\epsilon H}$ berekend worden.

6.3. Beschrijving van de apparatuur.

De proeven worden uitgevoerd in een kolom met een diameter van 45 mm en een lengte van 1800 mm. De kolom wordt door een mantel omgeven. Door deze mantel wordt water van 30°C gepompt. De temperatuur van de sulfietoplossing blijft hierdoor konstant. Daar de oxydatie van natriumsulfiet door het licht beïnvloed wordt, is de mantel met een zwarte doek omwonden. De meetuitjes bevinden zich op 50, 440, 690, resp. 940 mm van de zeefplaat. De opstelling is verder het zelfde als die, die voor de gas hold up metingen gebruikt is (zie 5.1.).

6.4. Metingen.

De proeven worden begonnen met 1500 ml vloeistof. De vloeistof bestaat uit gedemineraliseerd water, waarin 200 g/l $Na_2SO_3 \cdot 7H_2O$ en 0,266 g/l $CuSO_4$ zijn opgelost. Het $CuSO_4$ wordt toegevoegd om de oxydatie van natriumsulfiet te katalyseren. Bij $CuSO_4$ -concentraties boven 10^{-3} molair is de reactiesnelheid onafhankelijk van de koper(II)sulfaatconcentratie. Om te voorkomen dat er een neerslag van een basisch kopersulfiet ontstaat, wordt 1 ml geconcentreerd zwavelzuur bij de 1500 ml oplossing gedaan. De reactiesnelheid wordt hierdoor niet beïnvloed.

Tijdens de proeven worden na bepaalde tijden monsters van ongeveer 10 ml afgetapt. Het tijdsinterval tussen twee monsters hangt van de reactiesnelheid af.

De natriumsulfietconcentratie van een monster wordt bepaald door bij een nauwkeurig afgepipetteerde hoeveelheid oplossing een overmaat van een 0,1 n jodiumoplossing toe te voegen en daarna met een 0,1 n thiosulfaat-

oplossing terug te titreren. Hierbij wordt een zetmeeloplossing als indicator gebruikt.

De gas hold up wordt op de zelfde wijze bepaald, als beschreven is in 5. De reactiesnelheid van de sulfietomzetting wordt gemeten bij luchtsnelheden van 19, 43, 70 en 110 ml/sec. Bij snelheden van 19 en 43 ml/sec is de stroming laminair, bij 110 ml/sec turbulent en bij een debiet van 70 ml/sec bevindt de stroming zich in een overgangsgebied.

Bij deze snelheden is de vaste stofconcentratie 0, 20, 40, 60 en 80 g/l. Voor de metingen van serie A is als vaste stof Ketjen katalysator-deeltjes van 50 tot 90 μ gebruikt. Serie B bestaat uit metingen, waarbij het gasdebiet 43 ml/sec is, en de deeltjesgrootte en de vaste stof gevarieerd zijn. Als vaste stof worden toegevoegd Ketjen katalysatordeeltjes < 40 μ , van 50 tot 90 μ en van 90 tot 160 μ , en mergeldeeltjes tussen 90 en 160 μ . De vaste stofconcentratie is ook hier 0, 20, 40, 60 en 80 g/l. Bij de metingen van serie B wordt van een andere zeefplaat gebruikt gemaakt dan bij de metingen van serie A.

De gas hold up metingen worden bij de zelfde snelheden, concentraties en zeefplaten uitgevoerd als waarbij de snelheden van de sulfietomzetting zijn bepaald.

6.5. Resultaten.

Voordat met de eigenlijke metingen wordt begonnen is gecontroleerd of de sulfietconcentratie en de temperatuur over de hele hoogte van de kolom konstant zijn. Voor de sulfietconcentratie is dit inderdaad het geval. De temperatuur varieert een 0,5 C. Deze variatie is te verwaarlozen.

Uit grafiek A1 blijkt dat bij lage gasdebieten, als de stroming laminair is, $\frac{KS}{\epsilon H}$ snel afneemt met het toenemen van de vaste stofconcentratie. Bij hogere vaste stofconcentraties wordt $\frac{KS}{\epsilon H}$ onafhankelijk van de concentratie. In het turbulente gebied blijft $\frac{KS}{\epsilon H}$ ongeveer konstant, neemt zelfs iets toe. De discontinuïteit in de kromme komt doordat de metingen niet mooi reproduceerbaar zijn. Bij de metingen aan lagere gassnelheden is dit wel het geval. De absolute grootte van $\frac{KS}{\epsilon H}$ is, voor een vaste stofconcentratie van 0 g/l, bij een gasdebiet van 110 ml/sec kleiner dan bij een gasdebiet van 43 ml/sec.

In grafiek A2 is duidelijk te zien, dat de stroming zich bij een gasdoorvoer van 70 ml/sec in een overgangsgebied bevindt.

Siemes heeft voor grotere gasstromen, de zogenaamde gasstralen, de grootte verdeling van de bellen bekeken. De bellen worden in 10 klassen inge-

deeld, zodanig dat iedere klasse niet te veel en niet te weinig bellen bevat.

klasse	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
belstraal in mm	bovenste grens	0,6	2,3	3,2	3,8	4,6	5,7	11	15	20	28
	onderste grens	0	0,6	2,3	3,2	3,8	4,6	5,7	11	15	20
aantal bellen	75,5	26,4	7,8	2,3	0,7	0,3	0,1				
oppervlak der bellen	2,6	18,2	19,5	11,7	6,2	3,5	1,7	0,9	2,0	1,3	
volume der bellen	0,2	5,4	8,4	4,8	2,6	1,8	1,3	1,9	4,9	4,6	

Uit deze tabel volgt, dat $\sqrt{\frac{\sum_i n_i \cdot d_i^3}{\sum_i n_i}} \neq \sqrt{\frac{\sum_i n_i \cdot d_i^2}{\sum_i n_i}}$.

De gas hold up (H_g) is gelijk aan $H_g = \frac{\pi}{6} \sum_i n_i \cdot d_i^3$.
 n = het aantal bellen per volumeenheid.

Het specifiek oppervlak is $S = \pi \sum_i n_i \cdot d_i^2$.

Het gasdebiet (V) is $V = \frac{\pi}{6} A \sum_i n_i u_i d_i^3$.

A is de dwarsdoorsnede van de kolom.

Wanneer $\frac{\sum_i n_i u_i d_i^3}{\sum_i n_i d_i^3} = \bar{u}$ is $H_g = \frac{V}{A \cdot \bar{u}}$. In het laminaire gebied is \bar{u} konstant (zie grafiek III).

Dit kan alleen als n de enige variabele is; dus als de belgrootte konstant blijft. Dan geldt ook $S \propto V$. De term $\frac{KS}{\epsilon H}$ is echter in een kleiner gebied lineair met het gasdebiet dan de gas hold up. Dit kan veroorzaakt worden, doordat $\frac{K}{\epsilon H}$ verandert, of doordat de diameter van de kleine bellen toeneemt. De invloed van dit laatste effect is op $\sum_i u_i d_i^2$, dus op S groter dan op $\sum_i n_i d_i^3$, de gas hold up. Het kan dus zijn dat \bar{u} konstant blijft, terwijl het specifiek oppervlak wel enigszins verandert.

In het turbulente gebied is de gas hold up onafhankelijk van het gasdebiet. Dit kan alleen als het aantal bellen per volumeenheid kleiner wordt en de beldiameter toeneemt. Het gevolg is dat het specifiek oppervlak kleiner wordt.

Bij een vaste stofconcentratie van 20 g/l is het specifiek oppervlak en de gas hold up over een gelijk traject lineair met het debiet (zie grafiek A4). Dit zou er op kunnen wijzen, dat door het toevoegen van een vaste stof de hoeveelheid bellen met een kleine diameter afneemt. Waarschijnlijk is dit niet, want grafiek A5 is alleen maar begrijpelijk als aangenomen wordt dat $\frac{K}{\epsilon H}$ verandert.

Bij een gasdebiet van 110 ml/sec neemt door het vergroten van de vaste

stofconcentratie de gas hold up af. S moet dan ook verminderen. $\frac{KS}{\epsilon H}$ blijft echter vrijwel konstant. $\frac{K}{\epsilon H}$ wordt dus groter.

Bij lage snelheden kan aangenomen worden, dat $\frac{K}{\epsilon H}$ gelijk blijft.

De gas hold up neemt door het toevoegen van 20 g/l Ketjen katalysator met deeltjes van 50 tot 90 μ met een factor 0,94 af bij een gasdebiet van 19 ml/sec. $\frac{KS}{\epsilon H}$ vermindert in het zelfde geval met een factor 0,48.

$$\frac{H'_g}{H_g} = \frac{S'\bar{d}'}{S\bar{d}} \quad 0,94 = 0,48 \cdot \frac{\bar{d}'}{\bar{d}} \quad \bar{d}'/\bar{d} = 2.$$

Dus de gemiddelde beldiameter zou met een factor 2 moeten toenemen.

Met het blote oog is wel te zien, dat de bellen groter worden, maar de nauwkeurige factor is moeilijk te schatten.

Uit grafiek B9 mag gekonkludeerd worden dat de vaste stof als zodanig geen invloed op de reactie heeft. De invloed van Ketjen katalysator- en van mergeldeeltjes van gelijke grootte is ongeveer het zelfde. Het verschil tussen de mergel- en de Ketjen katalysatordeeltjes kan verklaard worden door het grotere soortelijke gewicht van de mergel in vergelijking met dat van de Ketjen katalysator.

Uit deze grafiek blijkt verder, dat hoe groter de massa van de deeltjes is, hoe sterker $\frac{KS}{\epsilon H}$ afneemt bij een zelfde vaste stofconcentratie in g/l.

Bij een gasdebiet van 43 ml/sec is de berekende factor voor het toenemen van de gemiddelde beldiameter door het toevoegen van 20 g/l vaste stof, bij deeltjes Ketjen katalysator kleiner dan 40 μ 1,2,

" " " " van 50 tot 90 μ 1,6,

" " " " van 90 tot 160 μ 2,0,

" " mergel van 90 tot 160 μ 2,06.

Om nauwkeuriger konklusies te kunnen trekken zullen meer metingen verricht moeten worden. Het is vooral van belang om de werking van de zeefplaat te bekijken. Daarnaast moet de grootheid $K/\epsilon H$ nader onderzocht worden.

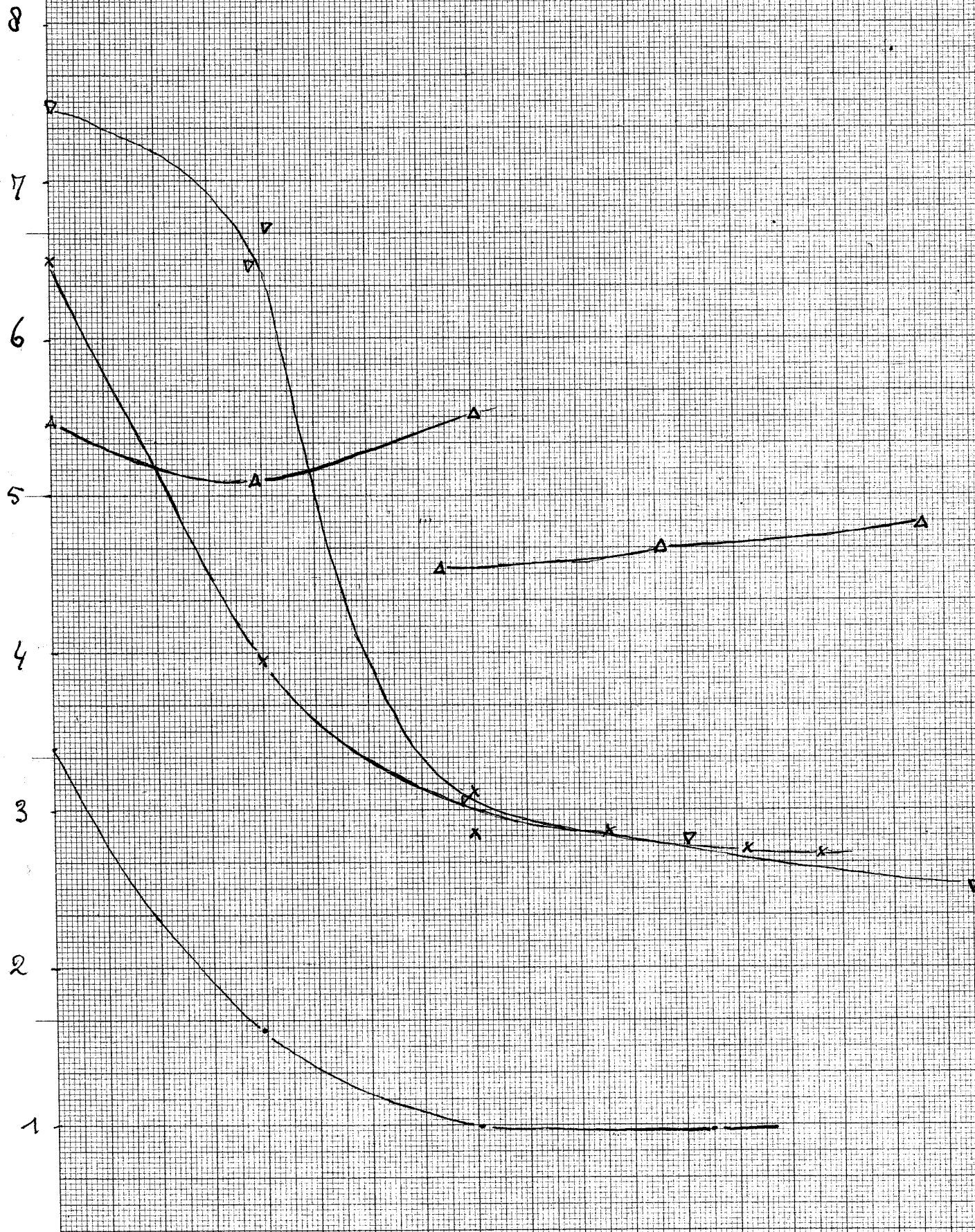
LITERATUUR

3. Inleiding

1. Kölbel en Ackermann, Proceedings of the Third World Petroleum Congress (1951)
 2. Kölbel c.s., Chem-Ing-Technik 30 (1958) 400.
 3. Kölbel c.s., Chem-Ing-Technik 30 (1958) 729.
 4. Kölbel c.s., Chem-Ing-Technik 32 (1960) 84.
 5. Siemes en Weiss, Chem-Ing-Technik 29 (1957) 727.
 6. Kölbel en Maennig, Zeitschrift für Elektrochemie 66 (1962) 744.
 7. Kölbel c.s., Chem-Ing-Technik 33 (1961) 668.
 8. Siemes en Borchers, Chem-Ing-Technik 28 (1956) 783.
 9. Siemes, Chem. Eng. Sci. 12 (1960) 77.
4. De stroming van bellen in een vloeistof
10. Siemes, Chemie-Ing-Technik 26 (1954) 479.
 11. Siemes, Chem-Ing-Technik 26 (1954) 614.
5. De gas hold up metingen
12. Yasuo Kato, Kagaku Kogako 26 (1962) 1074.
 13. Nicklin, Chem. Eng. Sci. 17 (1962) 693.
6. De metingen voor het berekenen van het specifiek oppervlak
14. Westerterp, Dissertatie (1962), Het specifiek grensvlak in geroerde gas-vloeistofreactoren.
 15. Siemes, Chem-Ing-Technik 28 (1956) 389.

$\frac{KS}{EH} \cdot 10^3$
sec⁻¹

• best dektal in 19 ml/sc
X " " " 43 "
▽ " " " 70 "
△ " " " 110 "

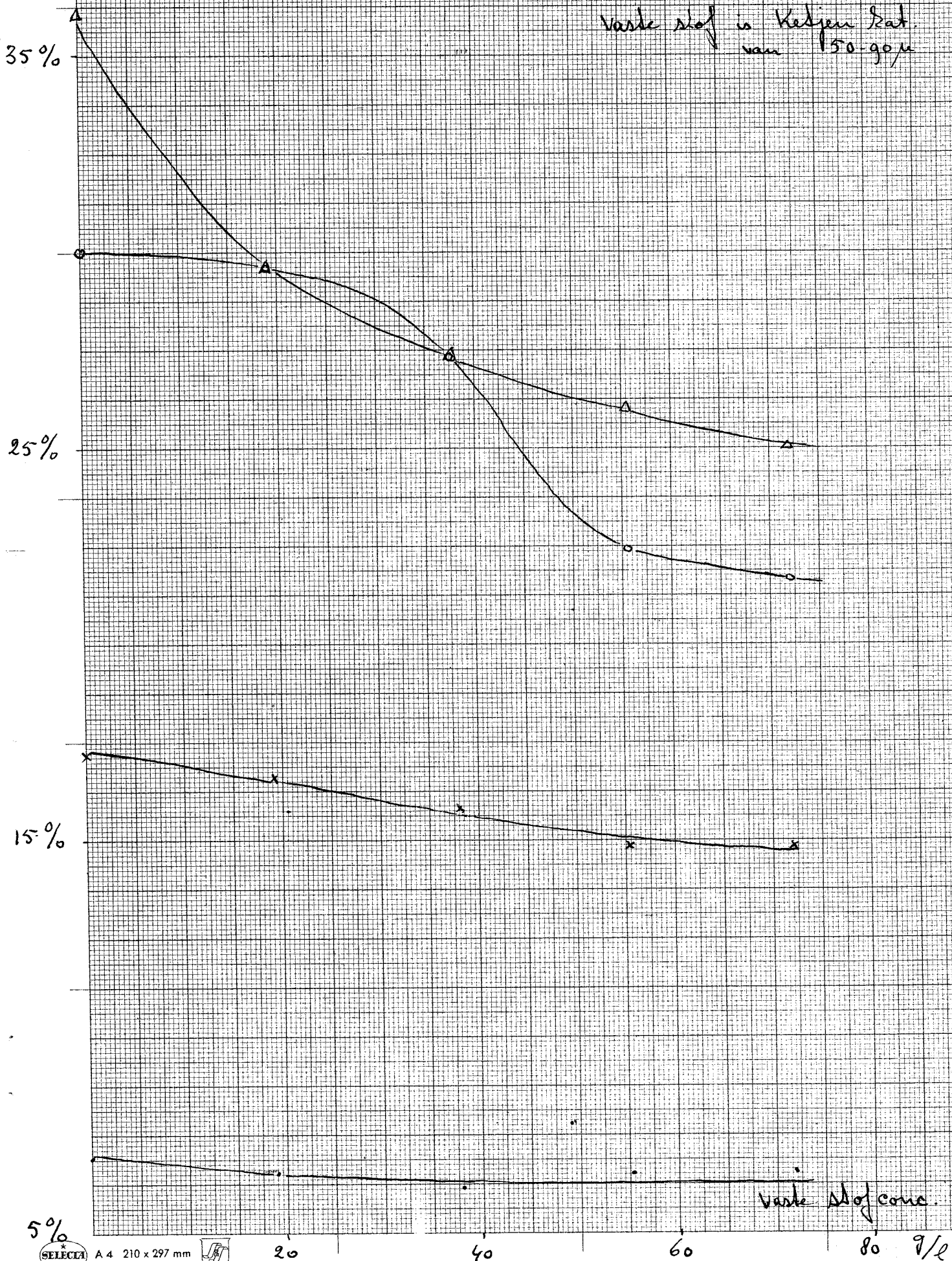


vaste stofconc. Ketjen kat. 50-90 μ

gas hold up

Δ	debit	=	110	ml/sec
o	"		170	"
x	"		43	"
.	"		19	"

Vaste stof is ketjen Sat. van 150 g/l



Hold up

40%

30%

20%

10%

A3

Kilgjen bak vann

Væske holdelse 08/11

gas hold up

dec -1 K/S
EH

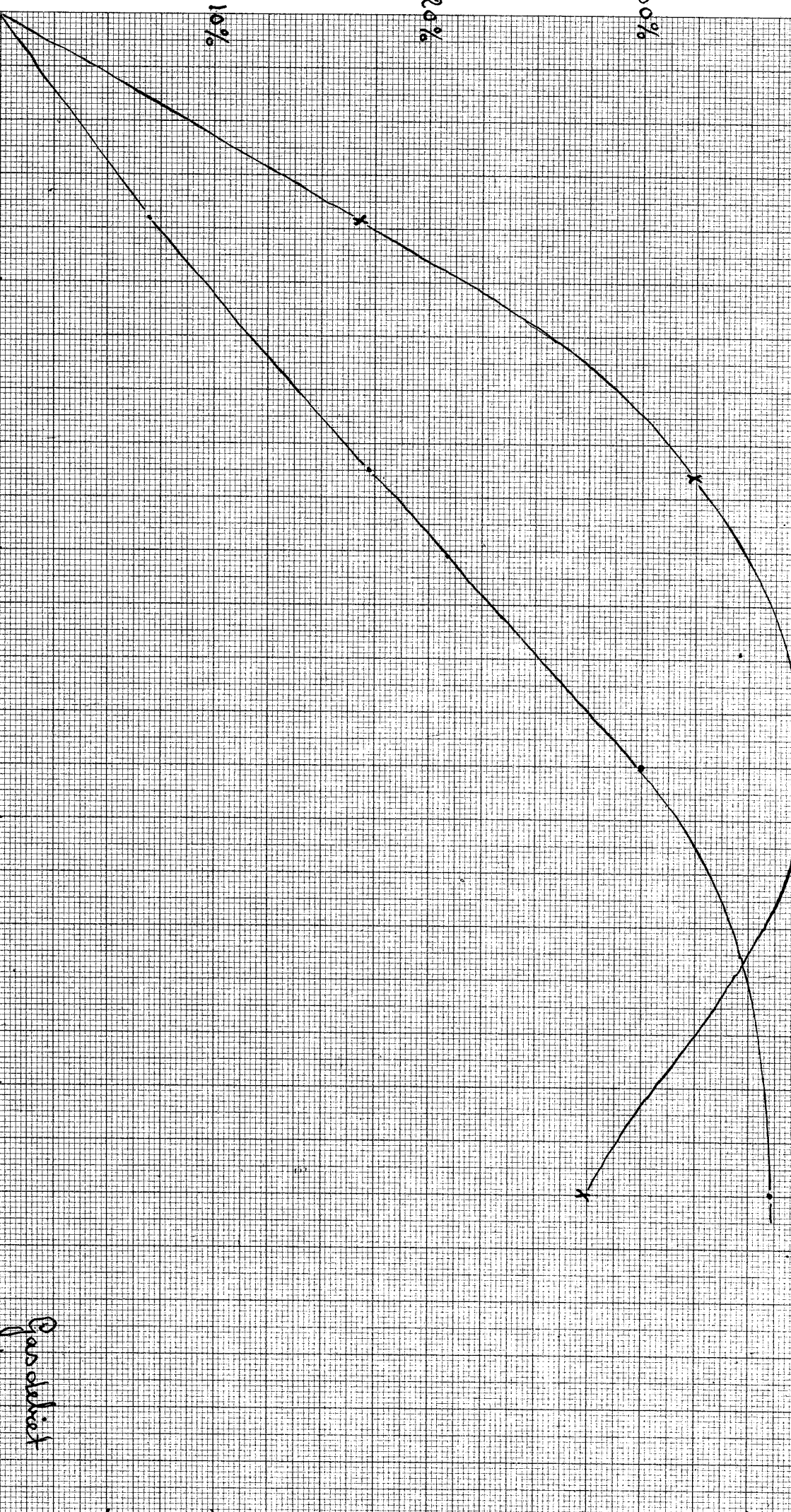
25

50

75

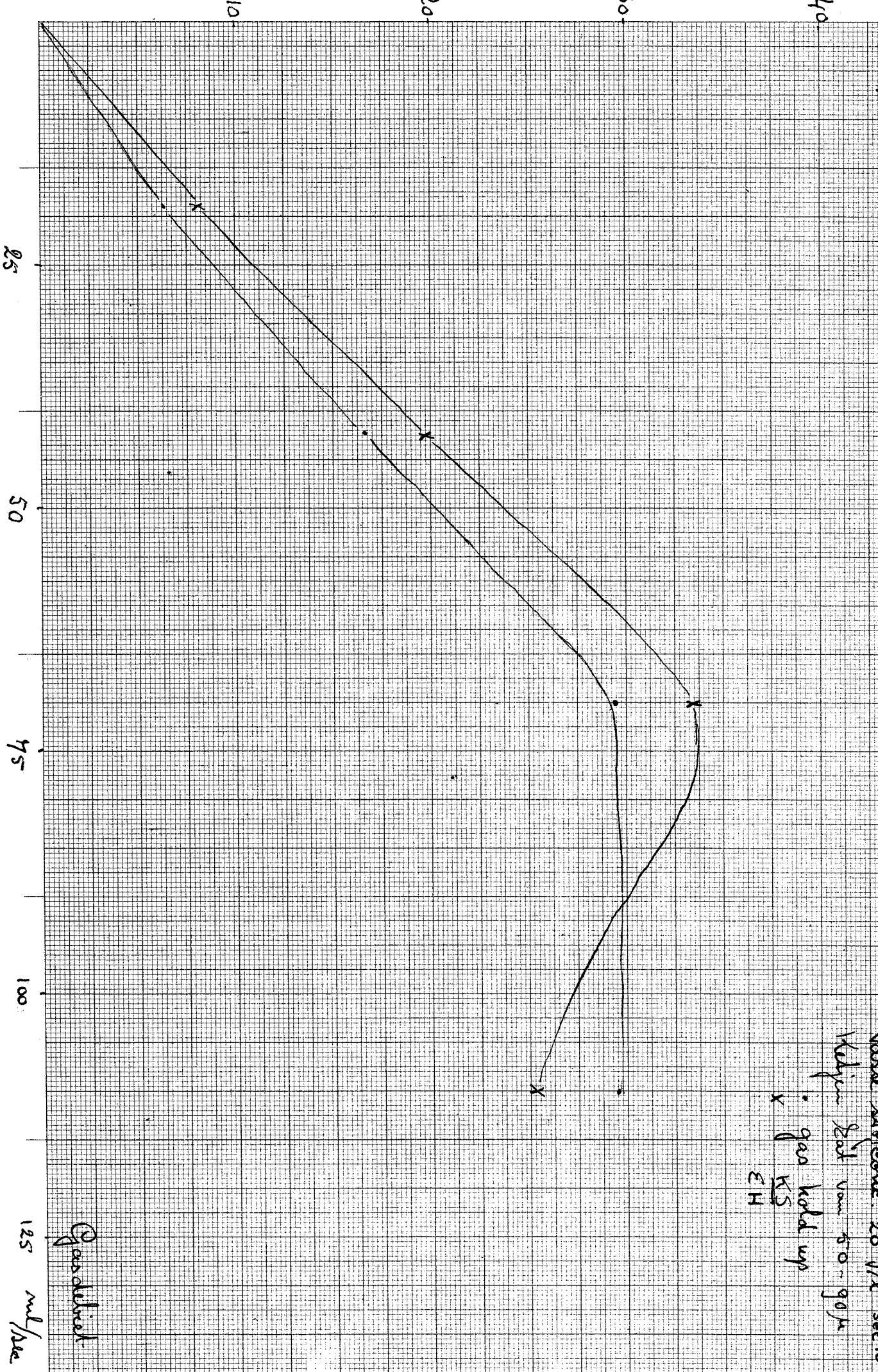
100

125 ml/sec



Gas debit

Hold up in %



A4

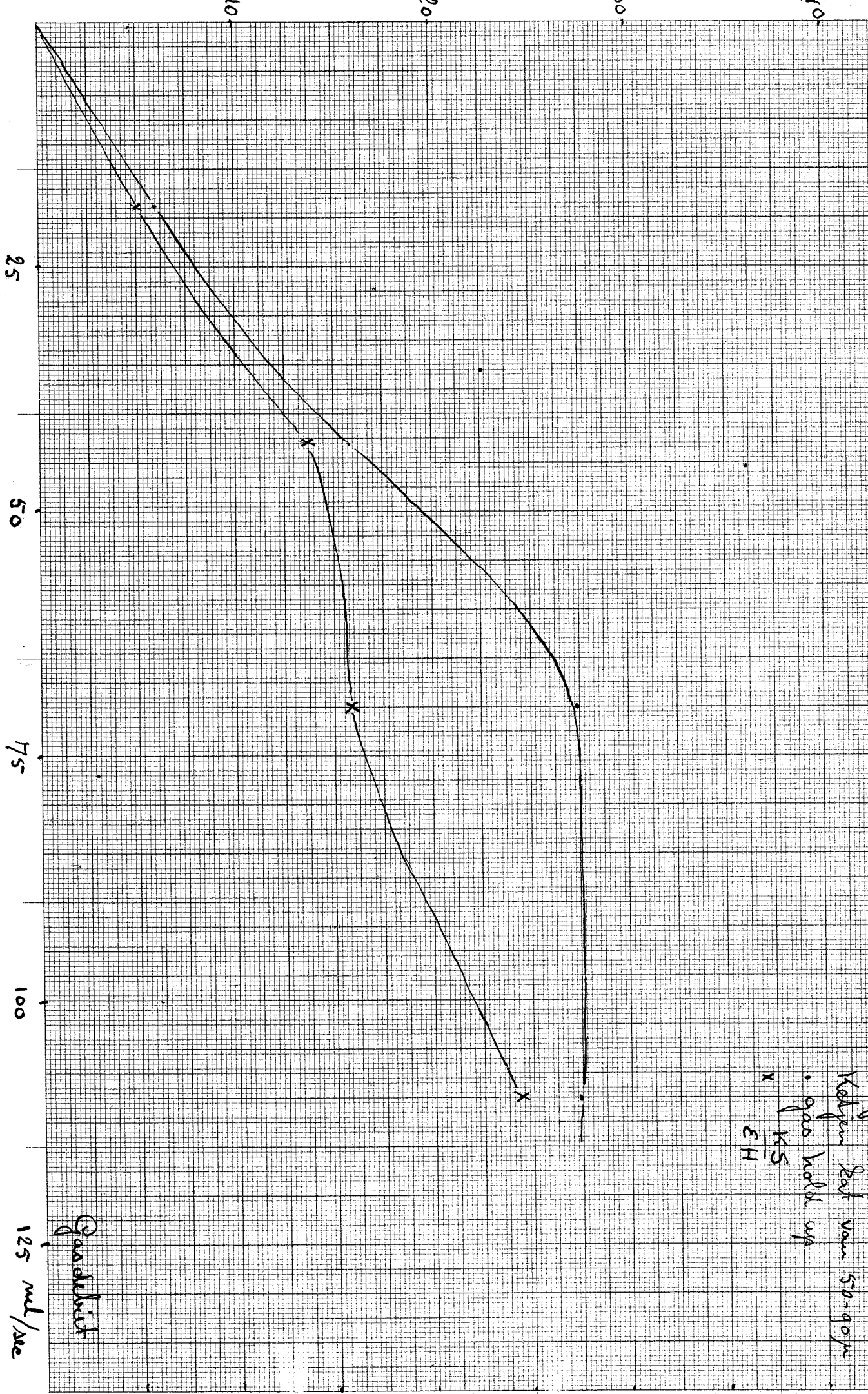
van de Hofstede 20 g/l sec 10⁵
Klein Salt van 50-90µ

• gas hold up
x KS
EH

Gas velocity

25 m/d/Sec

Hold up in %



A 5

vraag: afgevoerd 40 g/l

Kalium Bat van 50-90 µ

• gas hold up

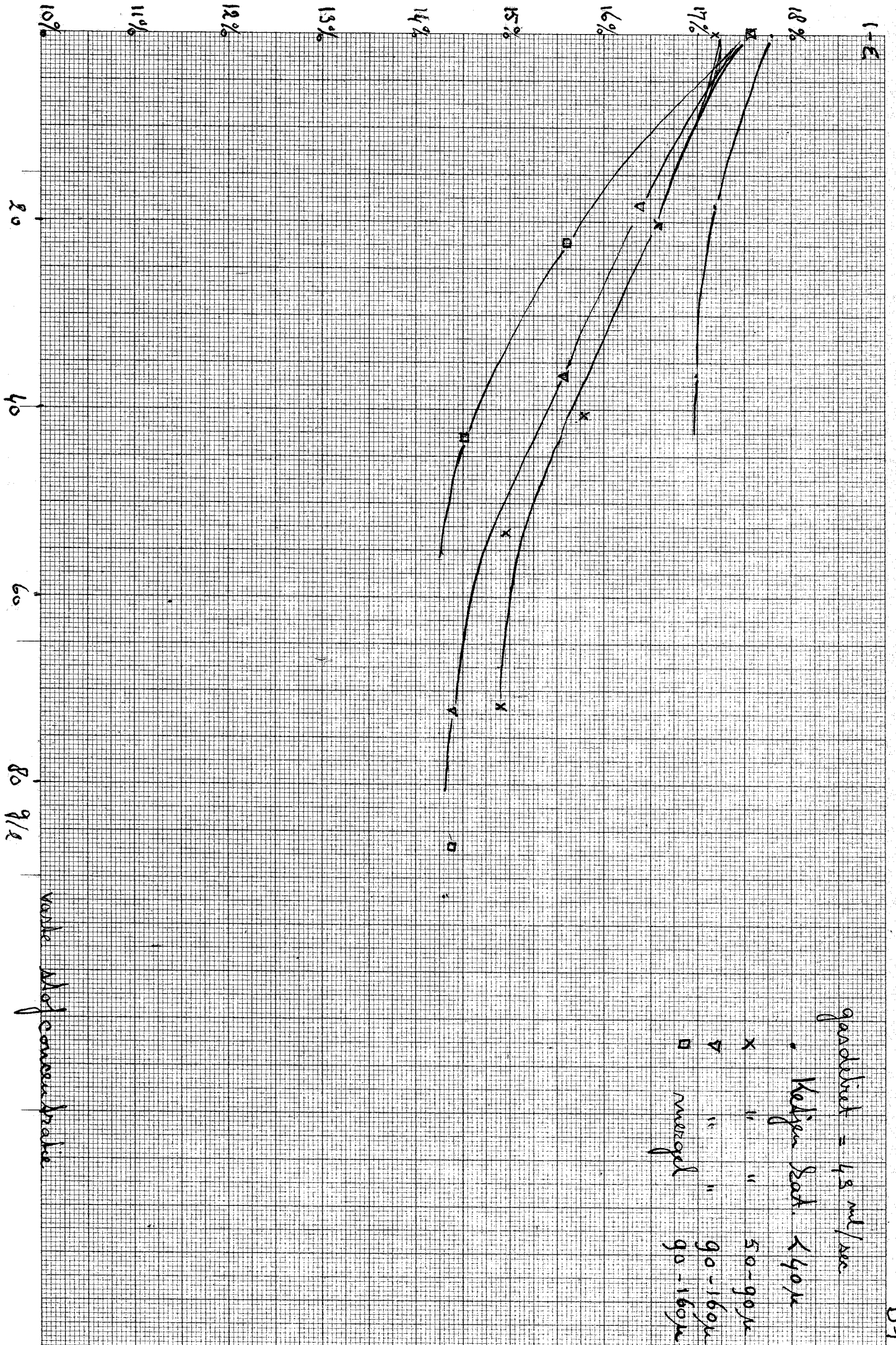
x KS
EH

see 10⁻¹ KS
EH

gas debit

125 ml/sec

1-2



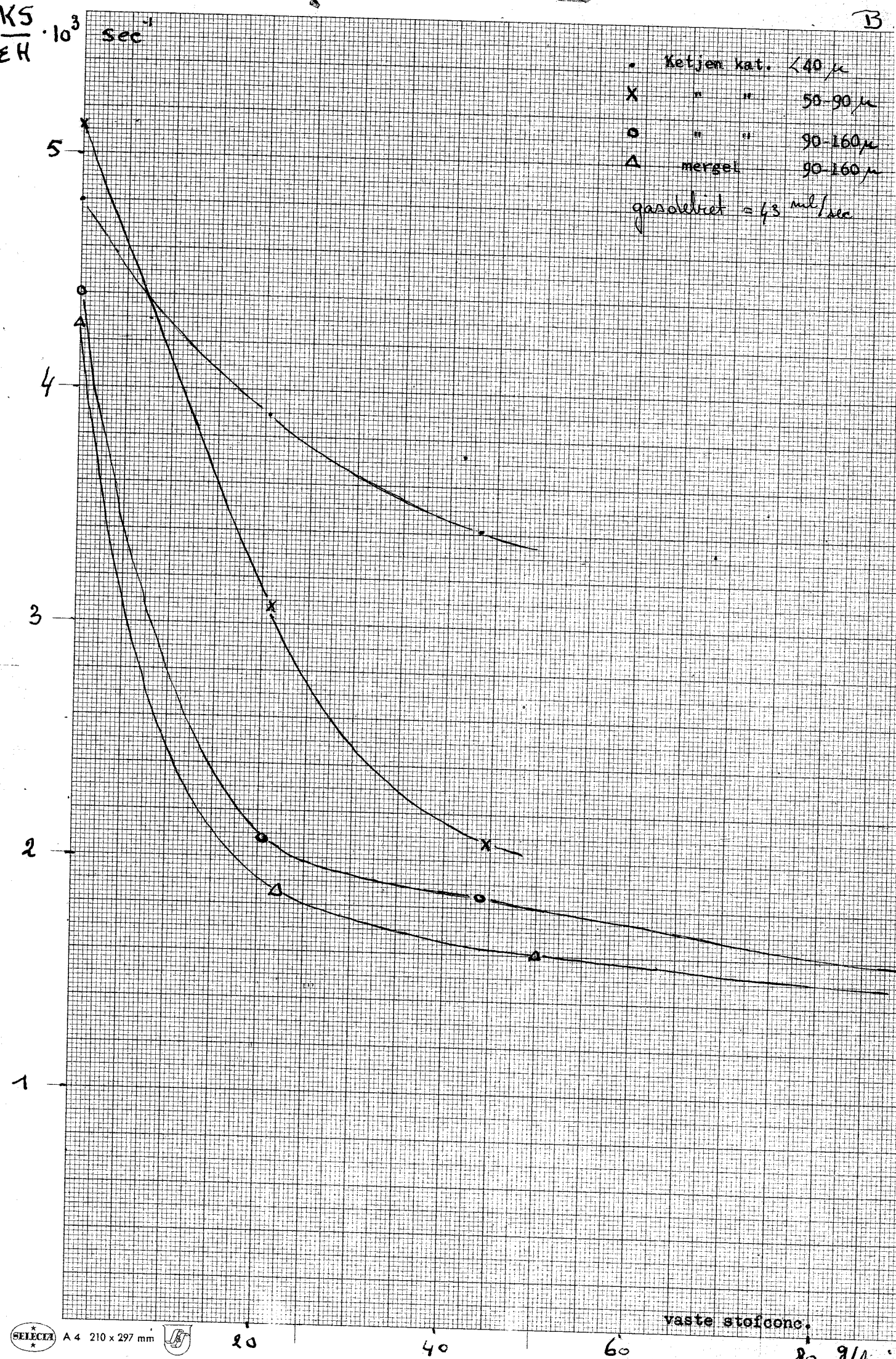
gradient = 4.9 ml/sec
 • Kelipen Bad. 440µ
 x " " 50-90µ
 ▽ " " 90-160µ
 ◻ " " 90-160µ
 merged

water absorption

B1

$\frac{KS}{EH} \cdot 10^3 \text{ sec}^{-1}$

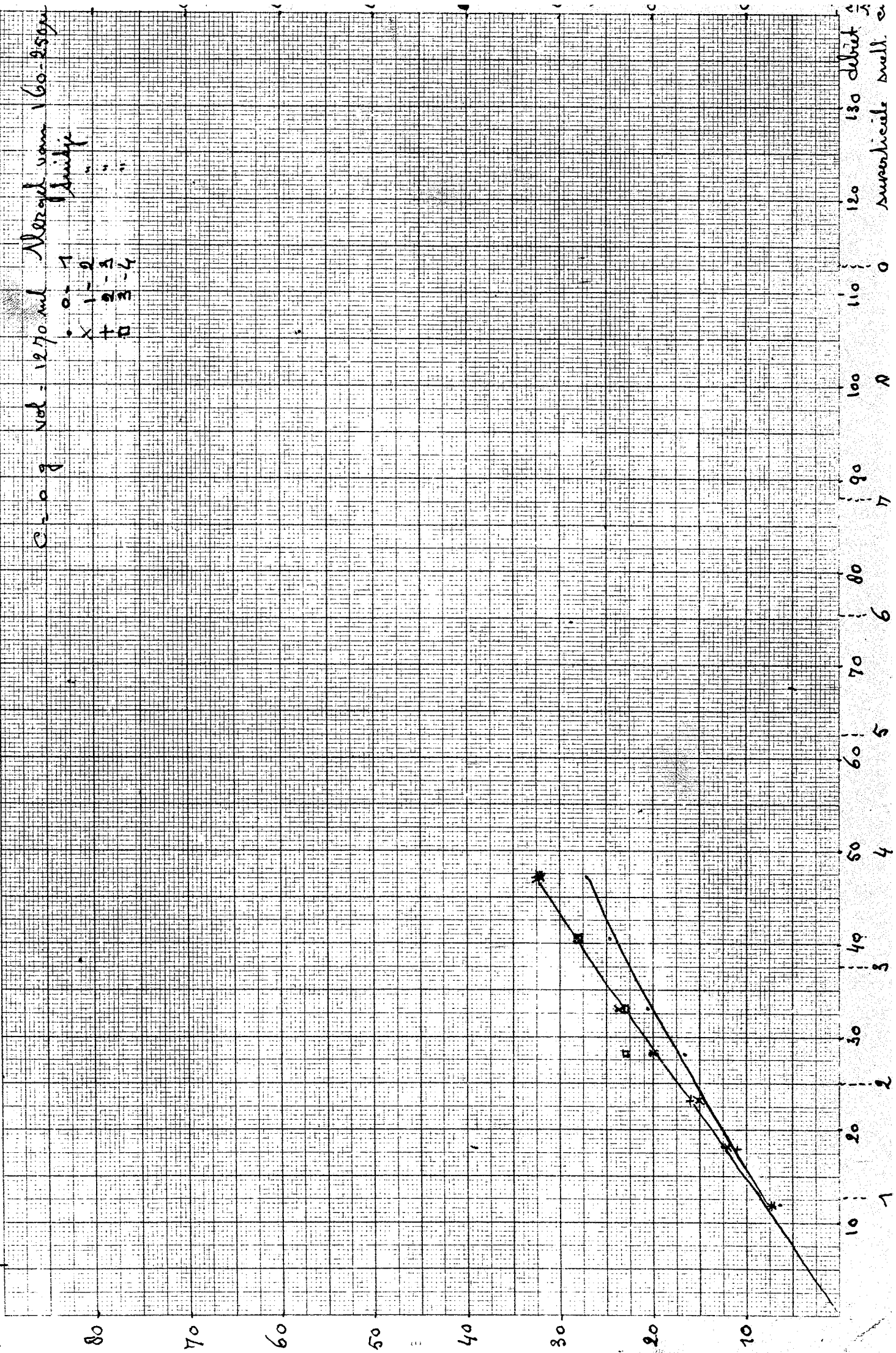
• ketjen kat. < 40 μ
 X " " 50-90 μ
 o " " 90-160 μ
 Δ mergel 90-160 μ
 gasdebiet = 43 ml/sec



hold up in mm w.e.

Series Ia

C-0 g Vol = 1270 ml Merged from 60-250g
 • 0-1
 X 1-2
 + 2-3
 0 3-4



130 debit

substance small

0

100 A

90 7

80 6

70 5

60 4

50 3

40 2

30 1

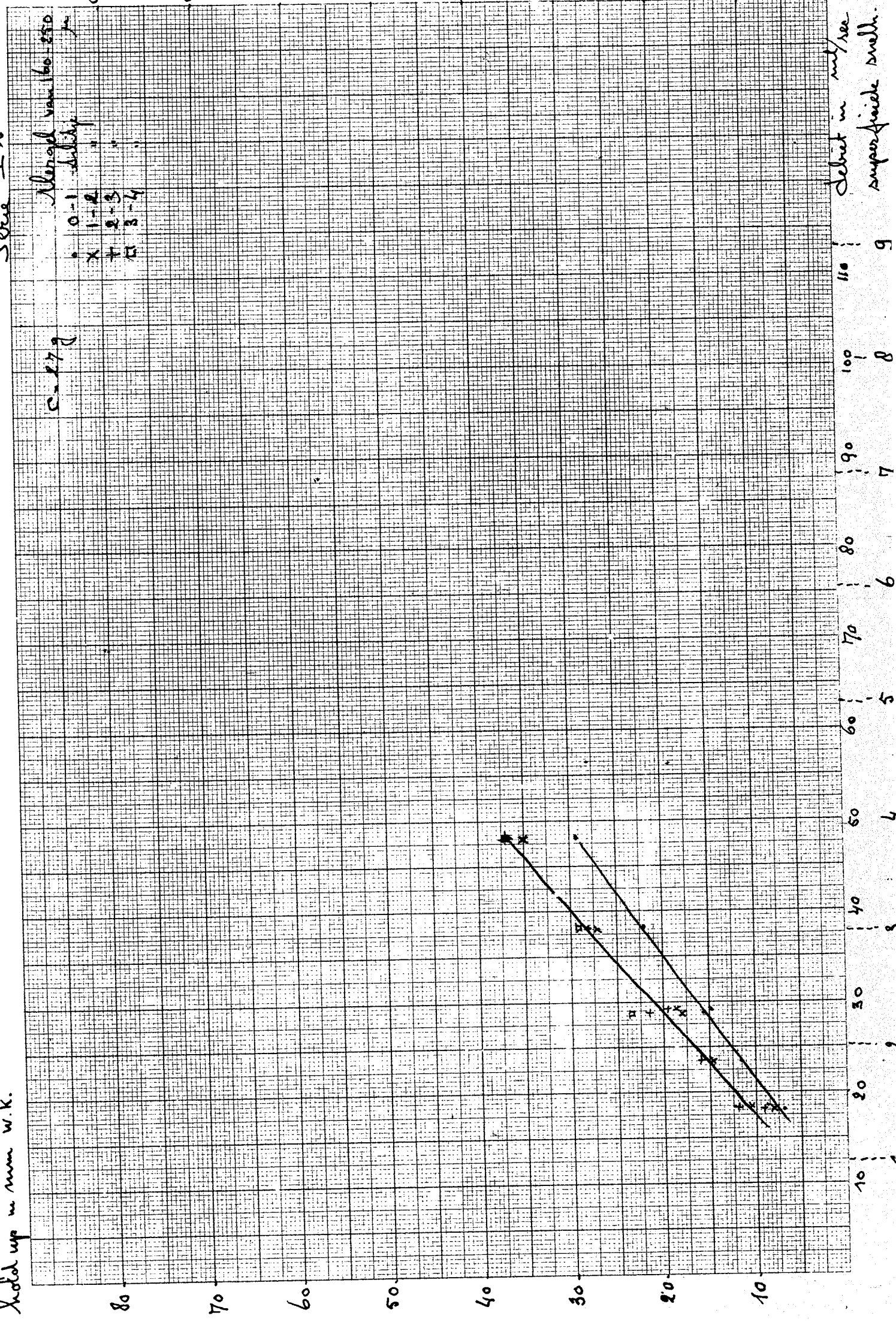
Series I &

hold up in mm w.k.

Method van 160-250
 0-1 sublim
 x 1-2
 + 2-3
 □ 3-4

ca. 27 g

Debit in ml/sec
 superfine smelt.



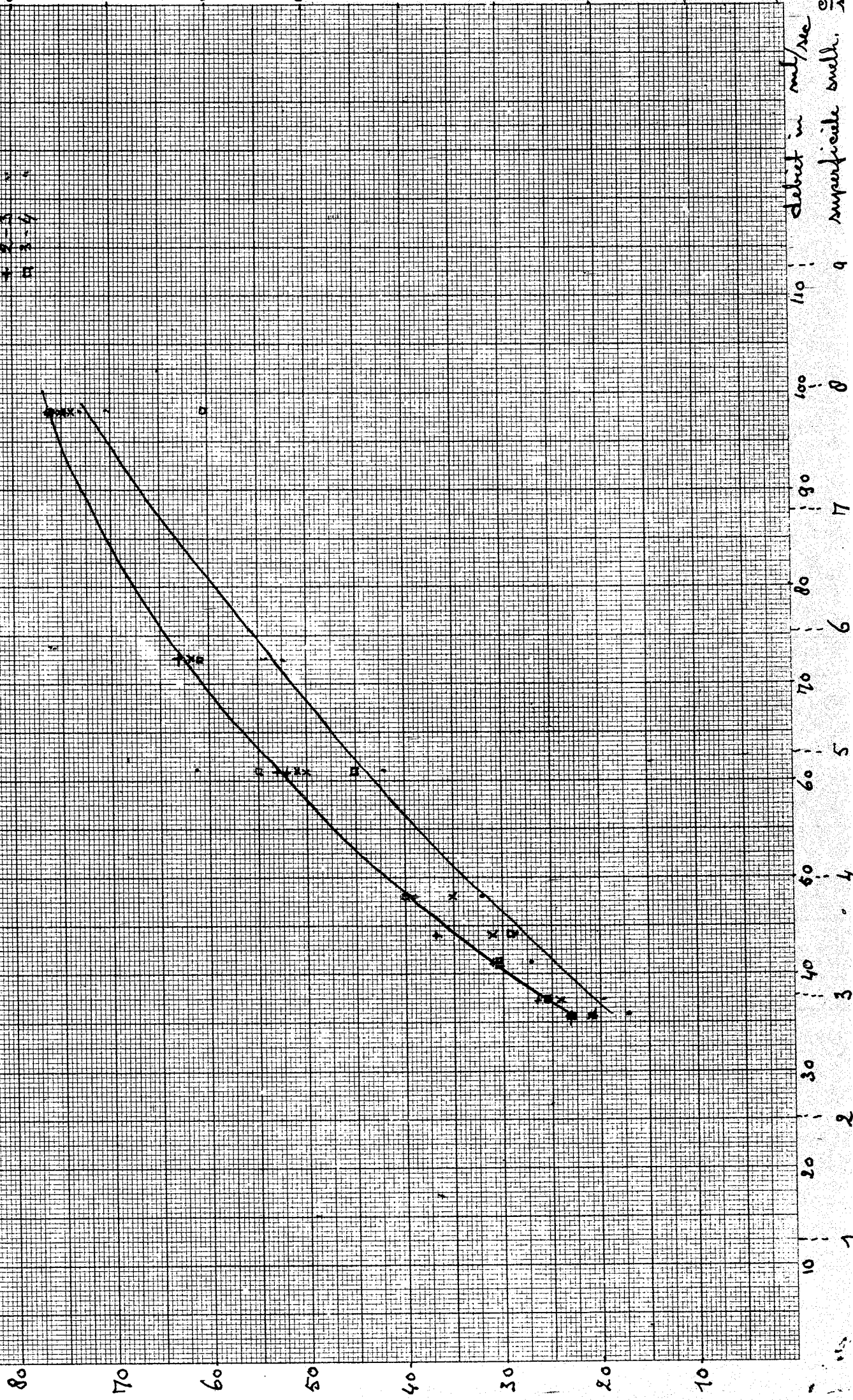
Redd up in mm w.E.

Series IC

Almond Name
160-250g

C-549

- x 1-2
- * 2-3
- o 3-4



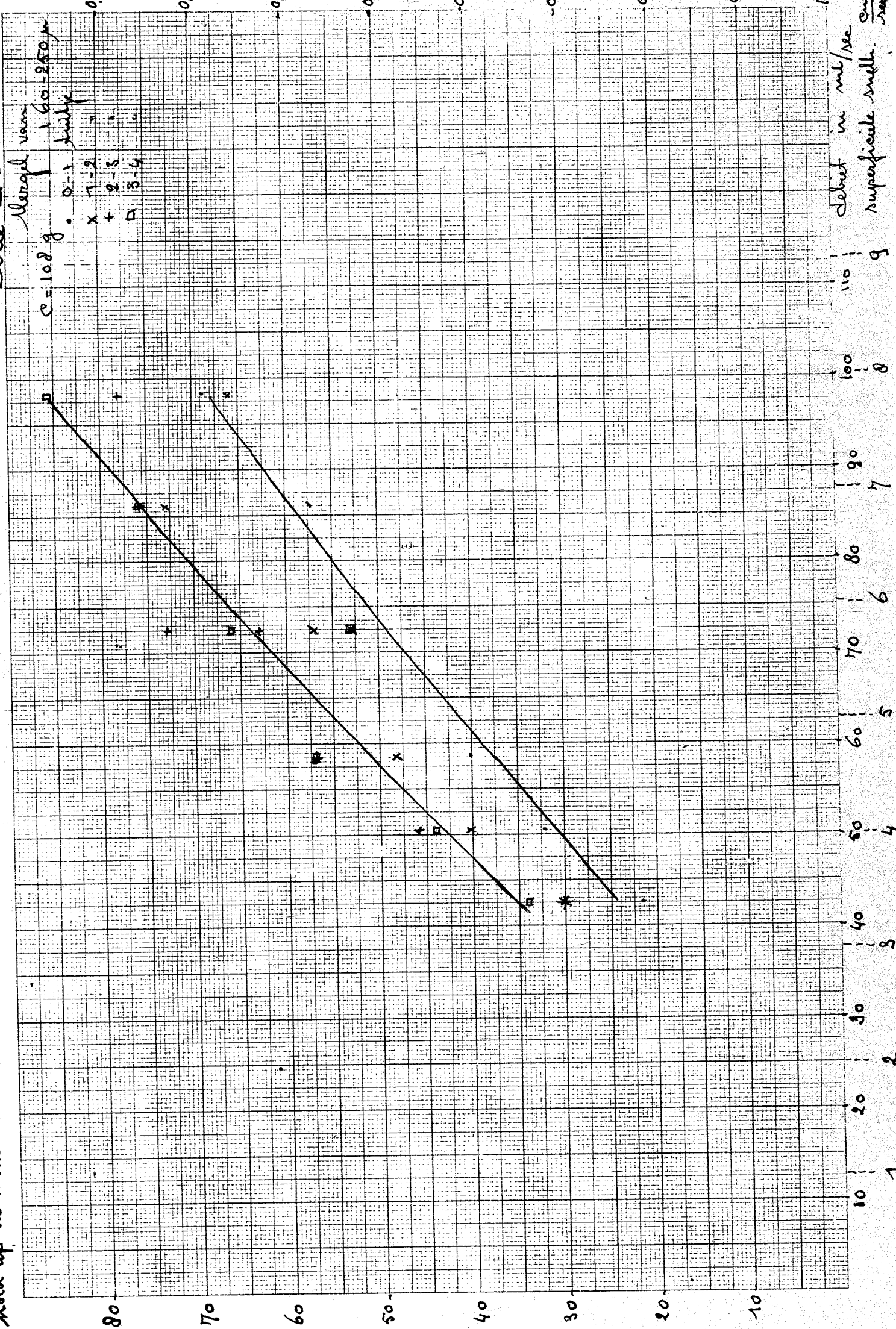
diameter in mm
superficial swell. $\frac{ex}{25}$

hold up in min w.k.

Serie I d

Wazgel van 160-250 μ
c = 102 g

• 0-1
 x 1-2
 + 2-3
 □ 3-4



debet in ml/sec superficiele meth. $\frac{cm}{sec}$

g

100

90

80

70

60

50

40

30

20

10

1

2

3

4

5

6

7

8

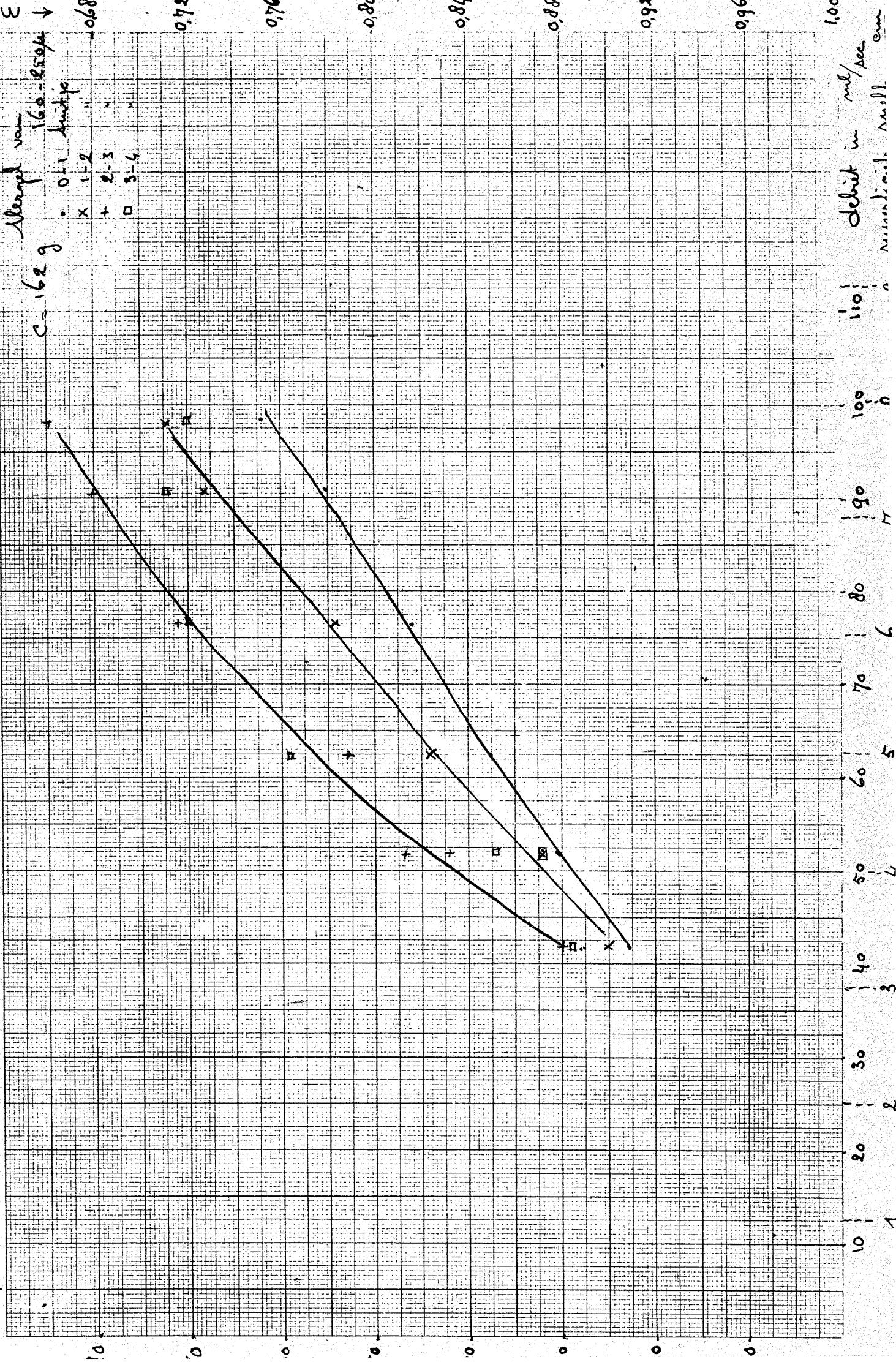
9

100

110

hold up in mm w.l.

Serie I e



$c = 162 \text{ g}$
 Mængde vand $160 - 250 \mu$
 • 0.1 linitp
 x 1-2
 + 2-3
 □ 3-4

debit in ml/sec
 nummeric. null
 em

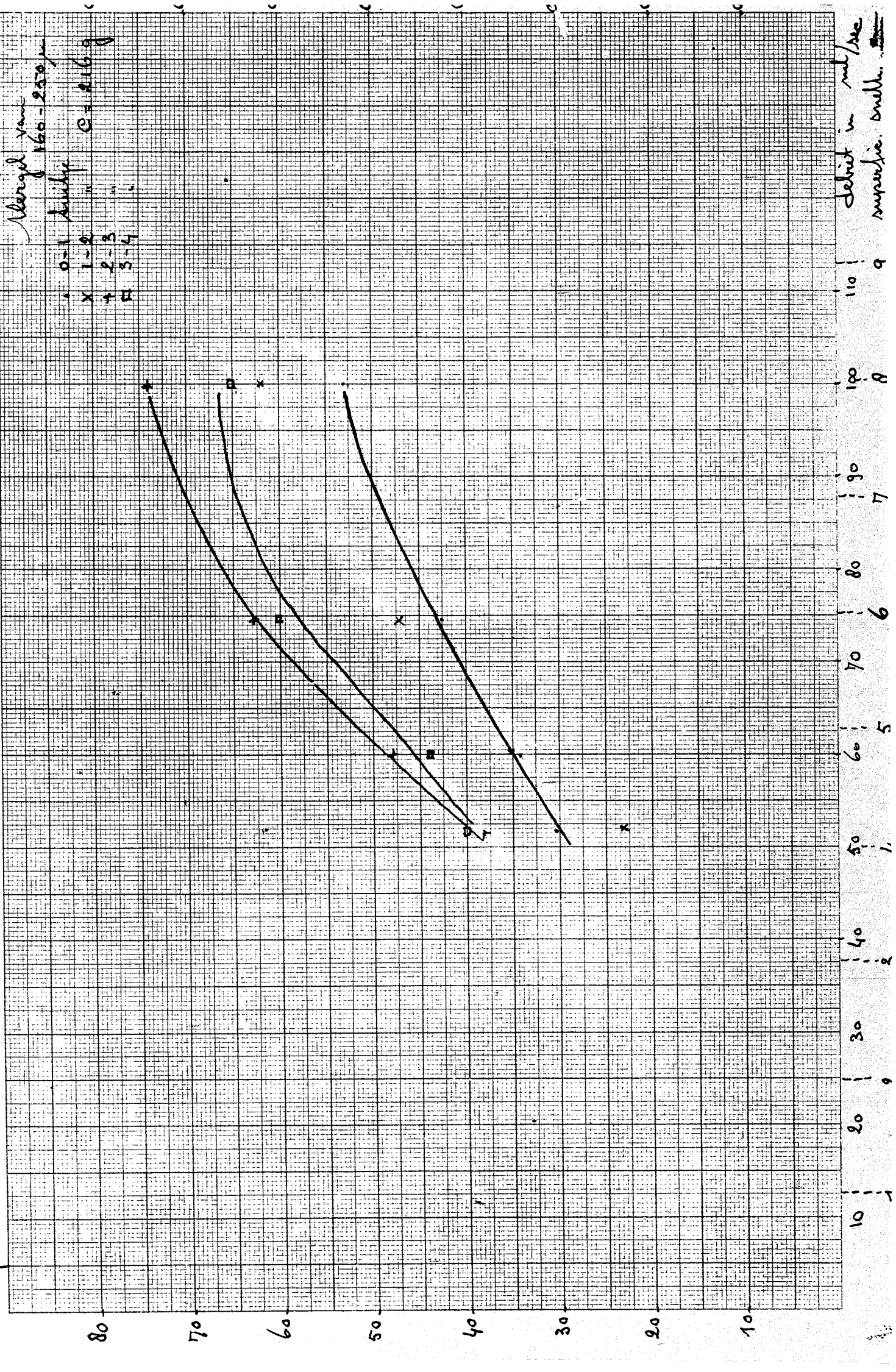
Serie I f

Messzahl von 160-250 μ

0-1
x 1-2
+ 2-3
□ 3-4

c = 416 g

hold up in mm w.k.

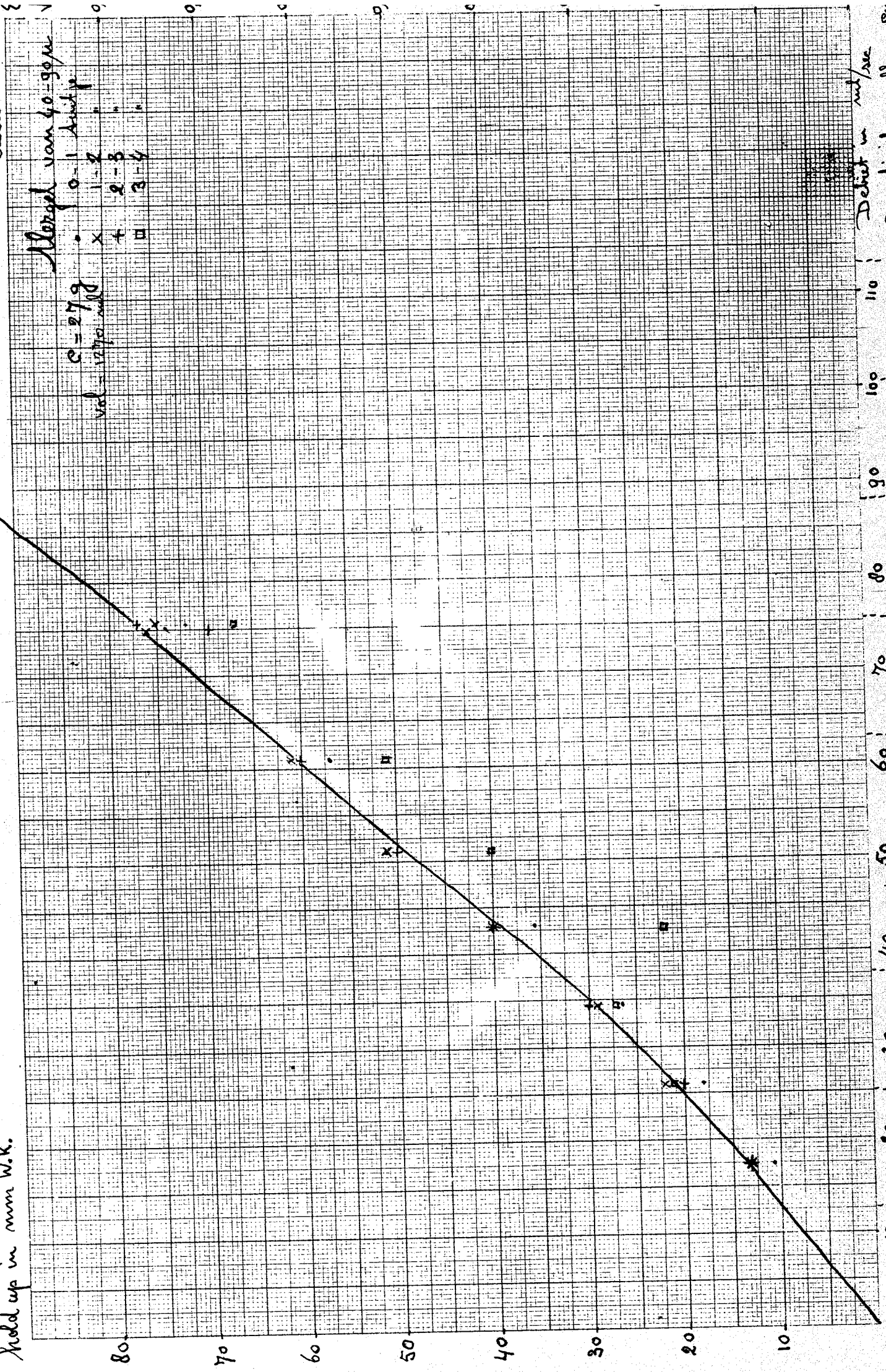


debit in ml/sec
9
superficie. suolt.

Serie II b

Menged van 40-90µ
 e = 279
 vol = 1270
 0-1
 x
 +
 □

hold up in mm W.K.



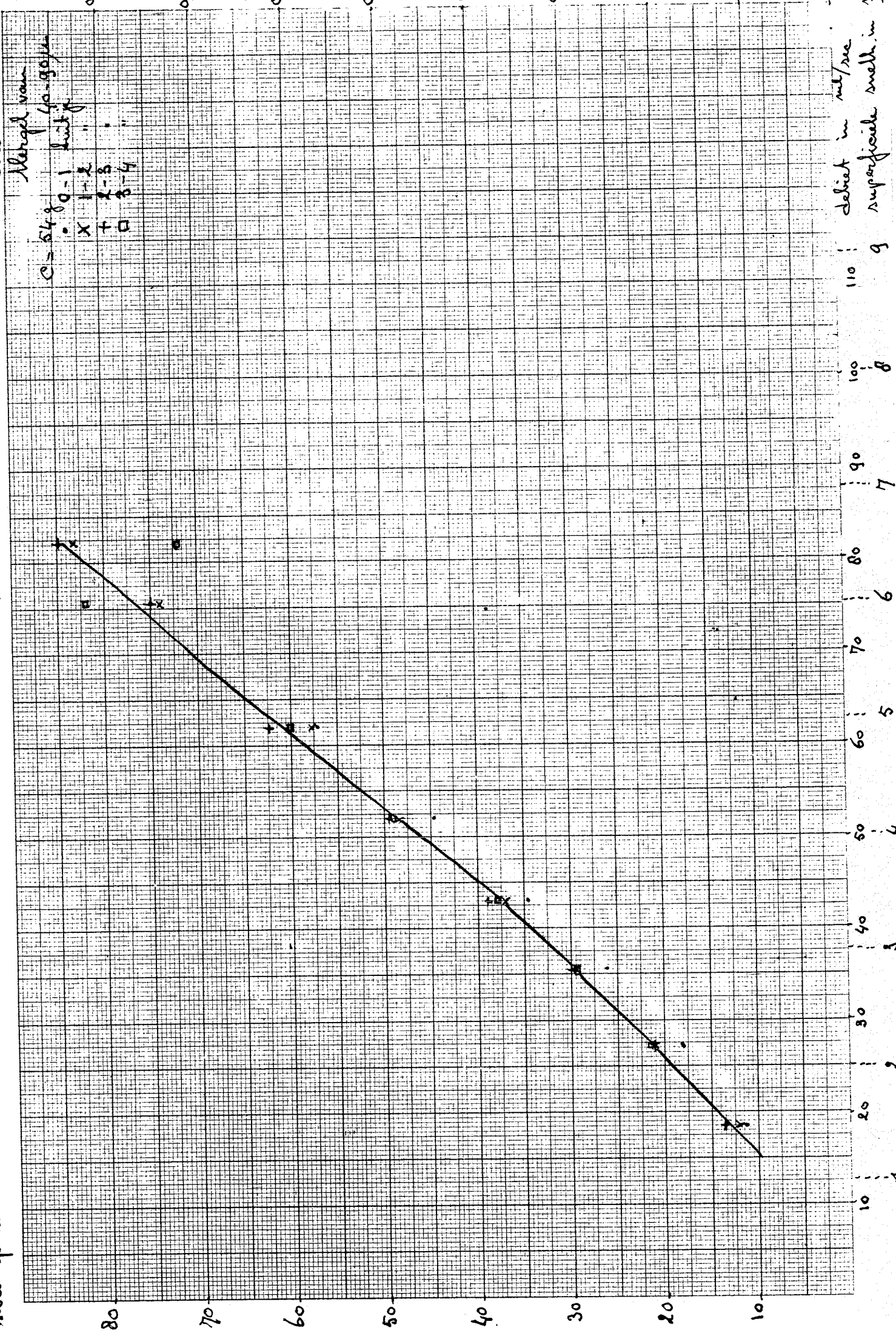
Debit in ml/sec
 Superficie melle. en

110
 100
 90
 80
 70
 60
 50
 40
 30
 20
 10
 0

hold up in mm w.k.

Series II

Mergel van
c = 54 g
• 1-1
x 1-2
+ 2-3
□ 3-4



ε

0.66

0.72

0.76

0.80

0.84

0.86

0.9

0.94

1.0

debit in mt/sec

g

110

100

90

80

70

60

50

40

30

20

10

0

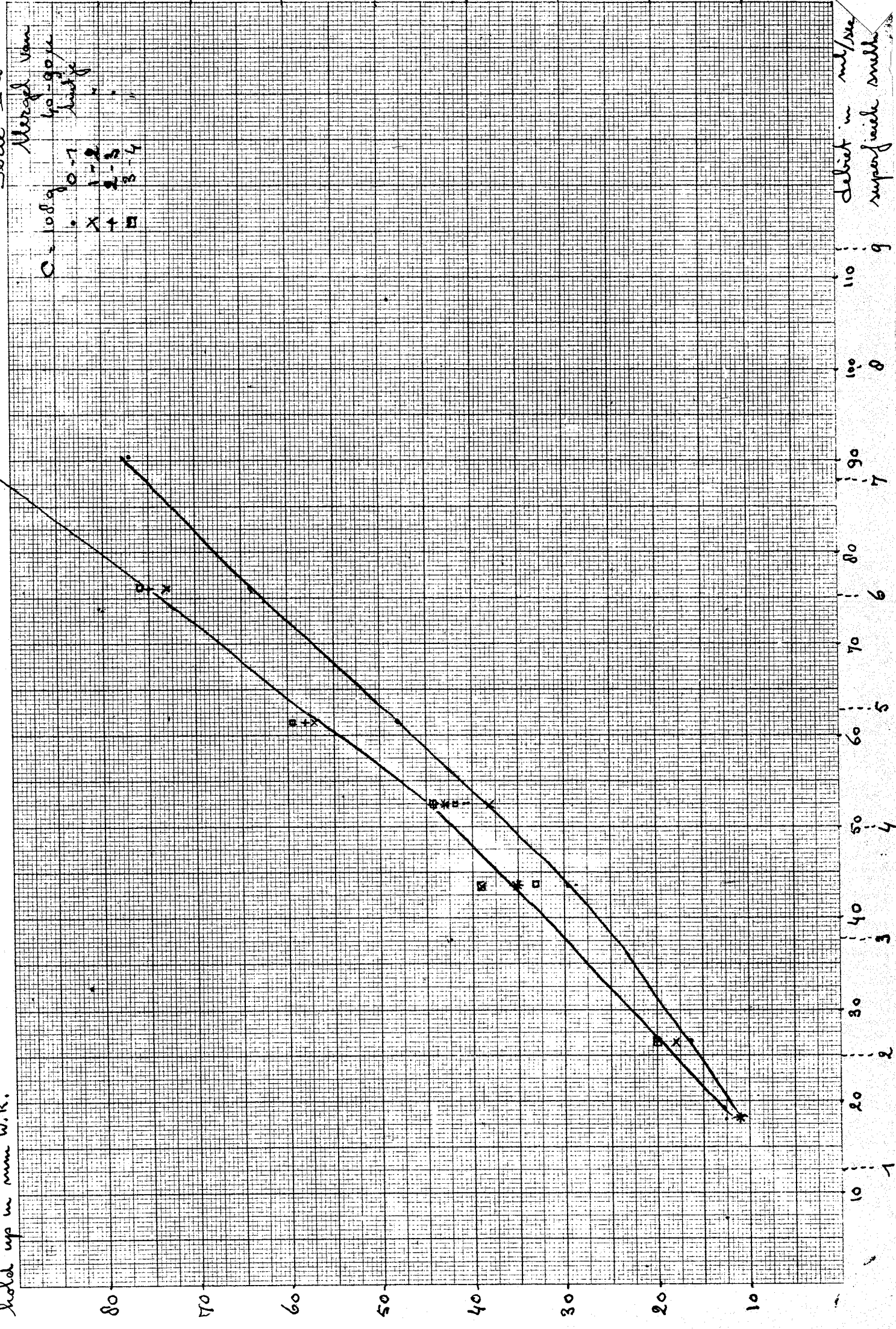
Serie II d

Messgel vom
60-90 g
Luft

C	100 g
.	0-1
X	1-2
+	2-3
□	3-4

höhd up in mm w.k.

debet in ml/sec
superficiale snelle

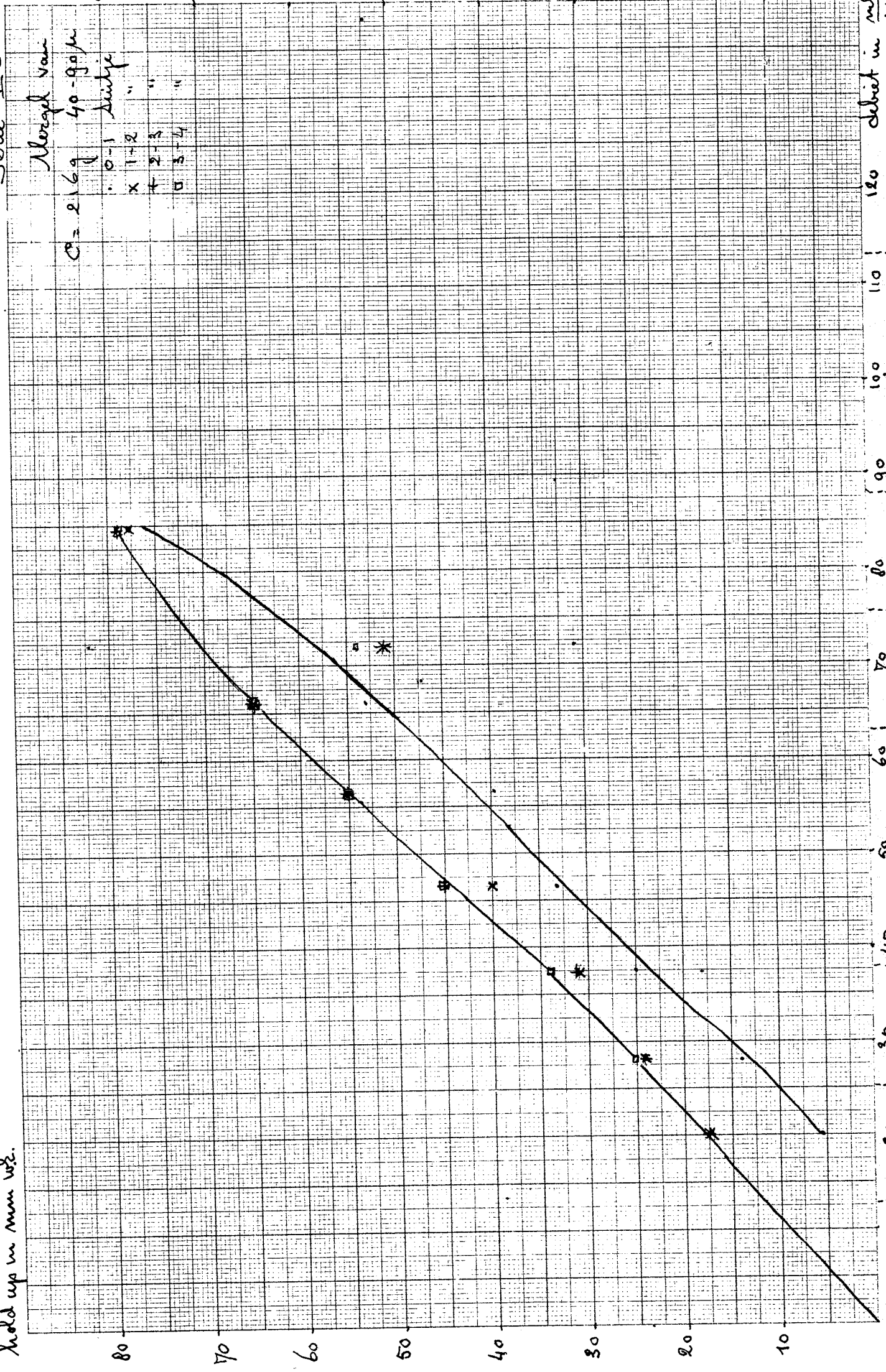


Serie II

Morgel van
 0-1 sturte
 x 1-2
 + 2-3
 □ 3-4

0 = 2169
 40-90 μ

lood op in mm v.w.

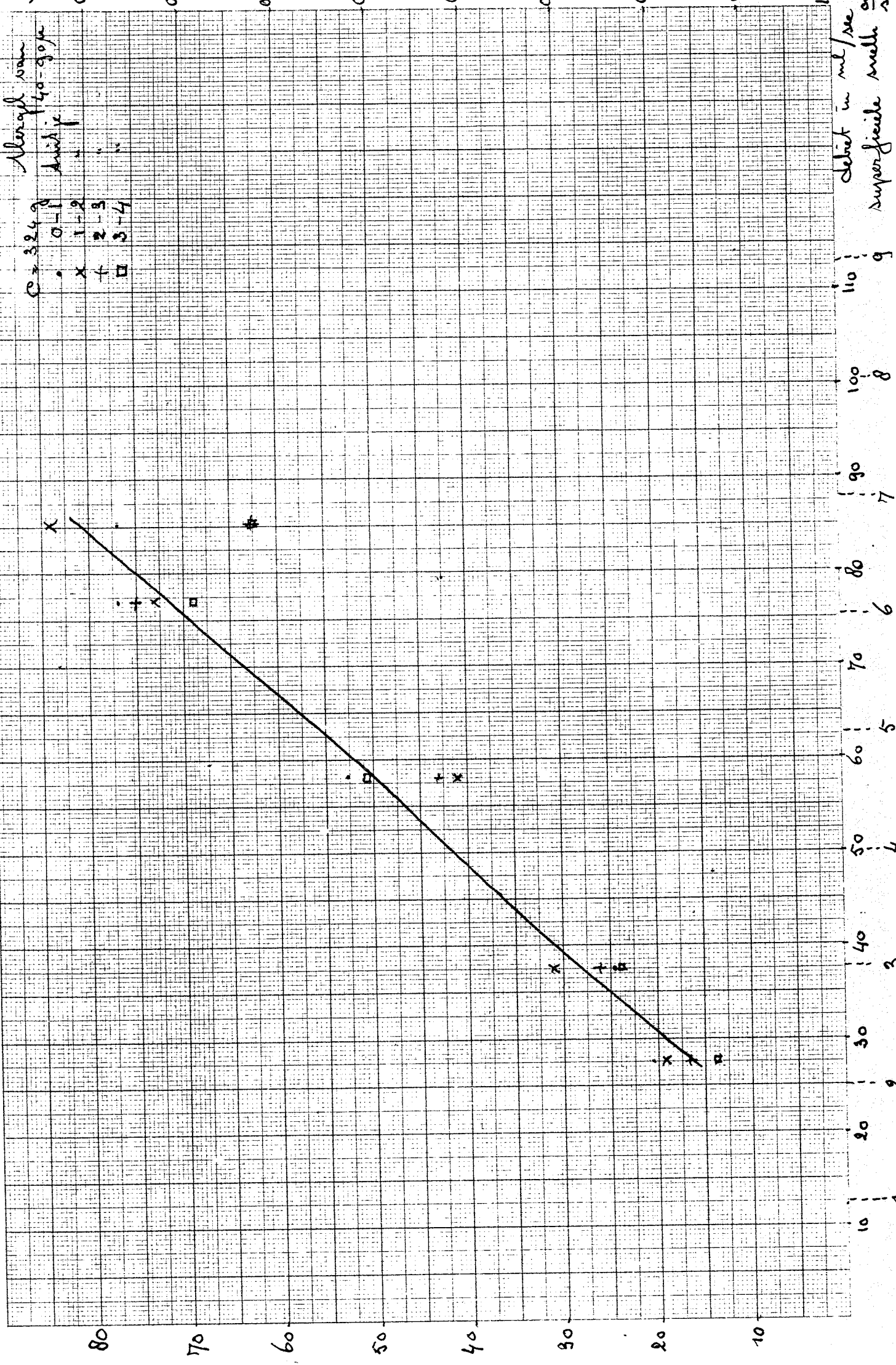


debit in ml
 per superficiaal m. a.

hold up in min W.K.

Serie II f

c = 324 g
 Alverol van
 dividy
 1-1
 x 1-2
 + 2-3
 □ 3-4



debet in ml/sec

g

8

9

10

11

12

13

14

15

16

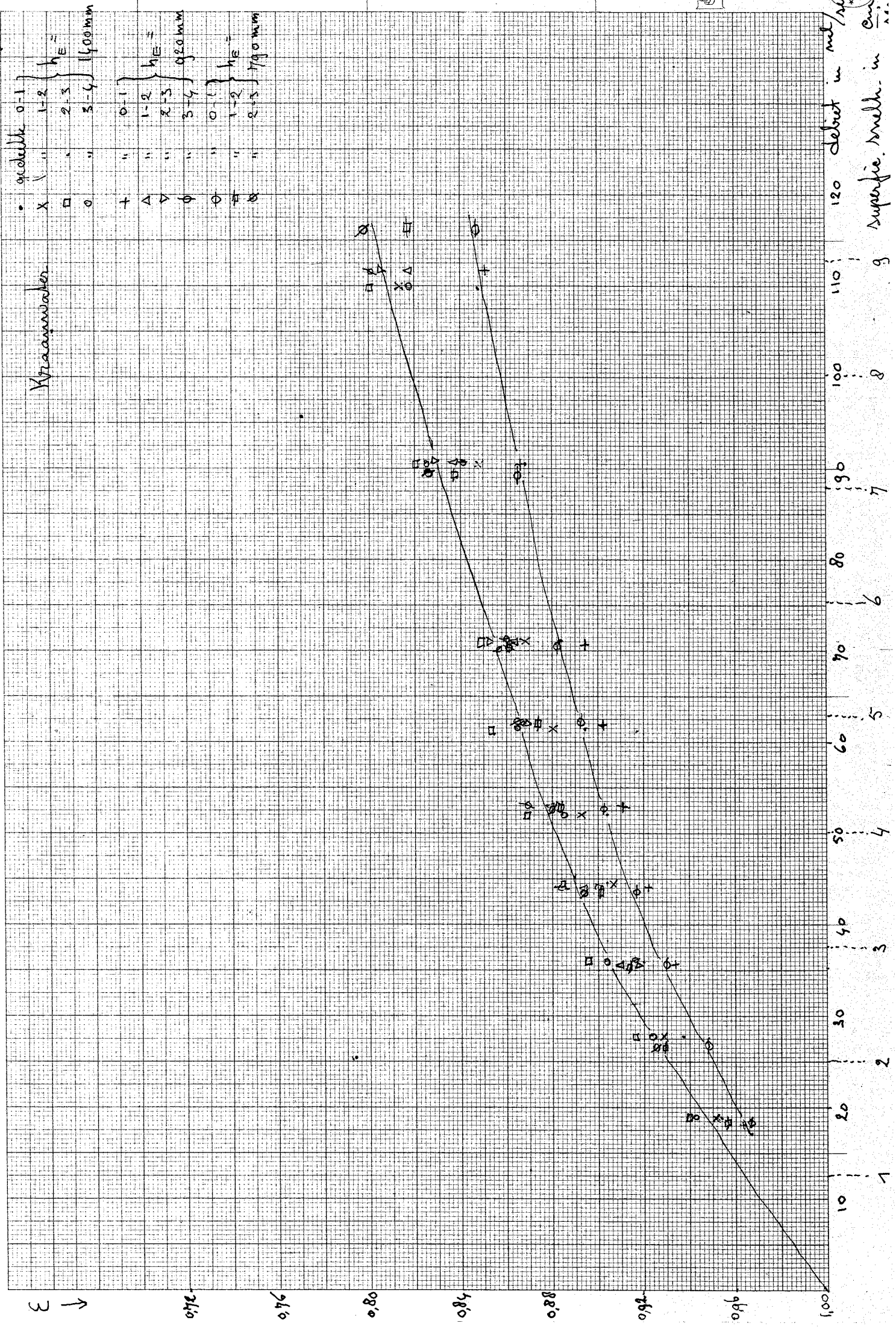
17

18

19

20

IV



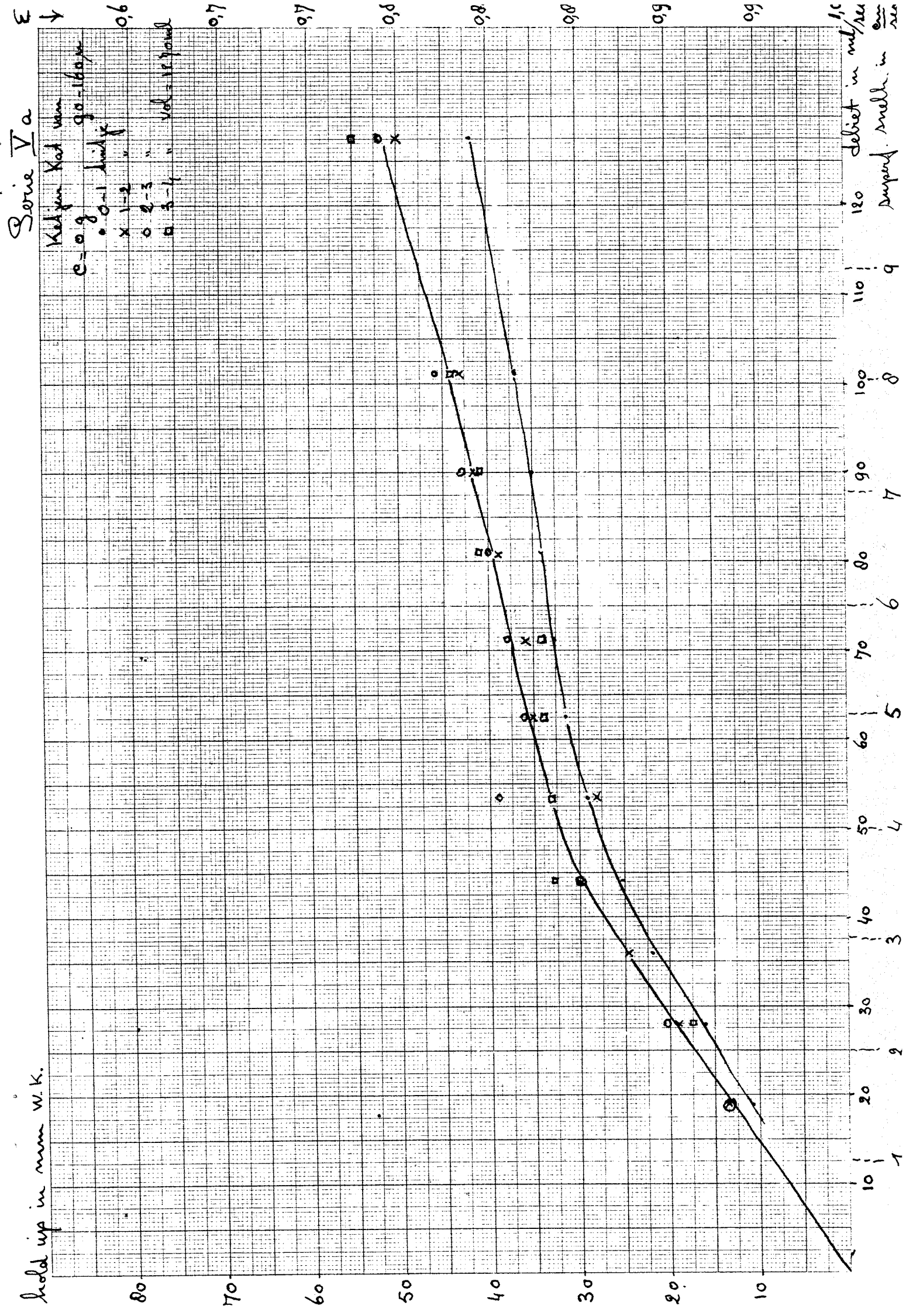
debet in met

superficie. mlt. in cm

Serie Va

hold up in mm w.k.

Kalium Kat. num
 e = 0.9
 • 0-1 hindly
 x 1-2 "
 o 2-3 "
 □ 3-4 " Vol = 18 g/mol



debit in ml/sec
 Superf. vel. in m/sec

Serie V b

Ketjen Kat van
0-160g

0-1
1-2
2-3
3-4

• 0-1
x 1-2
o 2-3
□ 3-4

hold up in mm w. l.

Depth in m/f/s
Superficie. Arelth. in

80
70
60
50
40
30
20
10

10
20
30
40
50
60
70
80
90
100
110
120

-1

2

3

4

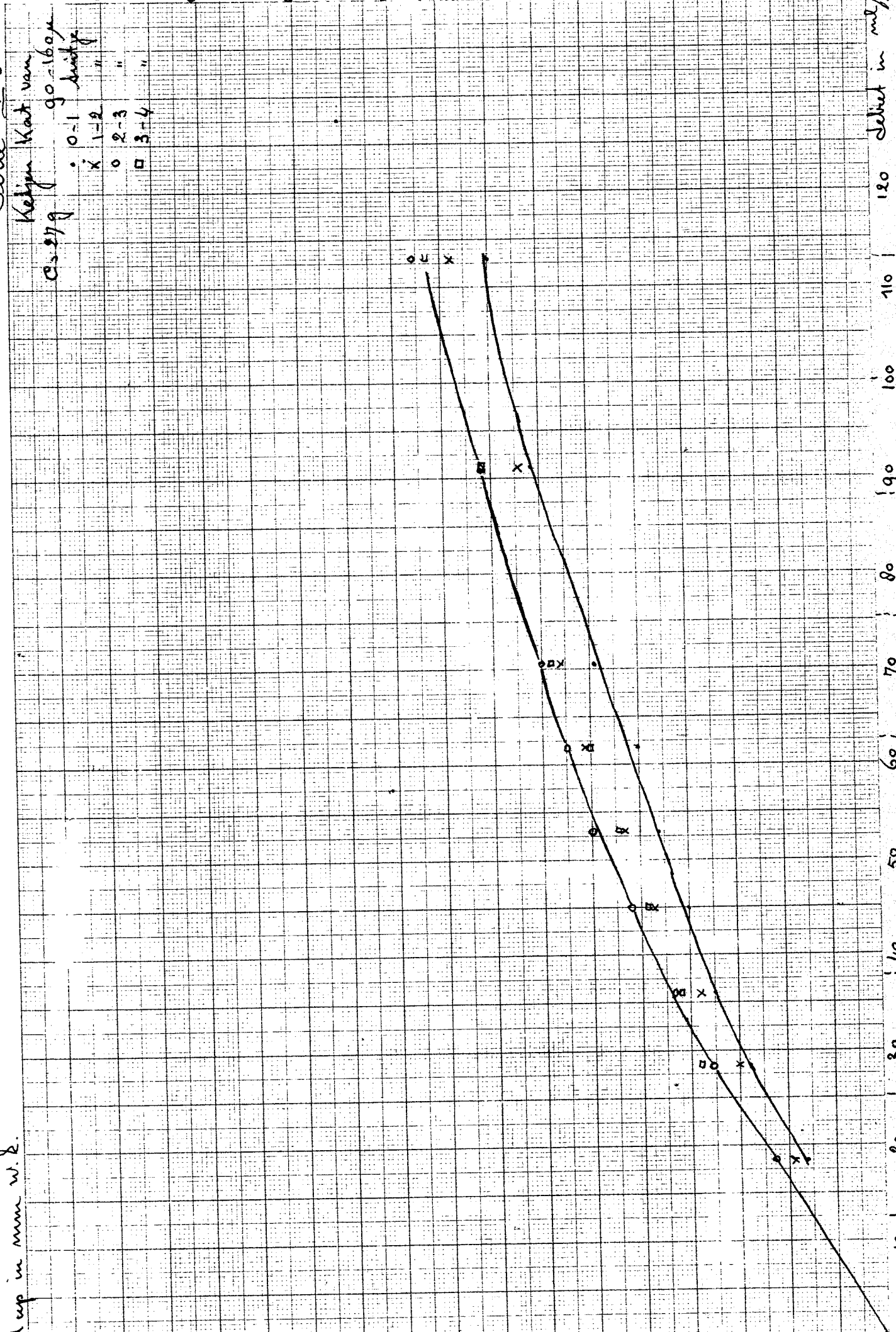
5

6

7

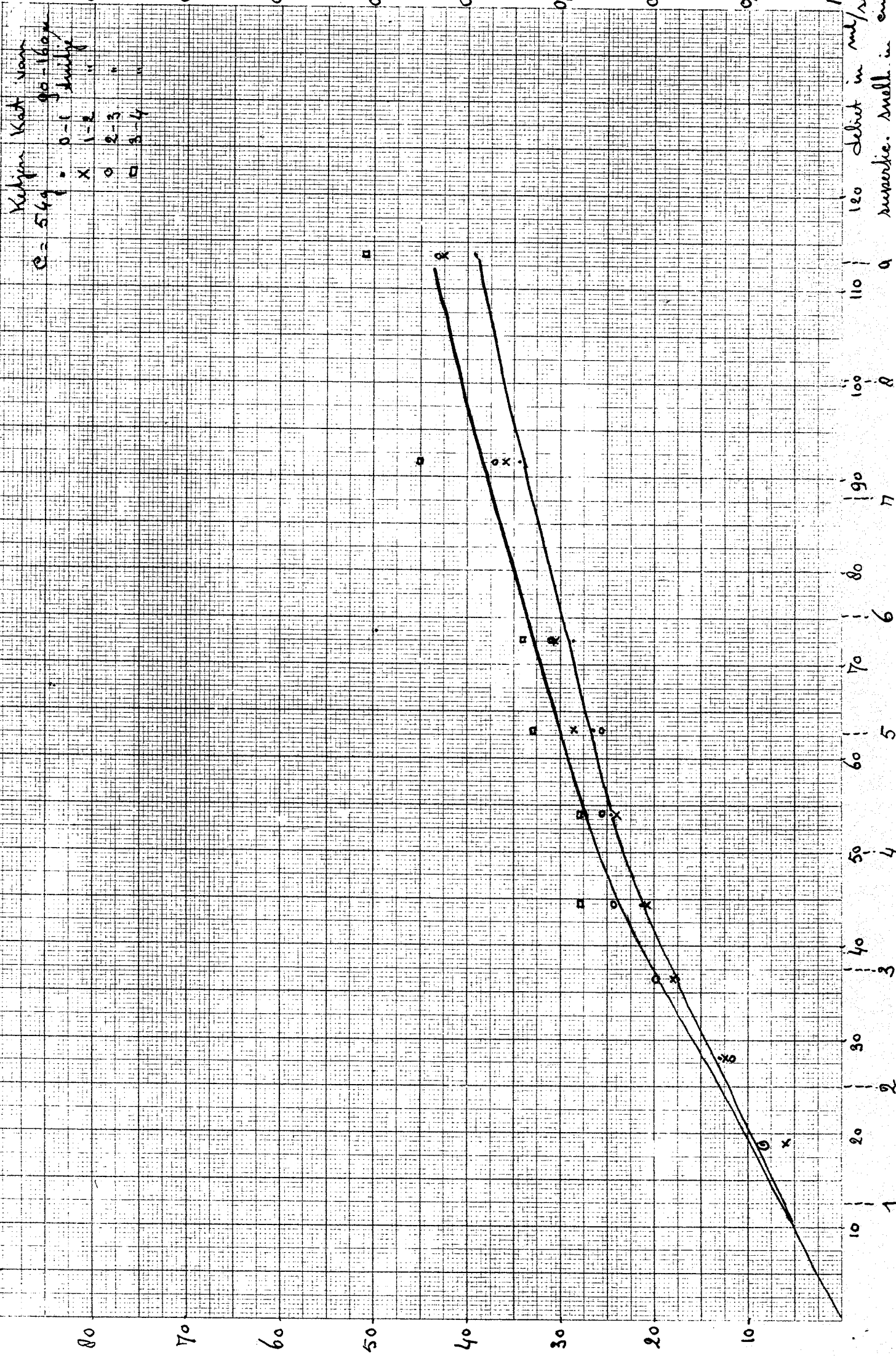
8

9



hold up in mm w.e.

Serie V C



$\rho = 569$
 Kubijn Kart von
 0-1
 1-2
 2-3
 3-4

debit in ml/s
 suspensie. small in cm

Serie V d

hold up in mm w.k.

$\epsilon \downarrow$
0.68

0.72

0.76

0.80

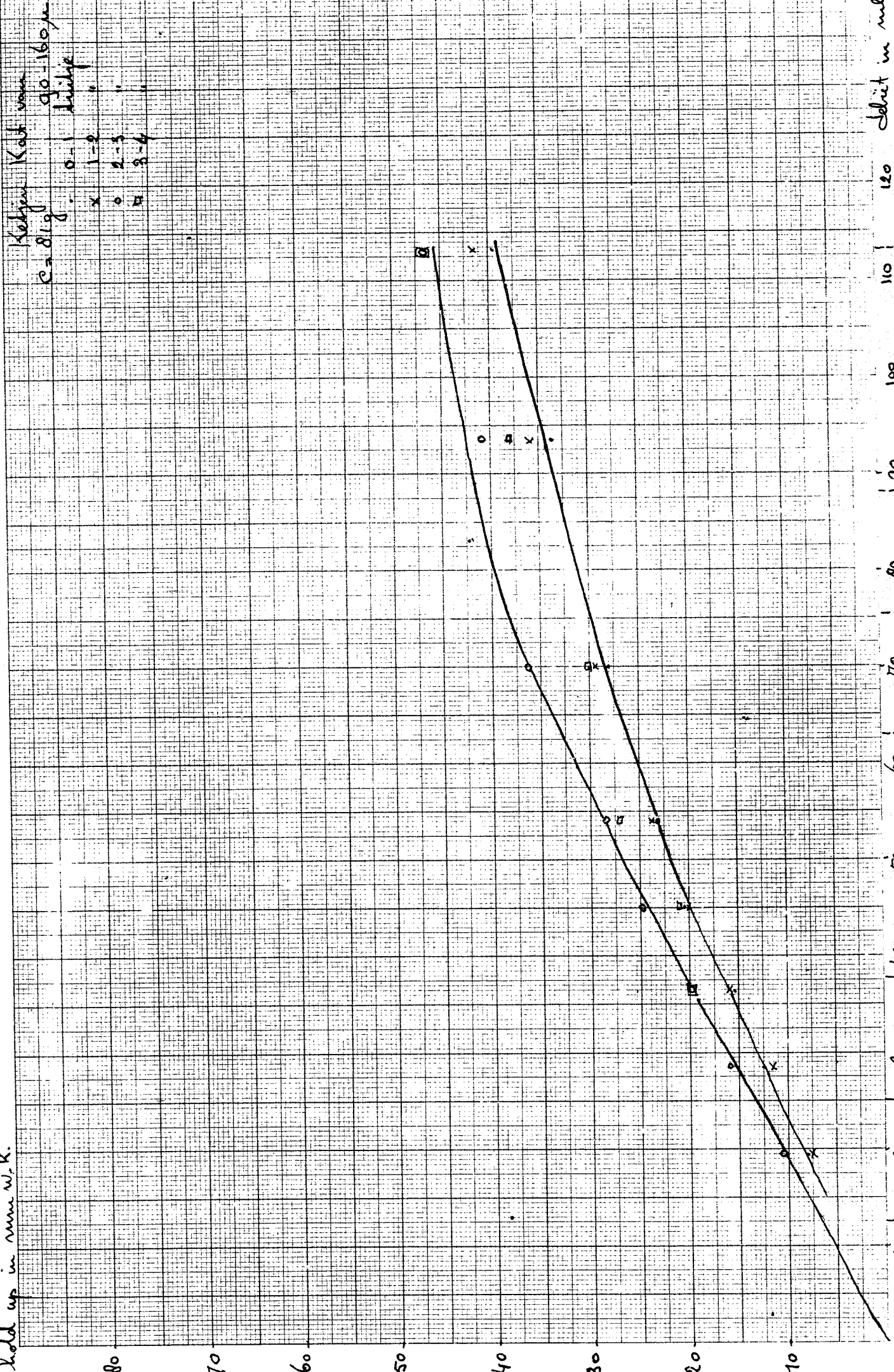
0.84

0.88

0.92

0.96

1.00



Kathode Kat von
90-160 μ
 $\epsilon = 819$
Stärke
x 0-1
o 1-2
o 2-3
x 3-4

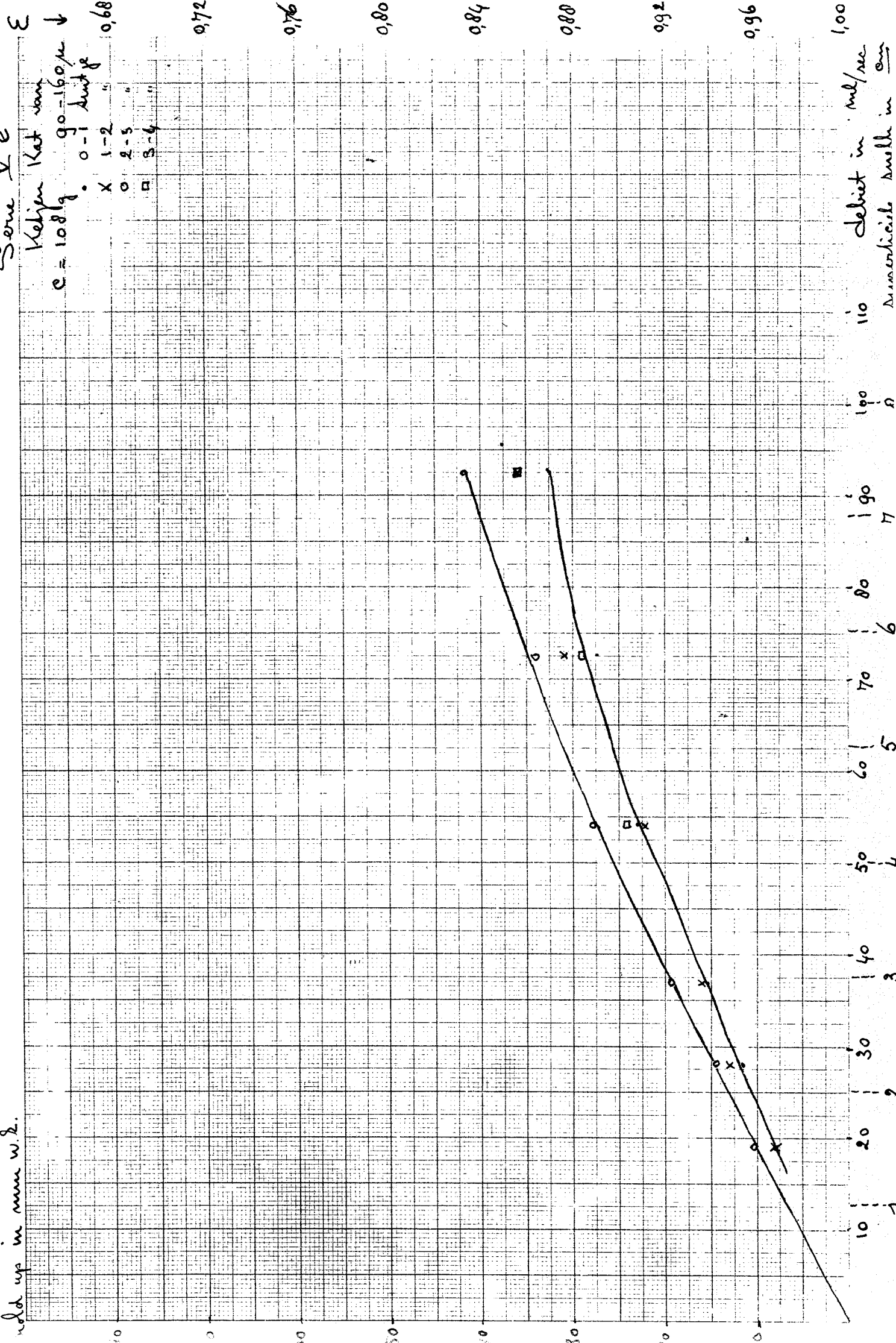
Schritt in ml/sec
superf. smelt. $\frac{cm}{sec}$

120
110
100
90
80
70
60
50
40
30
20
10
0

add up in mm w.z.

Serie V e

Kat van
 e = 108 g 90 = 160 μ
 • 0-1 suite
 X 1-2 "
 o 2-3 "
 □ 3-4 "



0,72
 0,76
 0,80
 0,84
 0,88
 0,92
 0,96
 1,00

debit in ml/sec

110
 100
 90
 80
 70
 60
 50
 40
 30
 20
 10

hold up in mm w.r.

Serie VI a

Keljen Kat van

C = 0 g

• 0-1

x 1-2

o 2-3

□ 3-4

vol = 1270 ml

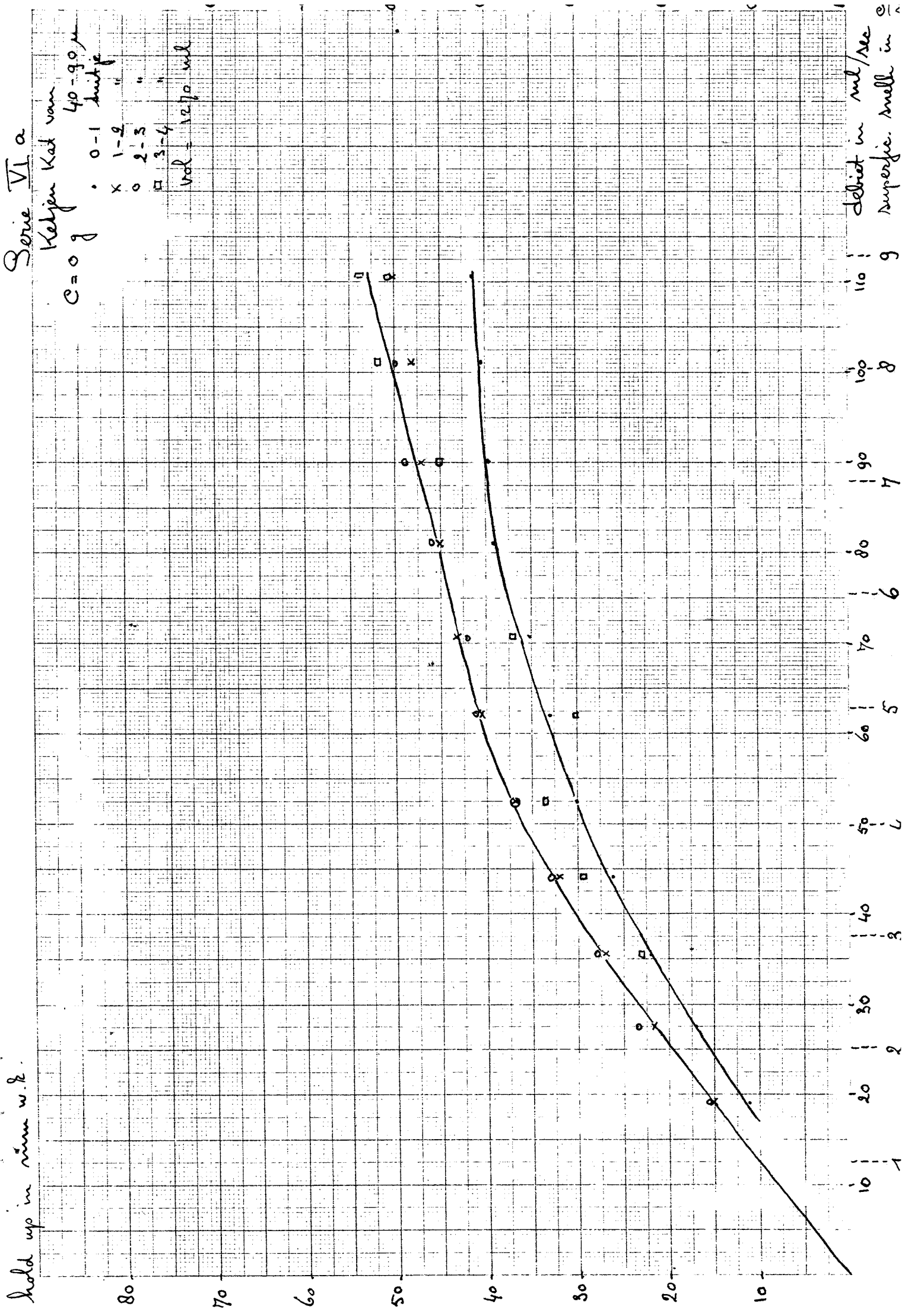
40-90 μ

stijte

"

"

"



debit in ml/sec

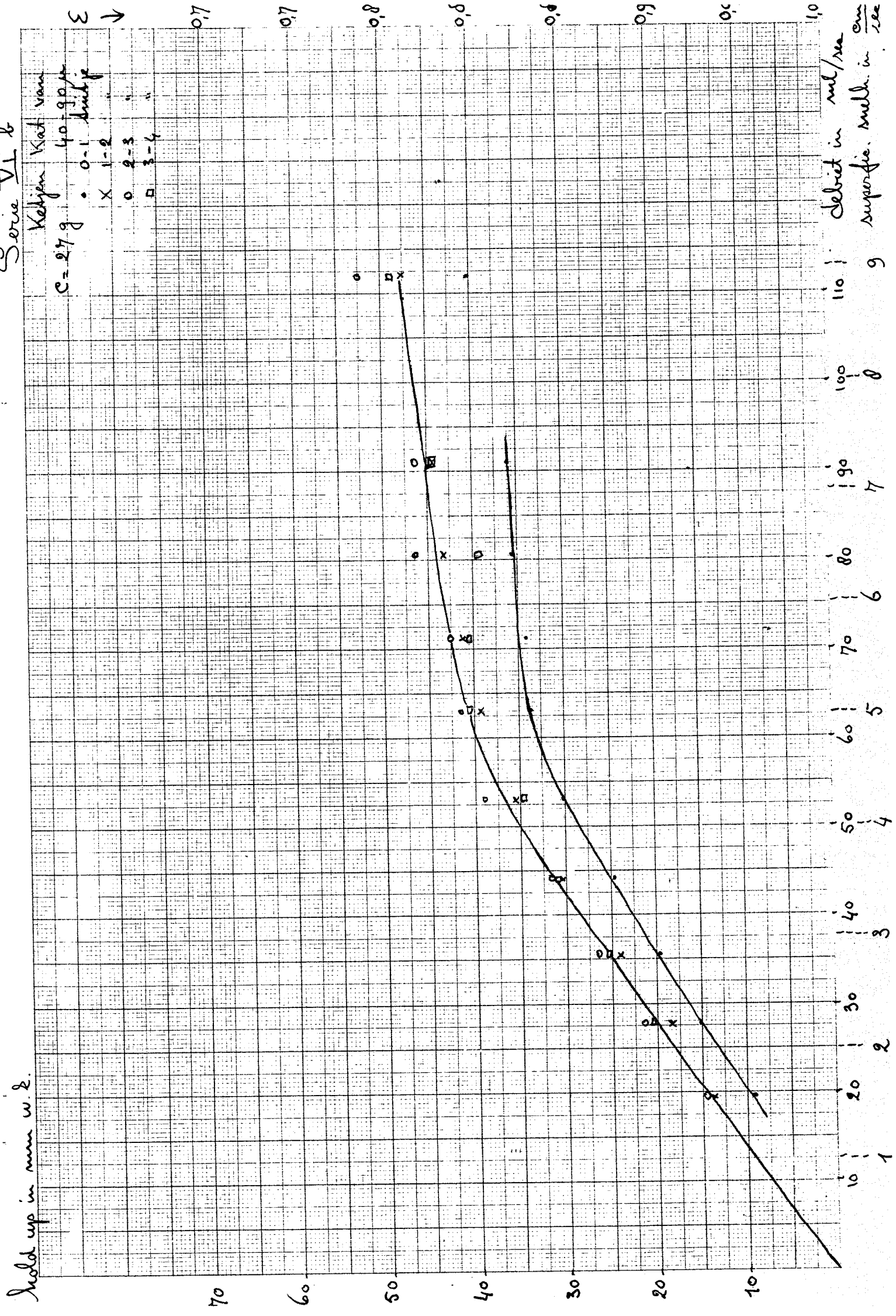
g

superficie. snell in $\frac{m}{s}$

hodd up in mm w. z.

Serie VI b

Ketjen Kat van
 C = 27 g 40-90 μm
 • 0-1 knuffe
 X 1-2
 o 2-3
 □ 3-4



debrict in ml/sec
 superficie. snell. in $\frac{cm}{sec}$

ε ↓

0.7

0.7

0.8

0.8

0.8

0.9

0.9

1.0

70

60

50

40

30

20

10

10

20

30

40

50

60

70

80

90

100

110

120

130

140

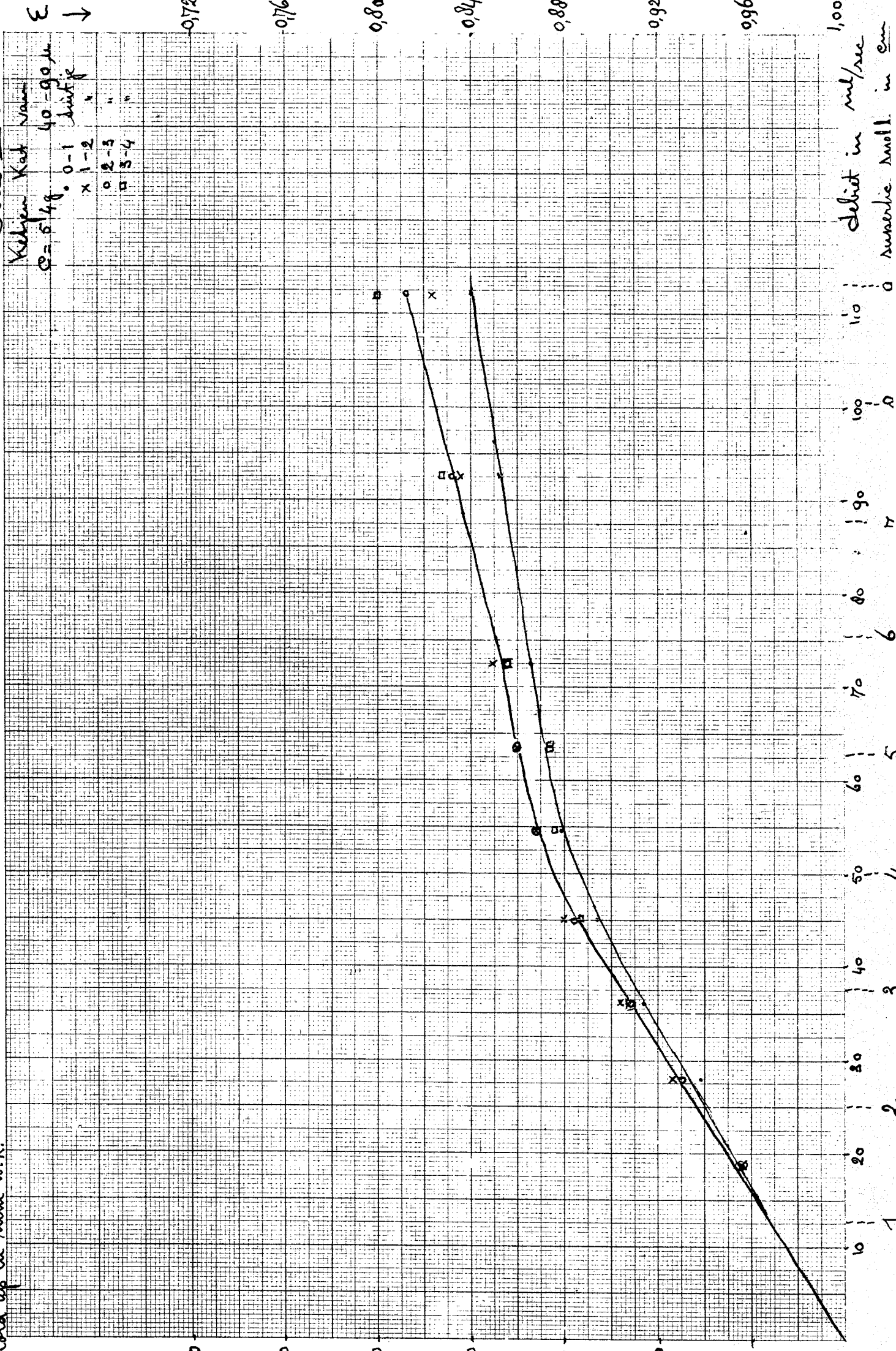
150

160

170

Serie VI C

hold up in mm w.k.



debit in ml/sec
 in mm w.k.

Serie VI d

hold up in mm w.e.

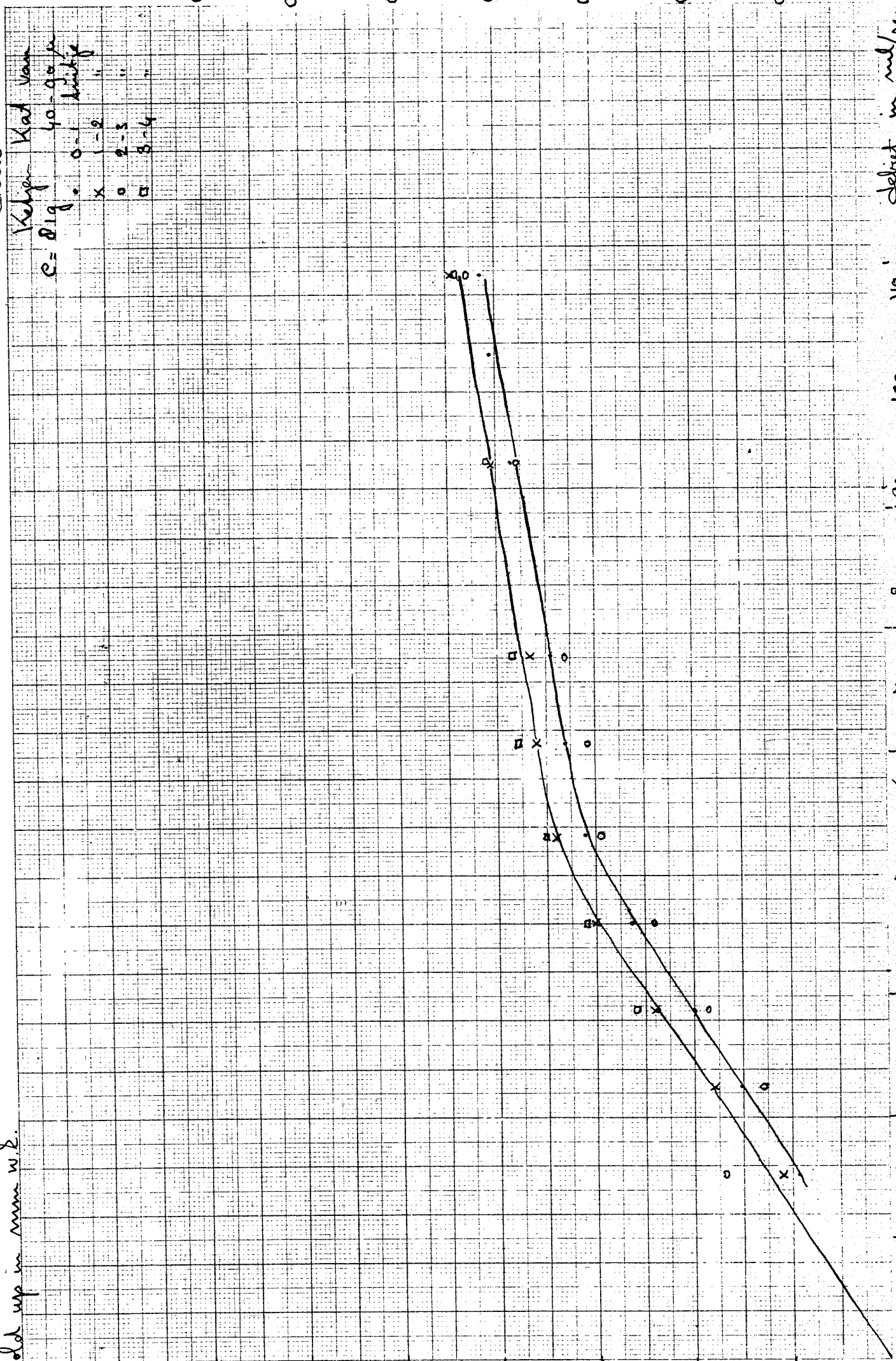
Kelejen Kad van
 40-90 g
 C = 0.19
 0 - 1 - 2
 x 1-2
 o 2-3
 □ 3-4

ε →

0.72 0.76 0.80 0.84 0.88 0.92 0.96 1.00

debit in ml/sec
 110 100 90 80 70 60 50 40 30 20 10

110 100 90 80 70 60 50 40 30 20 10



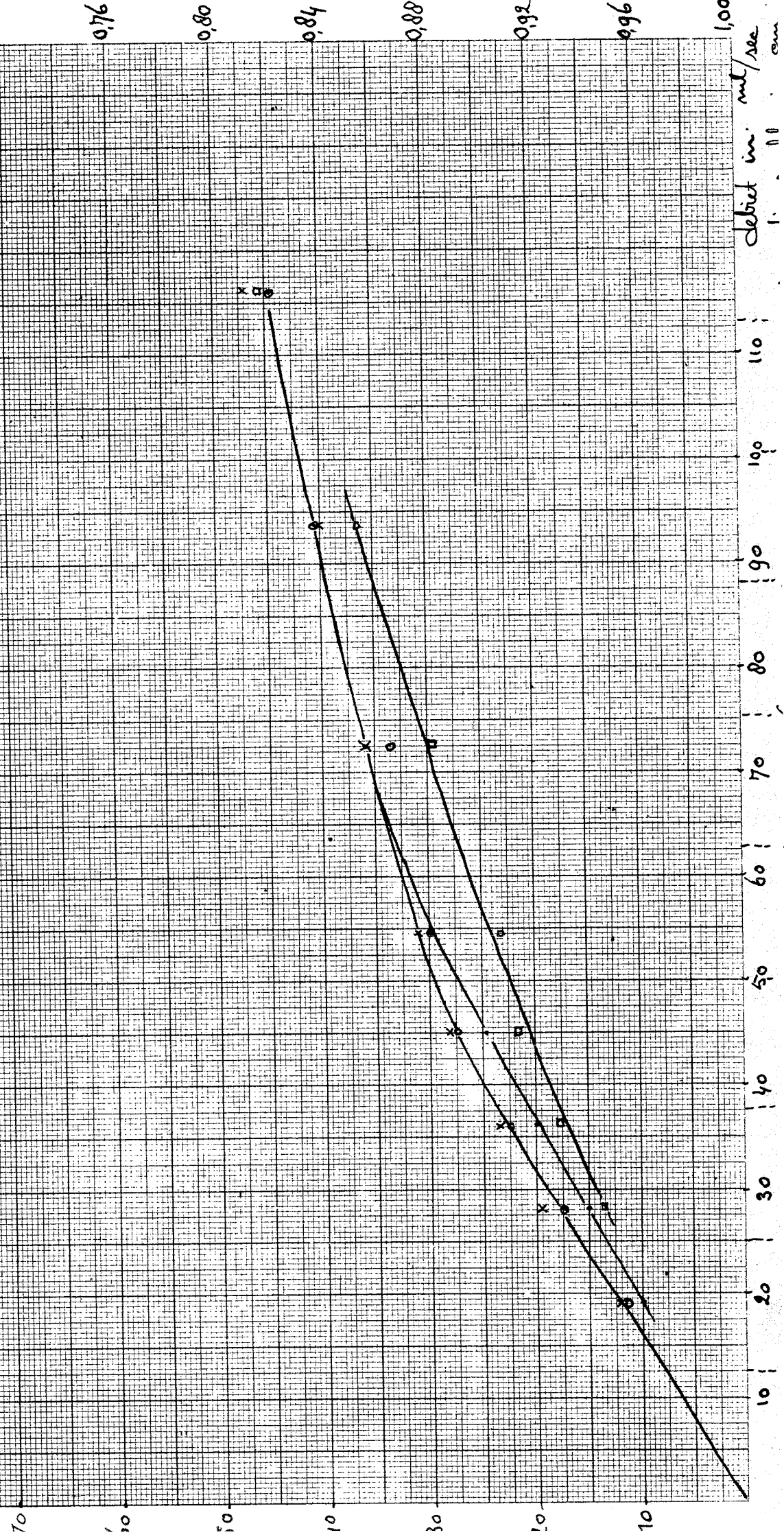
110 100 90 80 70 60 50 40 30 20 10

hold up in mm w.k.

Serie VI e

Weggen Kost van
 C = 110 g 40-90 g
 0-1 luitje
 x 1-2
 o 2-3
 a 3-4

3 →

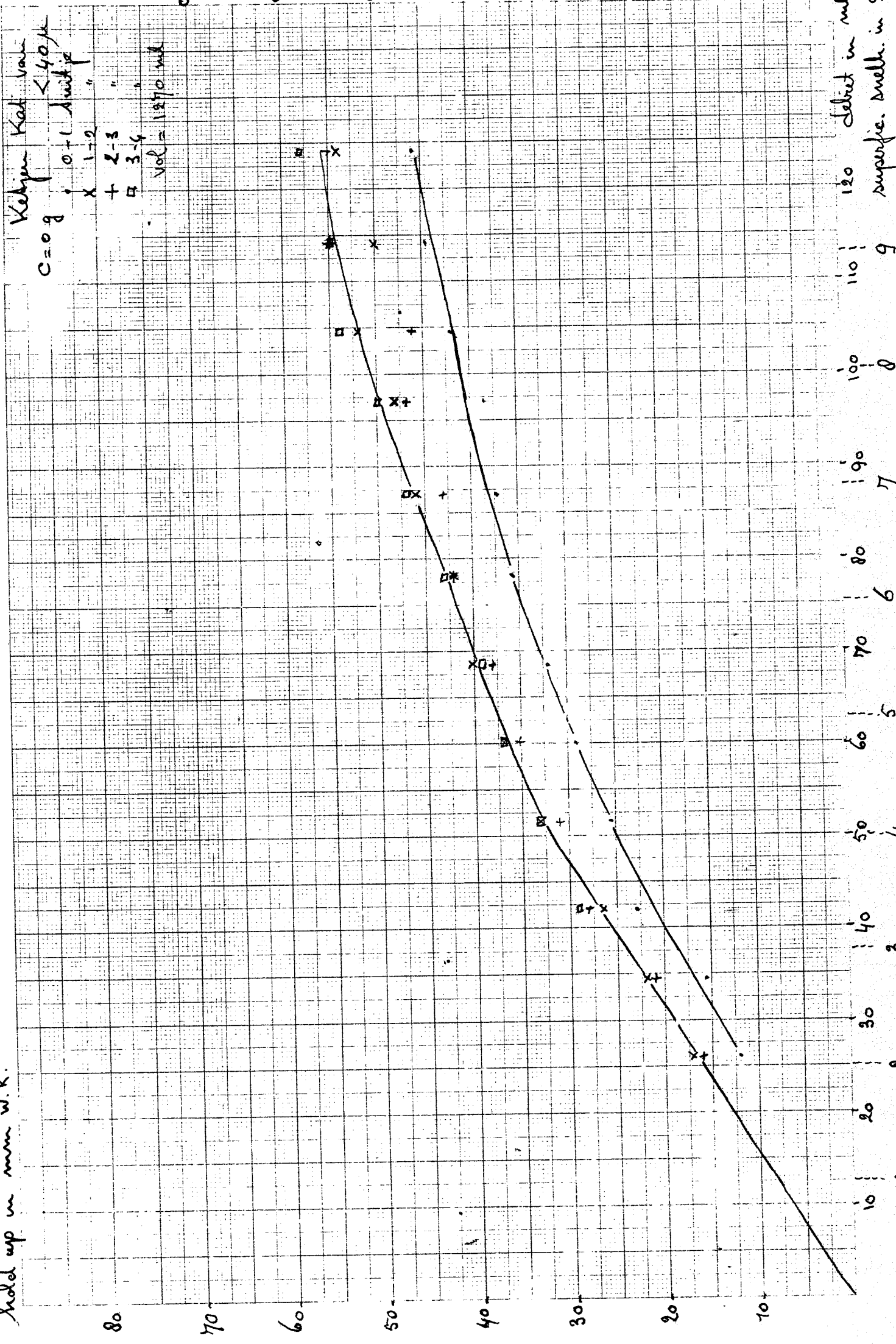


debit in: ml/sec
 1. 00
 com

Serie VII a

Kettjen Kett von
 $C = 0.9$
 0-1 Schritt
 + 2-3
 □ 3-4
 vol = 1270 ml

hald up in mm w.k.



Delbet in ml
 superf. smelt. in %

lood up in mm w.z.

Serie VII &
Kedjen Kat. van
c = 27g < 40µ
0-1 Suite
x 1-2 "
+ 2-3 "
□ 3-4 "

ε ↓

0,72

0,76

0,80

0,84

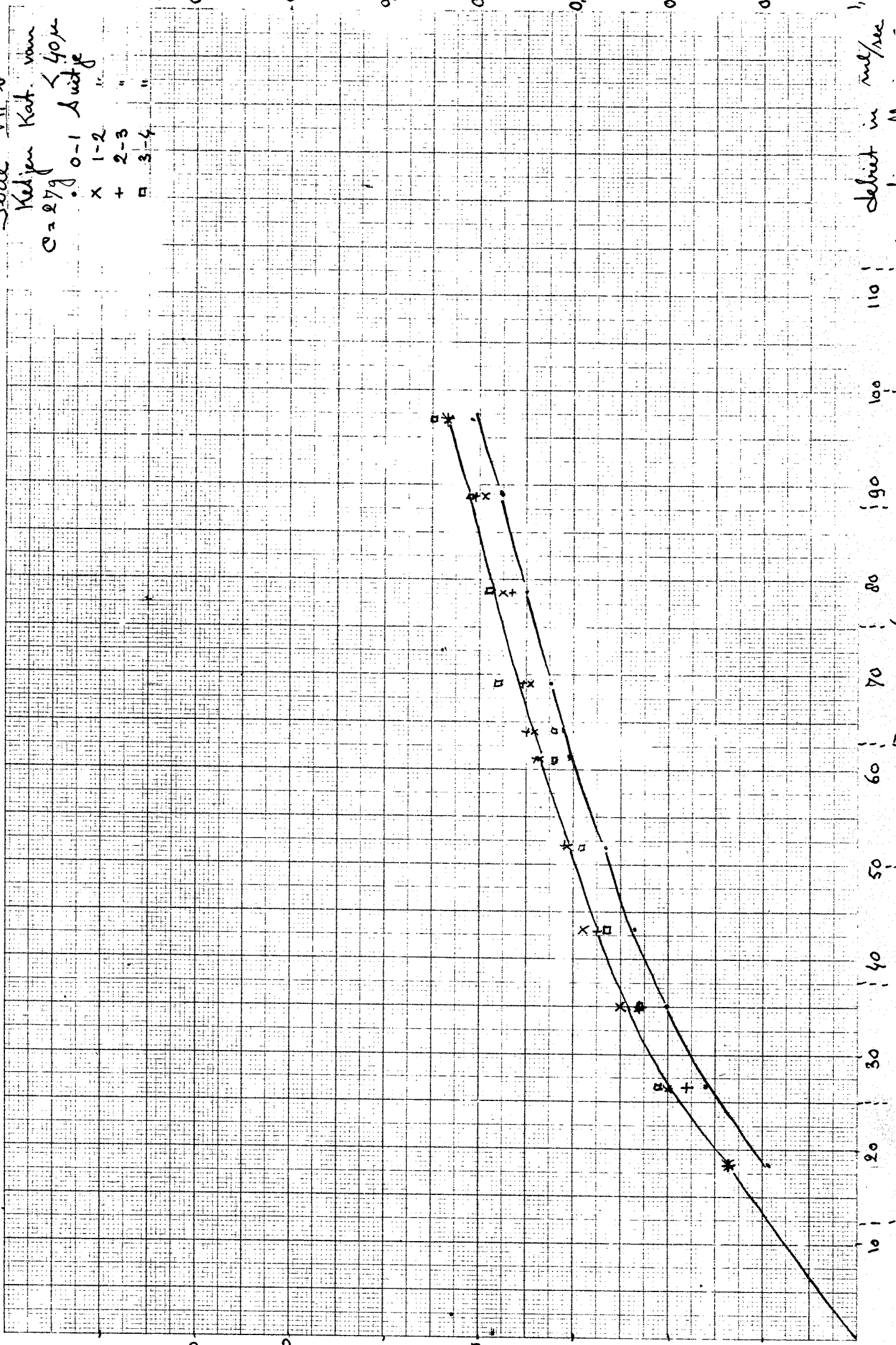
0,88

0,92

0,96

1,00

debit in m³/sec



hold up in mm w.k.

Series VII C

Keljen Kat. van
C = 54 g \times 40 μ
0-1 luitje
+ 1-2 "
□ 2-5 "
□ 3-4 "

80

70

60

50

40

30

20

10

10

20

30

40

50

60

70

80

100

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

43

44

45

46

47

48

49

50

51

52

53

54

55

56

57

58

59

60

61

62

63

64

65

66

67

68

69

70

71

72

73

74

75

76

77

78

79

80

81

82

83

84

85

86

87

88

89

90

91

92

93

94

95

96

97

98

99

100

101

102

103

104

105

106

107

108

109

110

111

112

113

114

115

116

117

118

119

120

121

122

123

124

125

126

127

128

129

130

131

132

133

134

135

136

137

138

139

140

141

142

143

144

145

146

147

148

149

150

151

152

153

154

155

156

157

158

159

160

161

162

163

164

165

166

167

168

169

170

171

172

173

174

175

176

177

178

179

180

181

182

183

184

185

186

187

188

189

190

191

192

193

194

195

196

197

198

199

200

201

202

203

204

205

206

207

208

209

210

211

212

213

214

215

216

217

218

219

220

221

222

223

224

225

226

227

228

229

230

231

232

233

234

235

236

237

238

239

240

241

242

243

244

245

246

247

248

249

250

251

252

253

254

255

256

257

258

259

260

261

262

263

264

265

266

267

268

269

270

271

272

273

274

275

276

277

278

279

280

281

282

283

284

285

286

287

288

289

290

291

292

293

294

295

296

297

298

299

300

301

302

303

304

305

306

307

308

309

310

311

312

313

314

315

316

317

318

319

320

321

322

323

324

325

326

327

328

329

330

331

332

333

334

335

336

337

338

339

340

341

342

343

344

345

346

347

348

349

350

351

352

353

354

Serie VII d

Keljen Kat. van
 $\epsilon = 819$ $\epsilon = 40 \mu$
 0-1 kuitje
 X 1-2 "
 + 2-3 "
 □ 3-4 "

hold up in mm w.k.

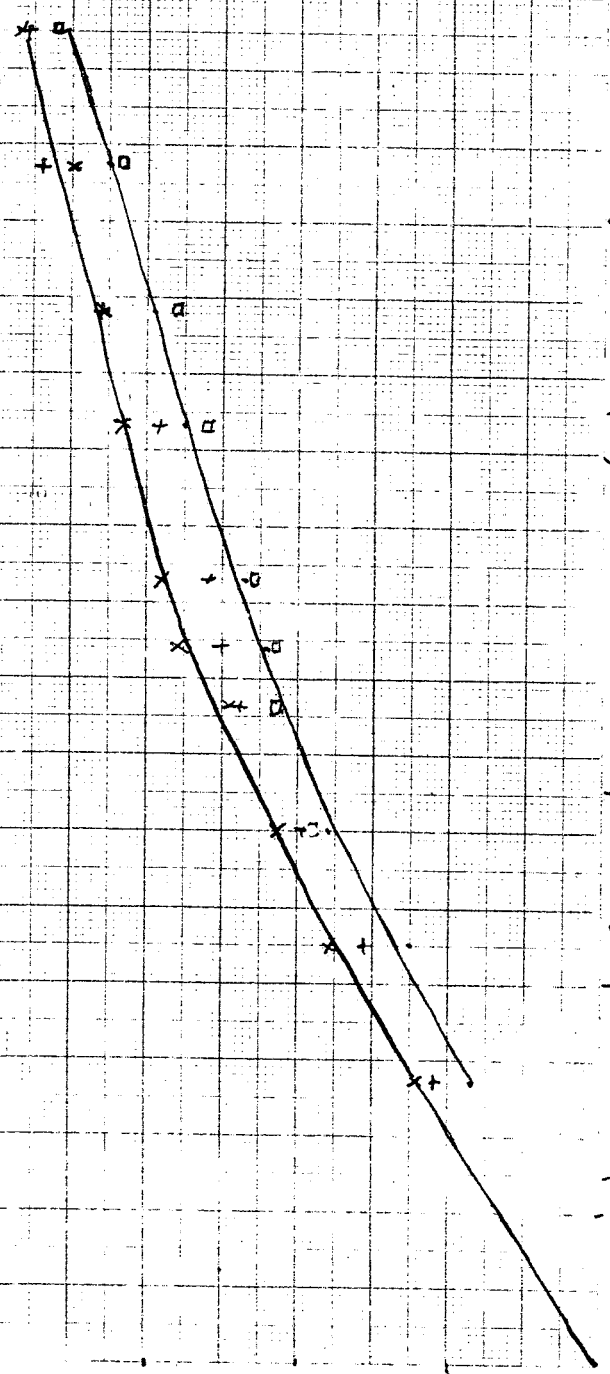
80
70
60
50
40
30
20
10

10
20
30
40
50
60
70
80
90
100

1
2
3
4
5
6
7
8

debit in ml/sec

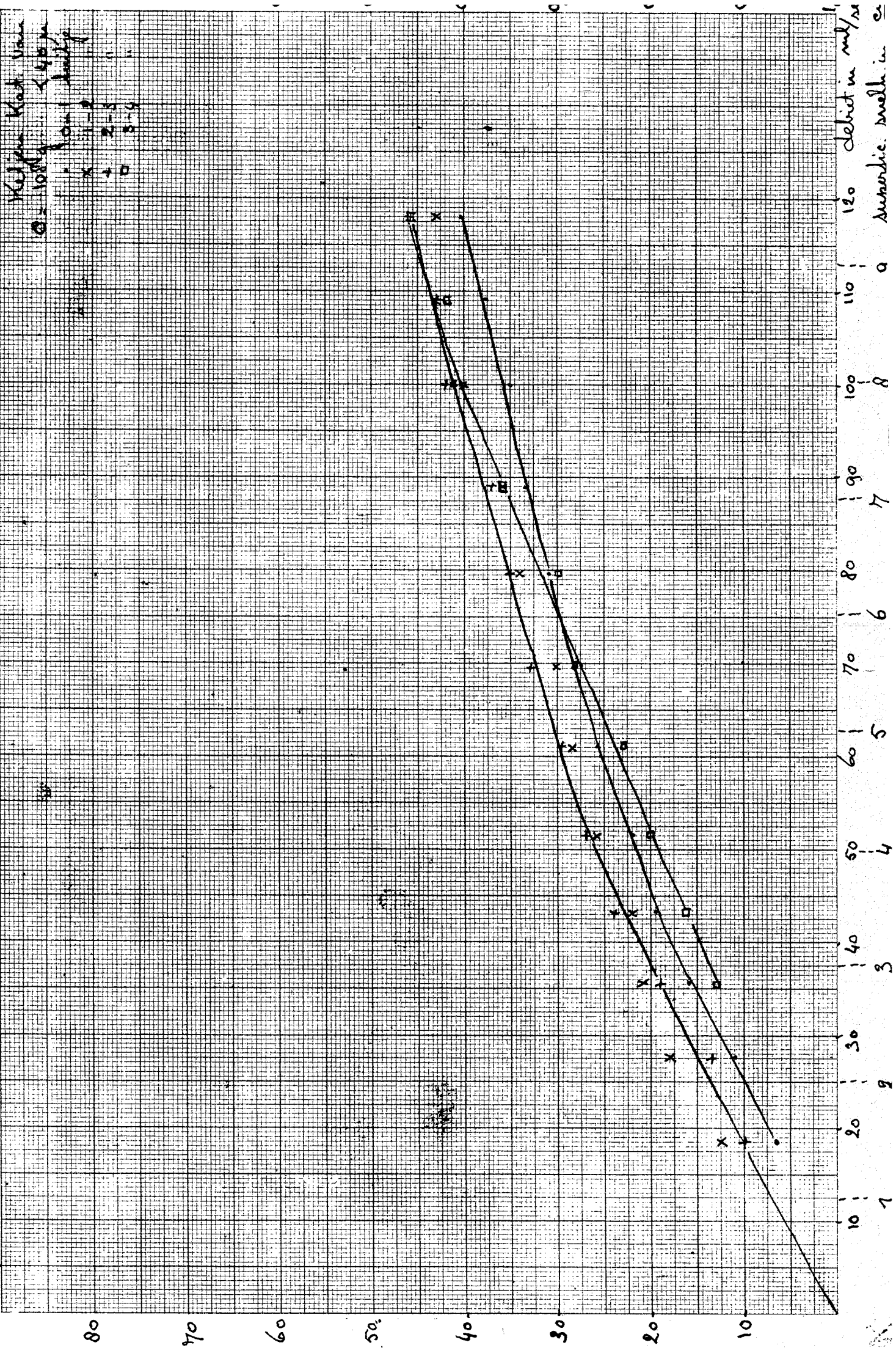
superficiële snelh in cm/s.



hold up in mm. w.k.

Serie VII e

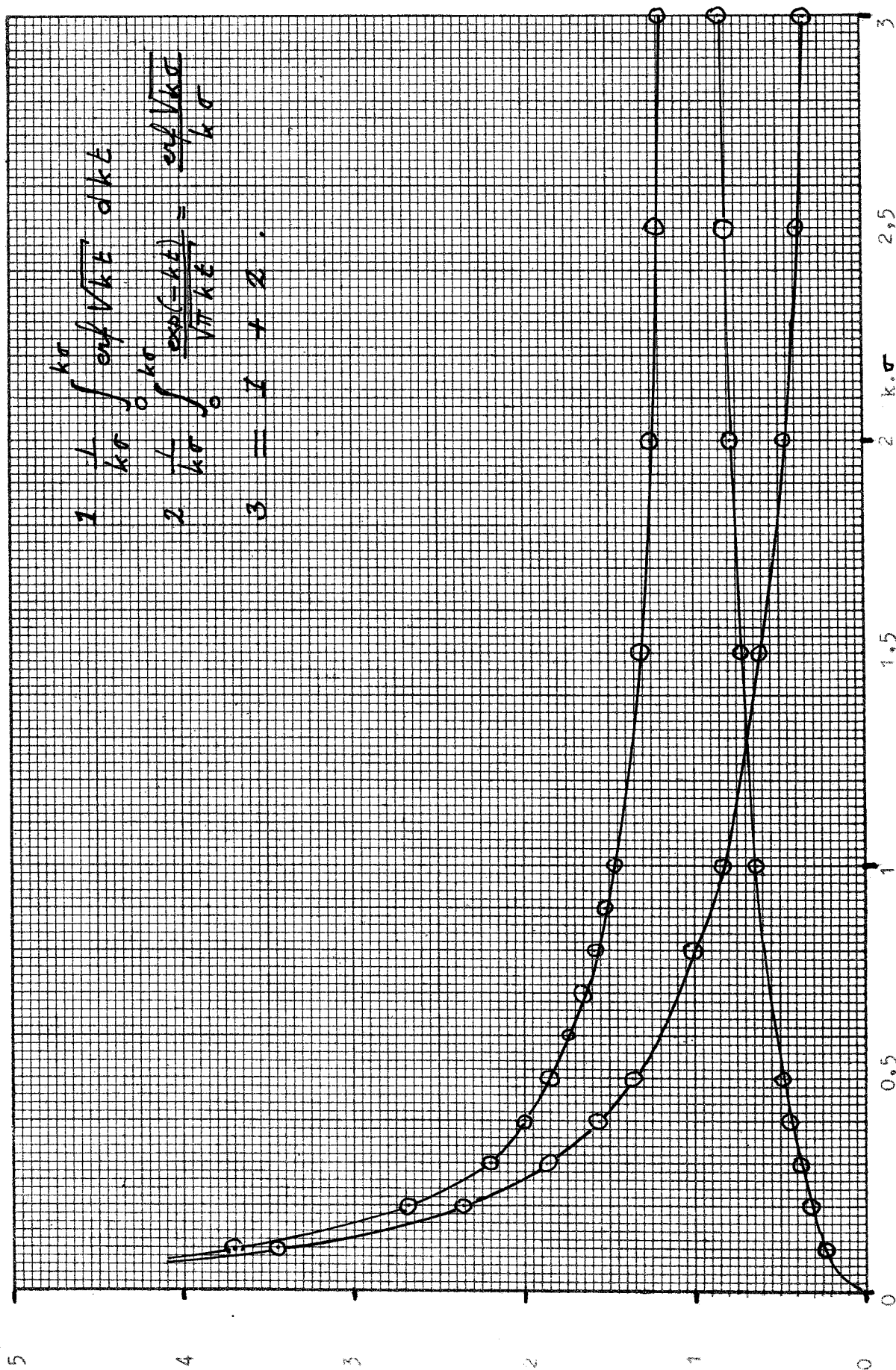
Weggen Markt. Vann
Q = 108 l/s
Noni
X 11-2
+ 2-3
o 8-9



debit in m³/s
distance in m

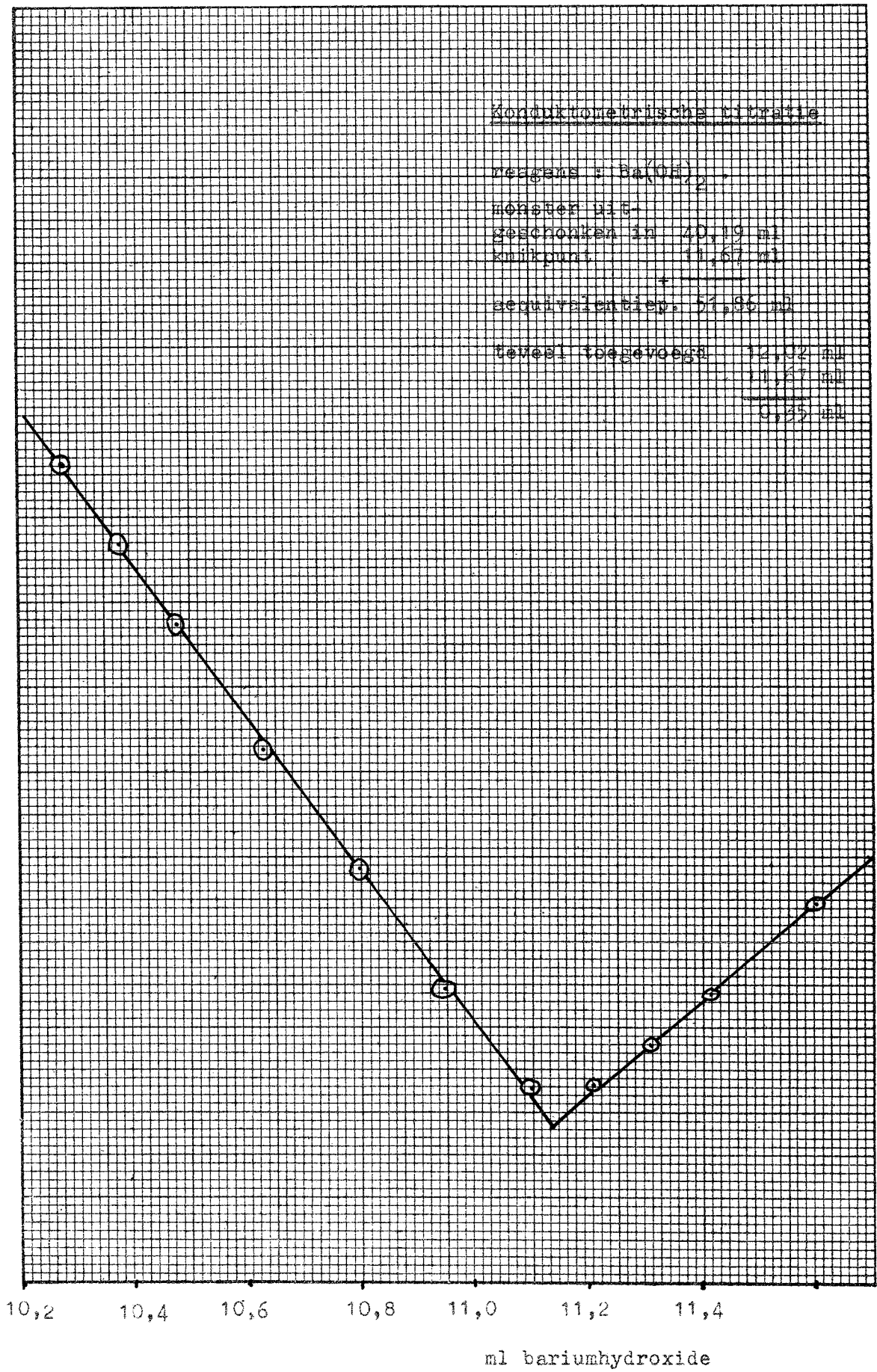
Absorptie onder instationaire kondities.

$$F(k\sigma) = \frac{N_{exp.kol.}}{N_{n.w.kol.}}$$

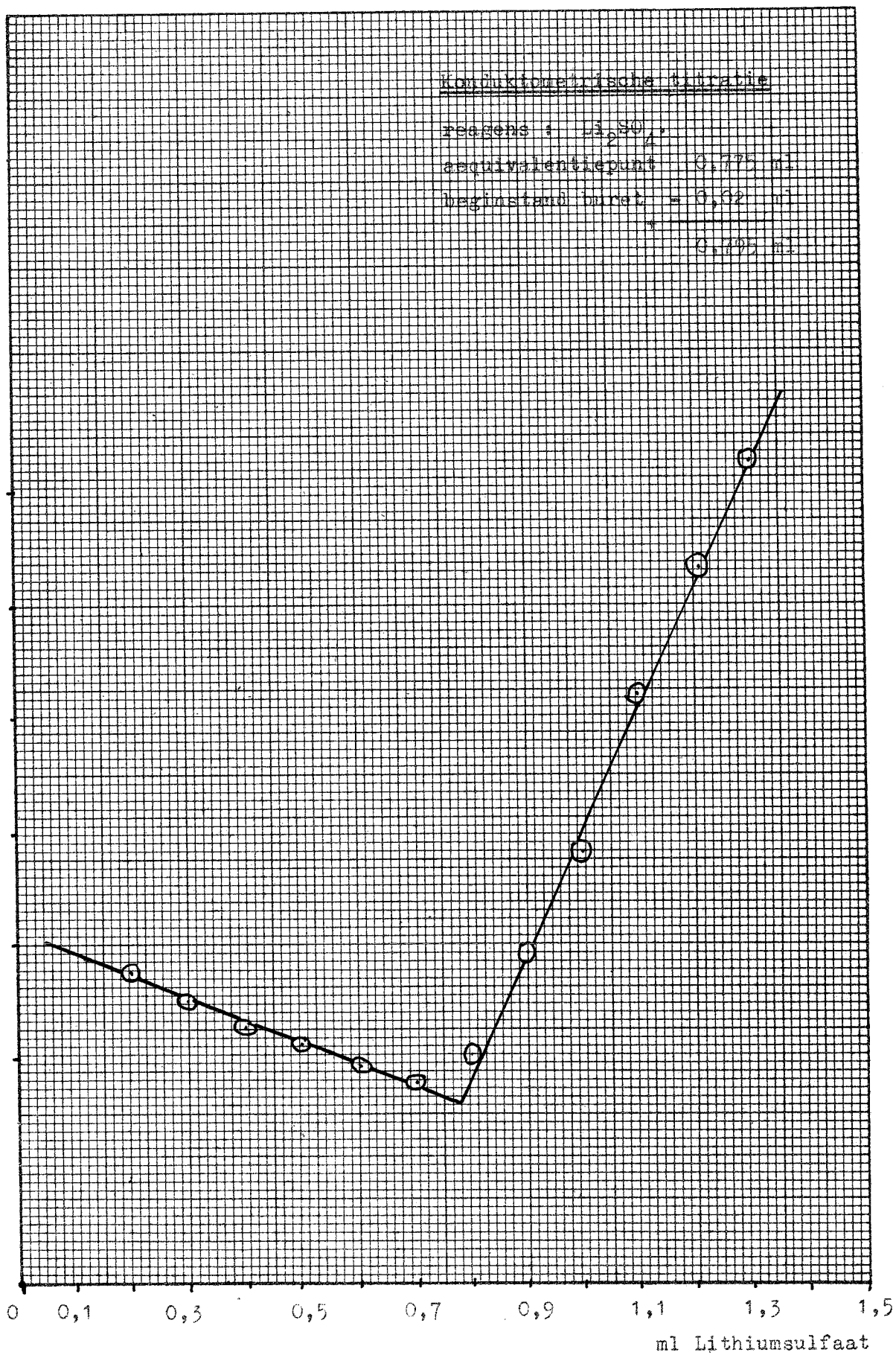


Zie appendix I

Grafiek 1



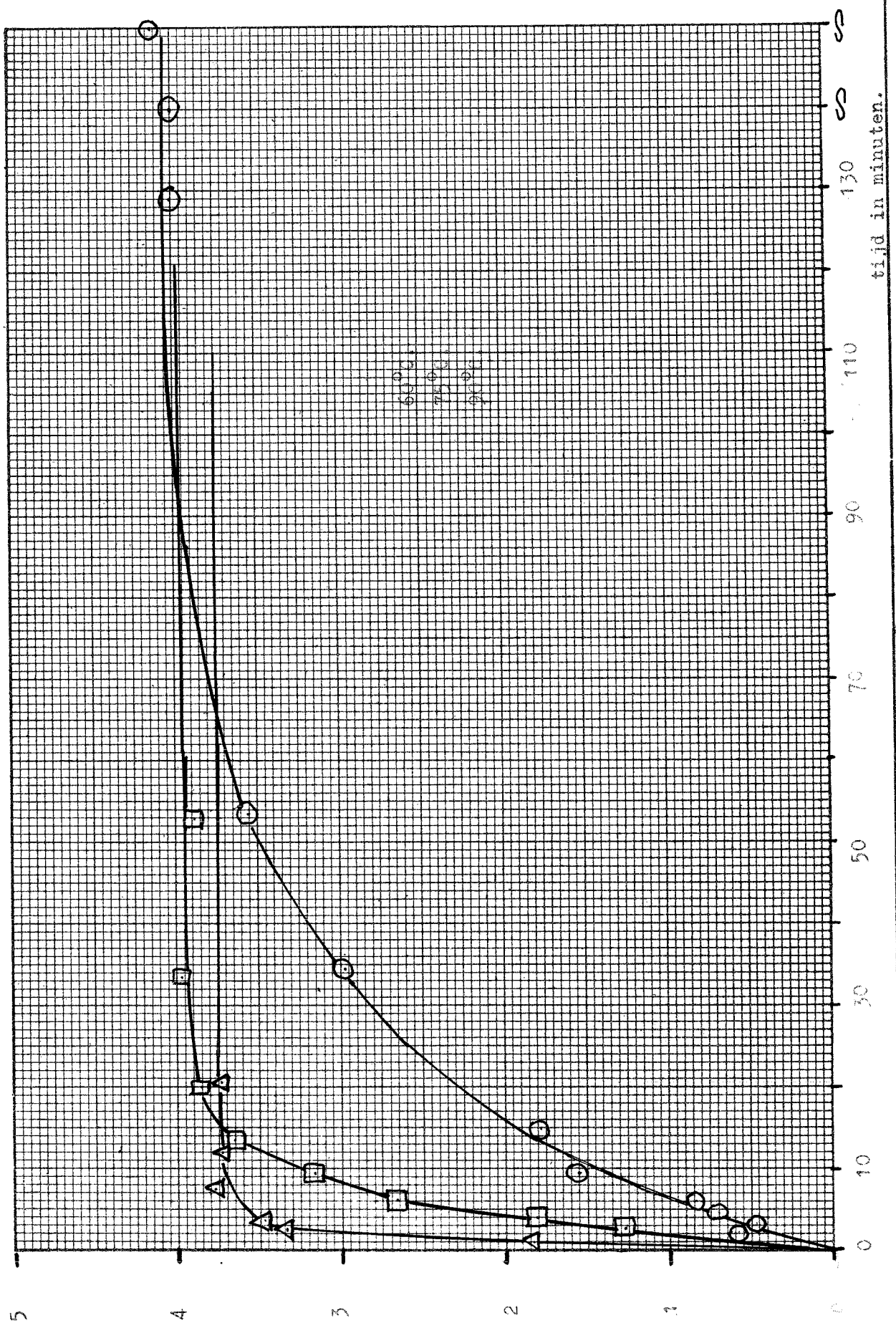
Geleidbaarheid.



Analyse van zwavelzuur-ethyleen systemen.

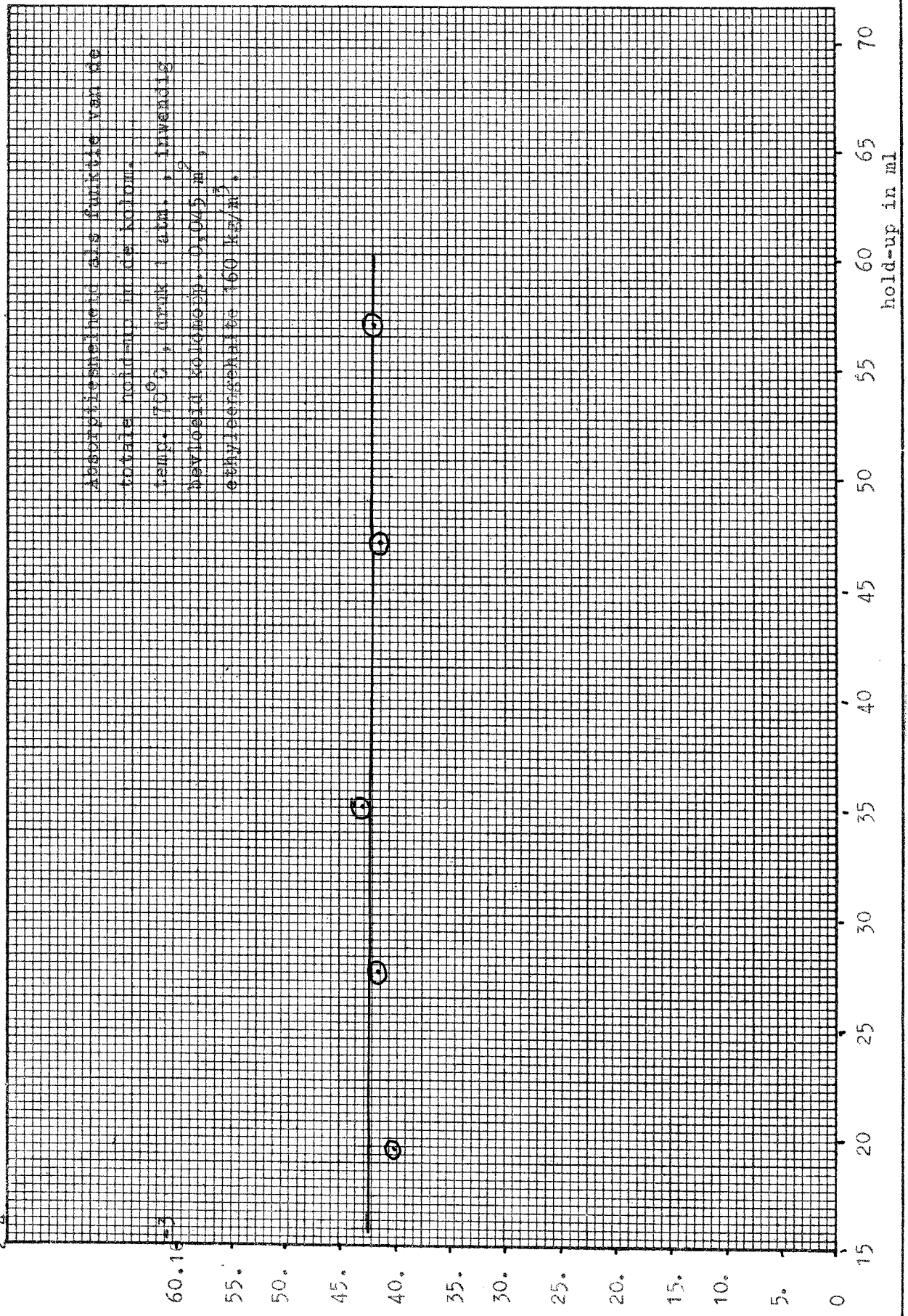
Grafiek 2

Reaktiekinetiek $(C_2H_5)_2SO_4 + H_2SO_4 = 2 C_2H_5SO_4H$
 monoethylsulfaat. (mool/m³)



Absorptiesnelheid
 kg C₂H₄ per h.m².

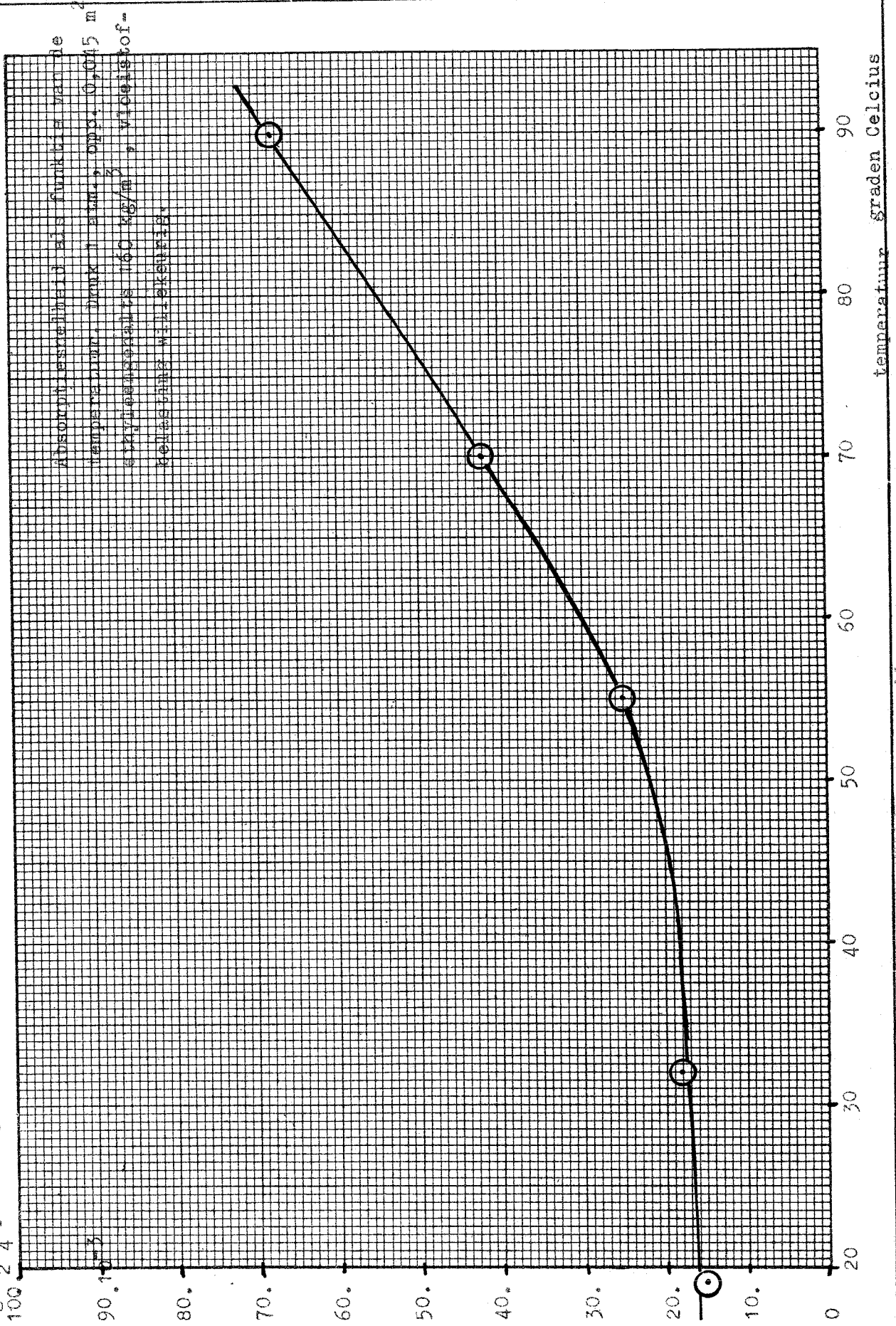
Absorptiesnelheid
 in de natte wand kolom



Absorptiesnelheid als functie van de
 totale hold-up in de kolom.
 temp. 17.0°, druk 1 atm., inwendig
 materiaal kolonnes: DiO45 m²,
 equivalentgewicht 160 kg/m³.

Absorptiesnelheid
kg C₂H₄ per uur per m².

Absorptie in de natte wand kolom.



Absorptiesnelheid

Absorptie in de gepakte kolom.

kg C₂H₄ per uur per m²

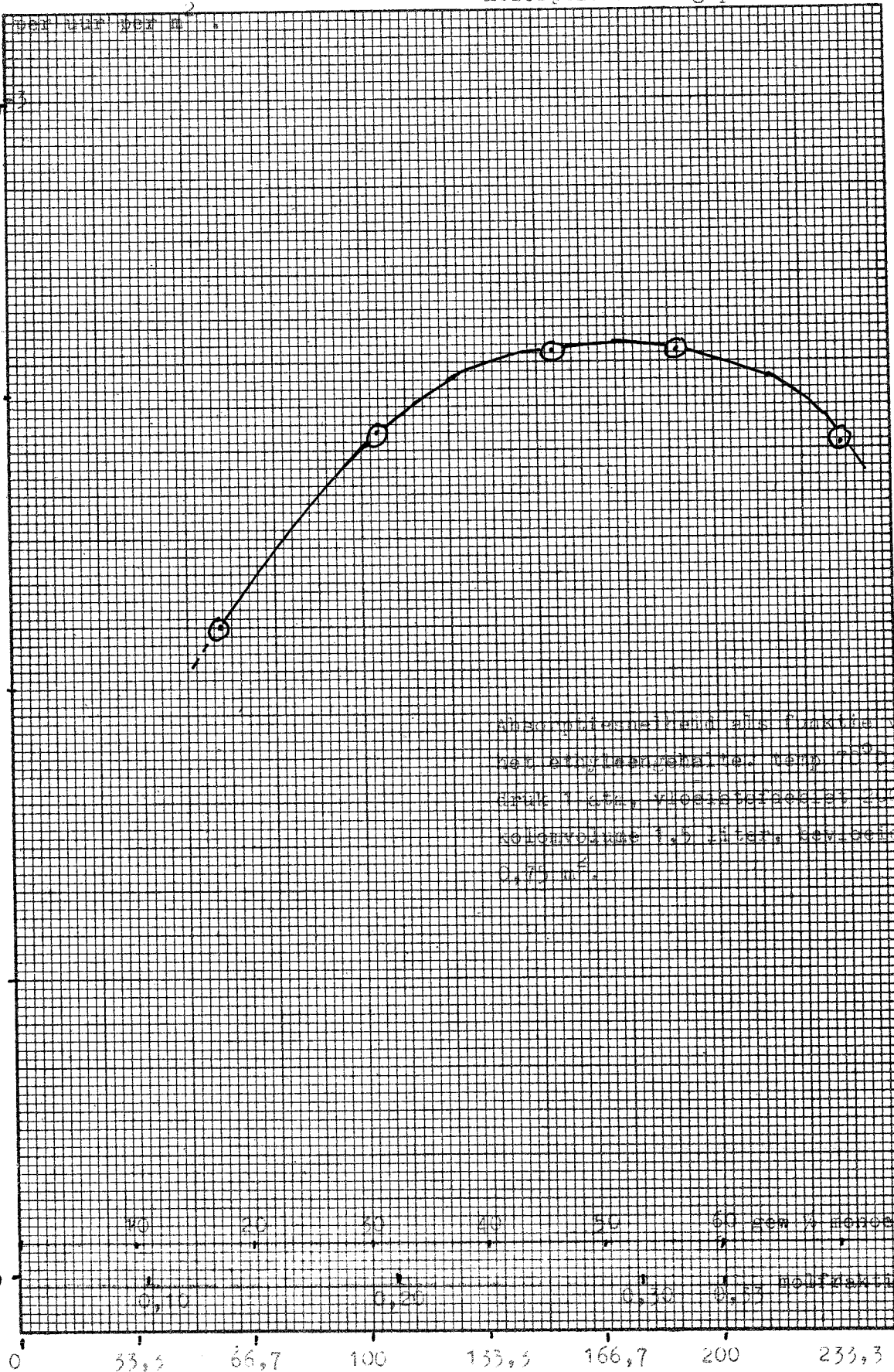
50.10⁻³

40.

30.

20.

10.
10,0



Absorptiesnelheid als functie van
 het ethyleenpercentage. Temp. 20°C,
 druk 1 atm, vloeistofstroom 200 g/min,
 kolomvulling 1,5 liter, bedlaag opp.
 0,75 m².

60 den % methylester

bedlaag
diethyl
sulfat

koncentratie ethyleen in kg/m³

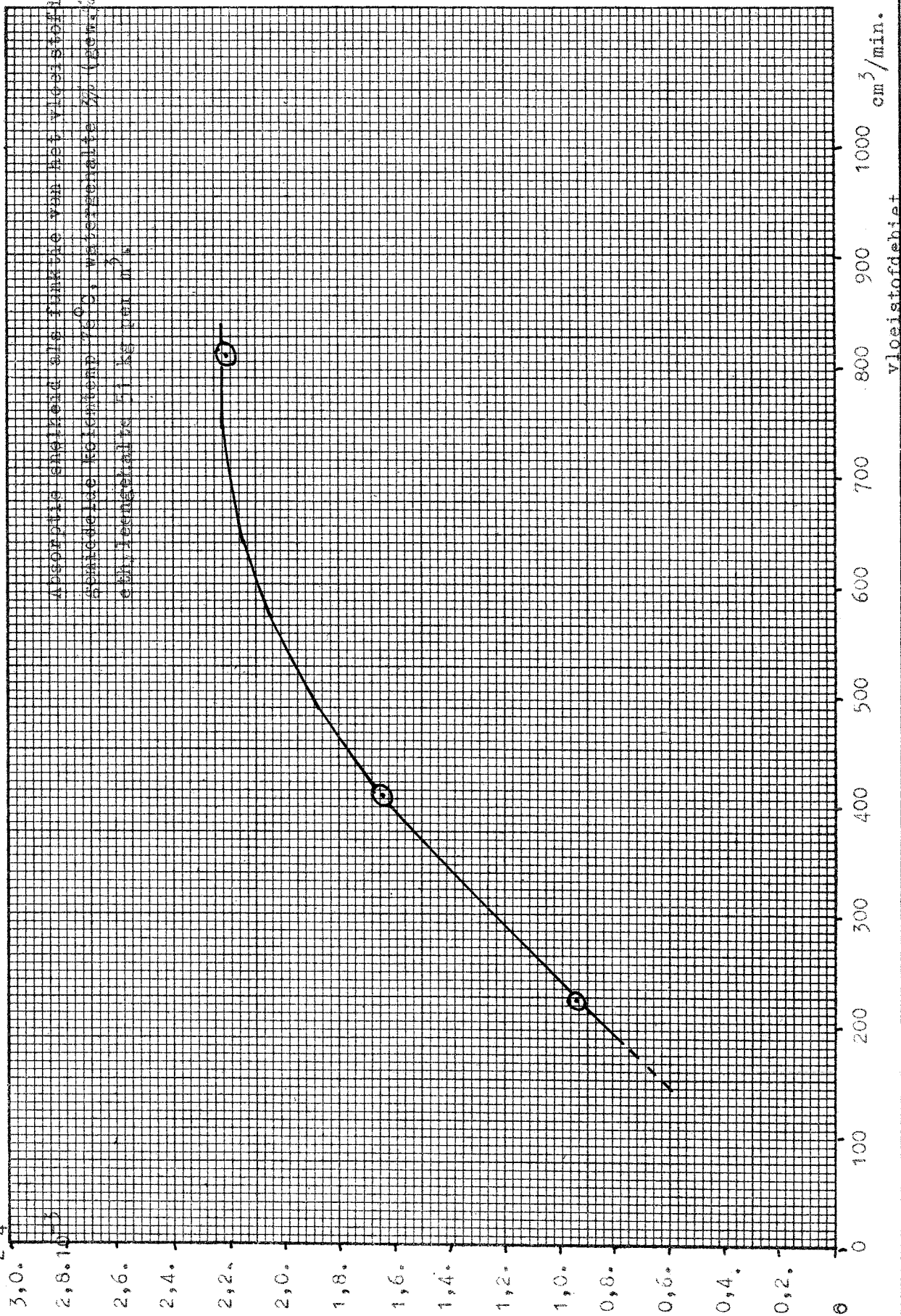
gepakte kolom

Grafiek 7

Absorptiesnelheid

kg C₂H₄ per uur per m².

Absorptie in de gepakte kolom.



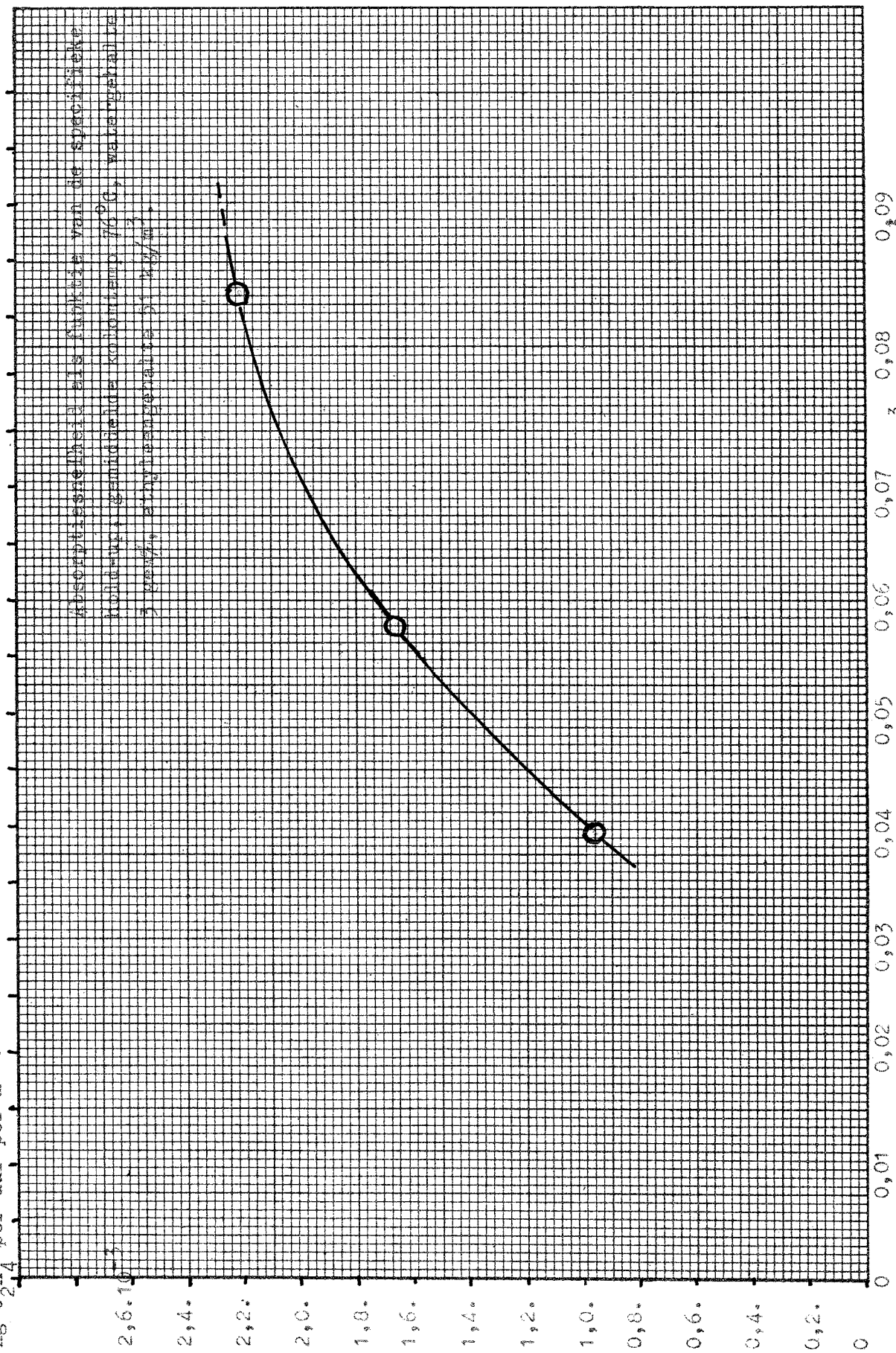
gepakte kolom

grafiek 10

Absorptiesnelheid

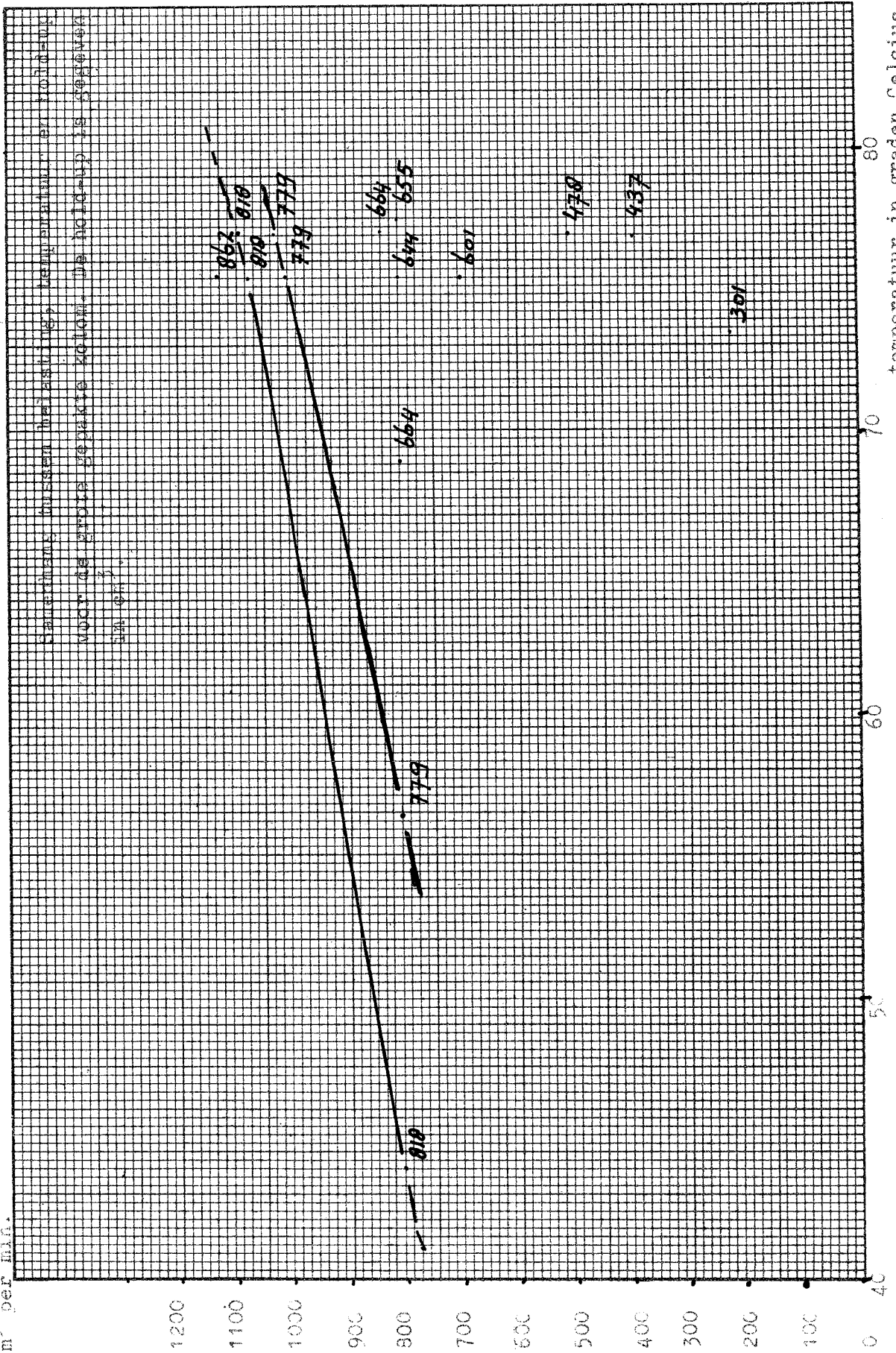
kg C₂H₄ per uur per m².

Absorptie in de gepakte kolom.



Bevloeiing van de gepakte kolom.

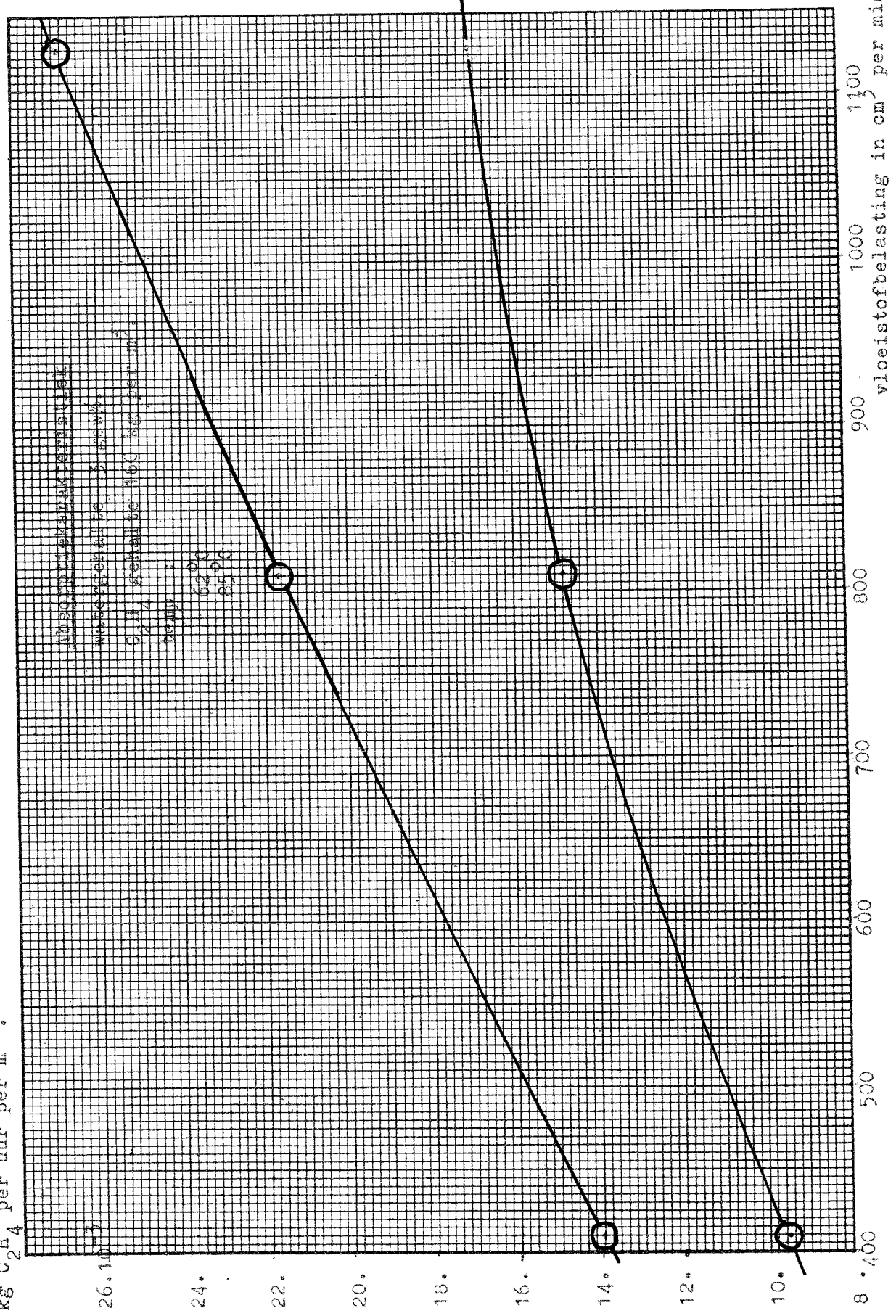
Vloeistofdebiet
cm³ per min.



temperatuur in graden Celcius.

Absorptie in de gepakte kolom.

Absorptiesnelheid
kg C₂H₄ per uur per m.²



Absorptiesnelheid in de gepakte kolom

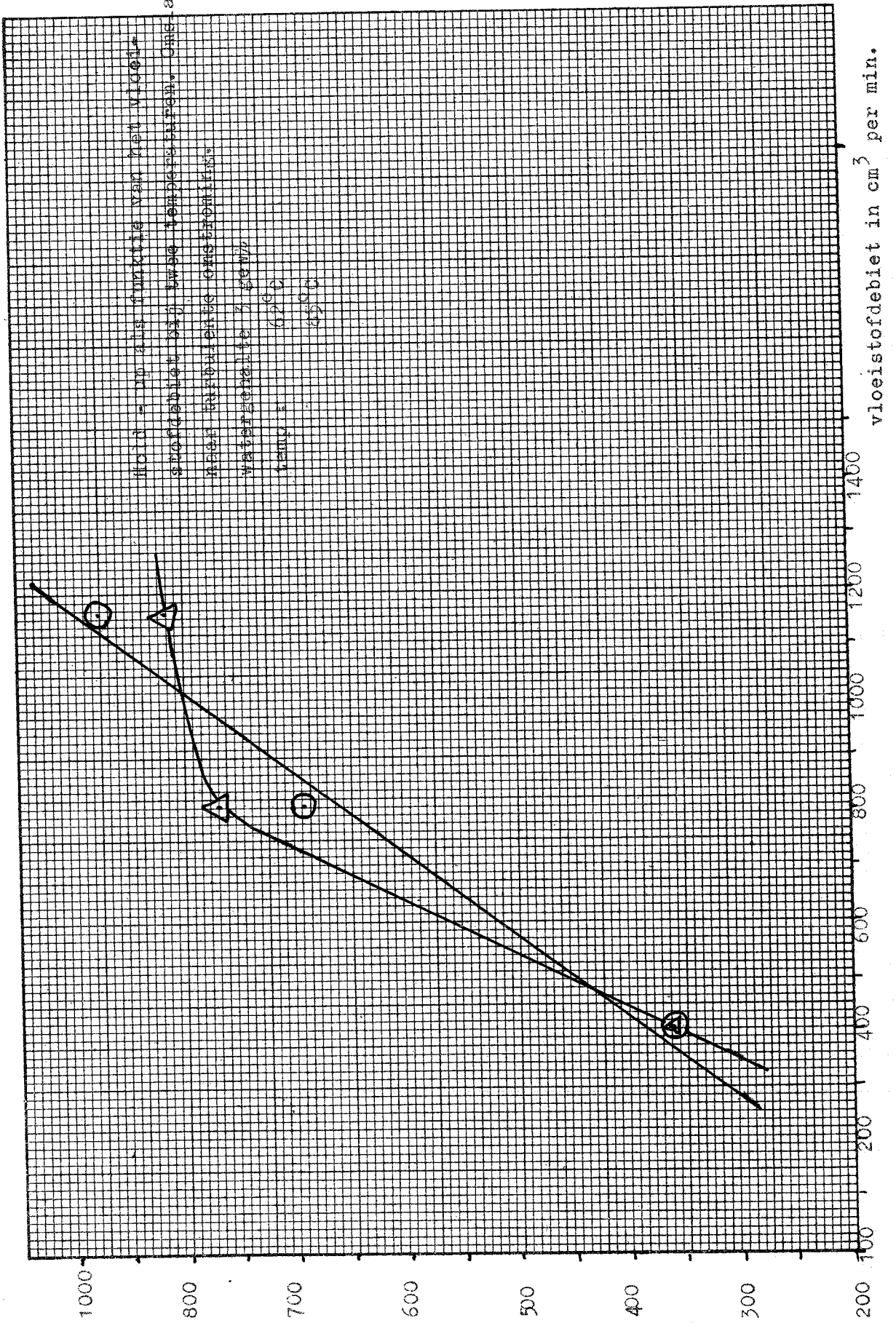
Waterspanning 5 mm Hg
C₂H₄ belasting 160 kg per m.²
temp. 10°C
62.00
85.00

gepakte kolom

Grafiek 13

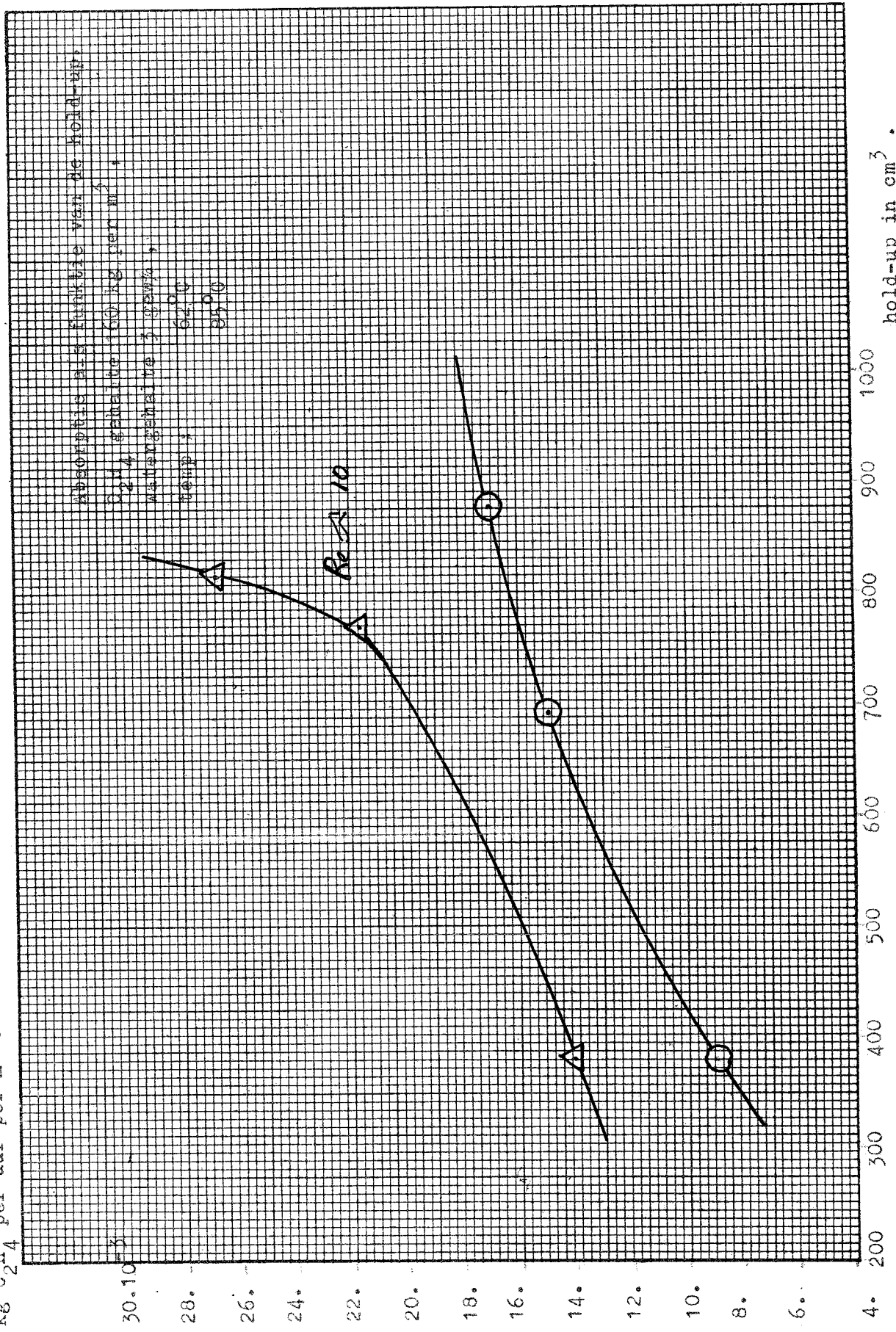
Bevloeiing van de gepakte kolom.

Hold-up in cm^3 .



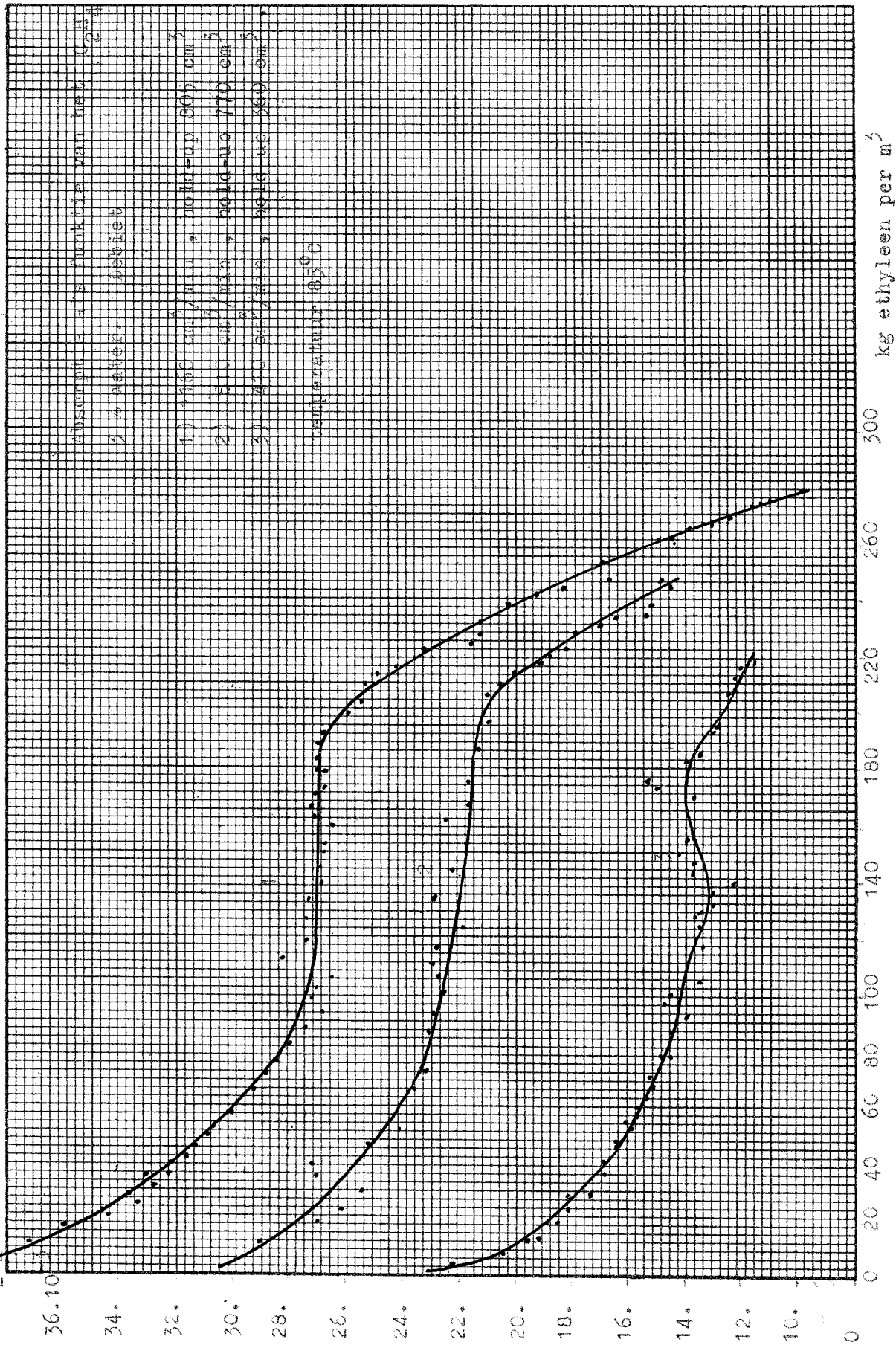
vloeistofdebiet in cm^3 per min.

Absorptiesnelheid in de gepakte kolom.
 Absorptiesnelheid
 kg C₂H₄ per uur per m².



Absorptiesnelheid
 kg C₂H₄ per uur per m².

Absorptie in de gepakte kolom.

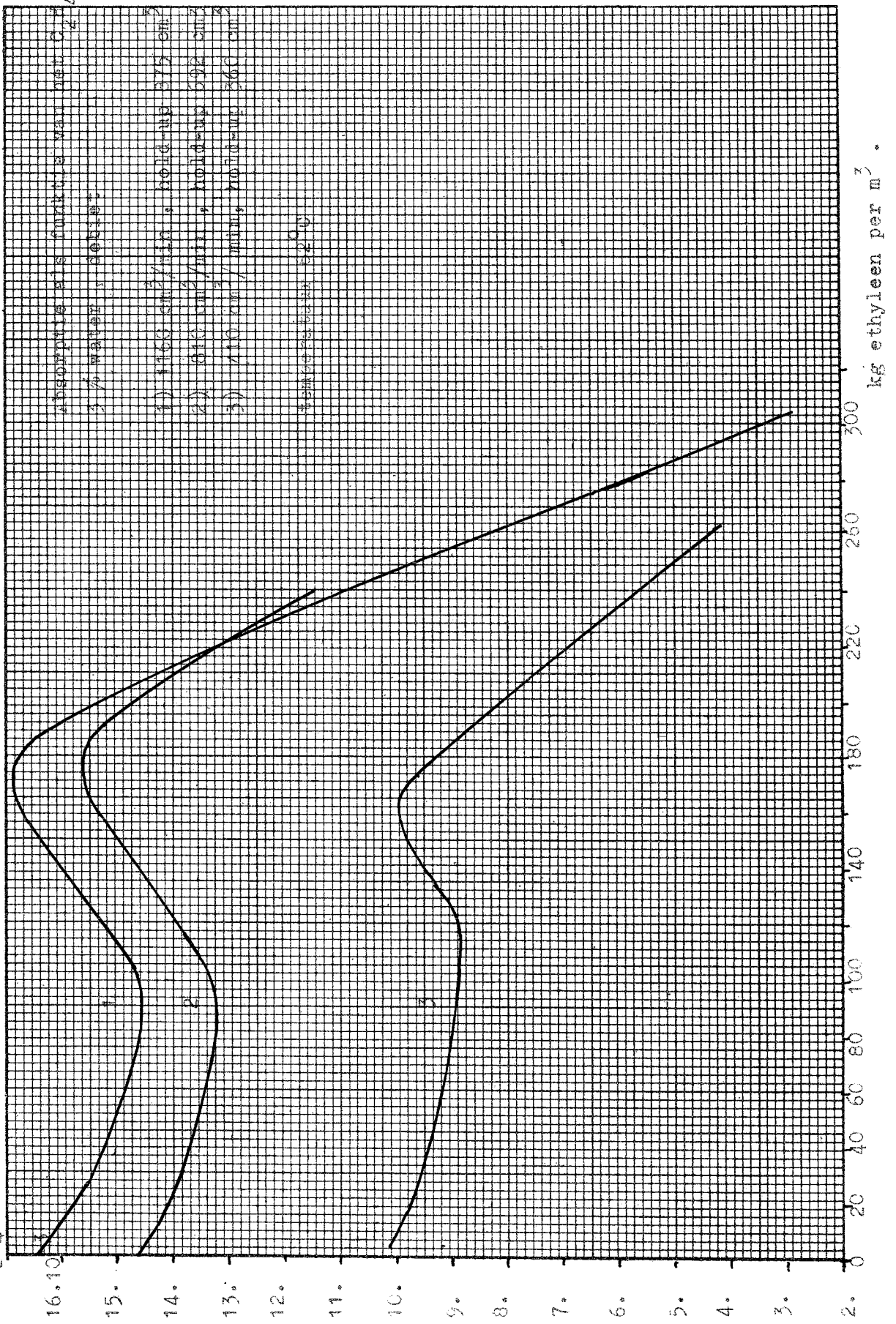


gepakte kolom

Grafiek 16

Absorptie in de gepakte kolom

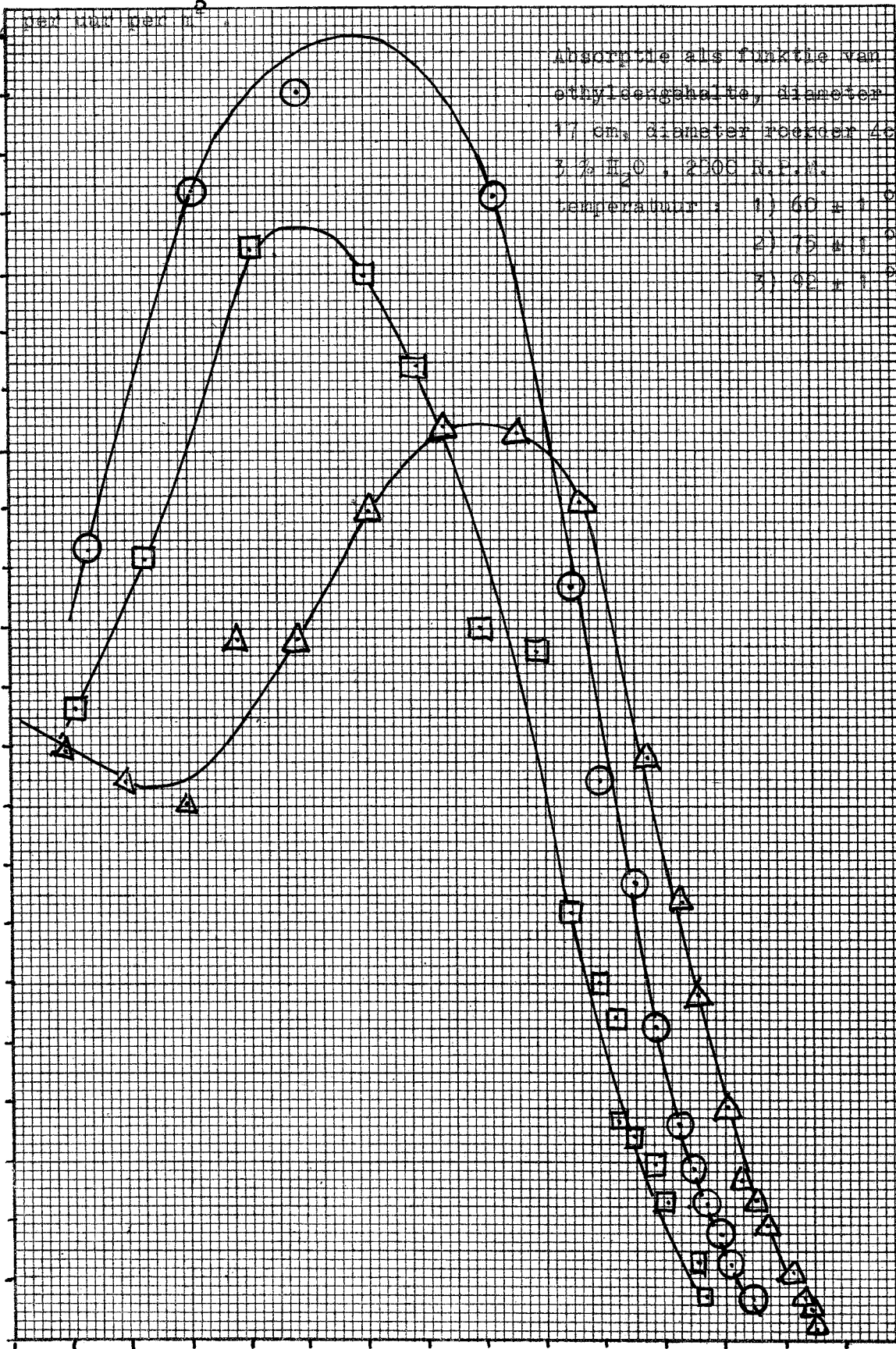
Absorptiesnelheid
kg C₂H₄ per uur per m².



Absorptiesnelheid

Absorptie in de Gasbelreaktor.

kg C₂H₄



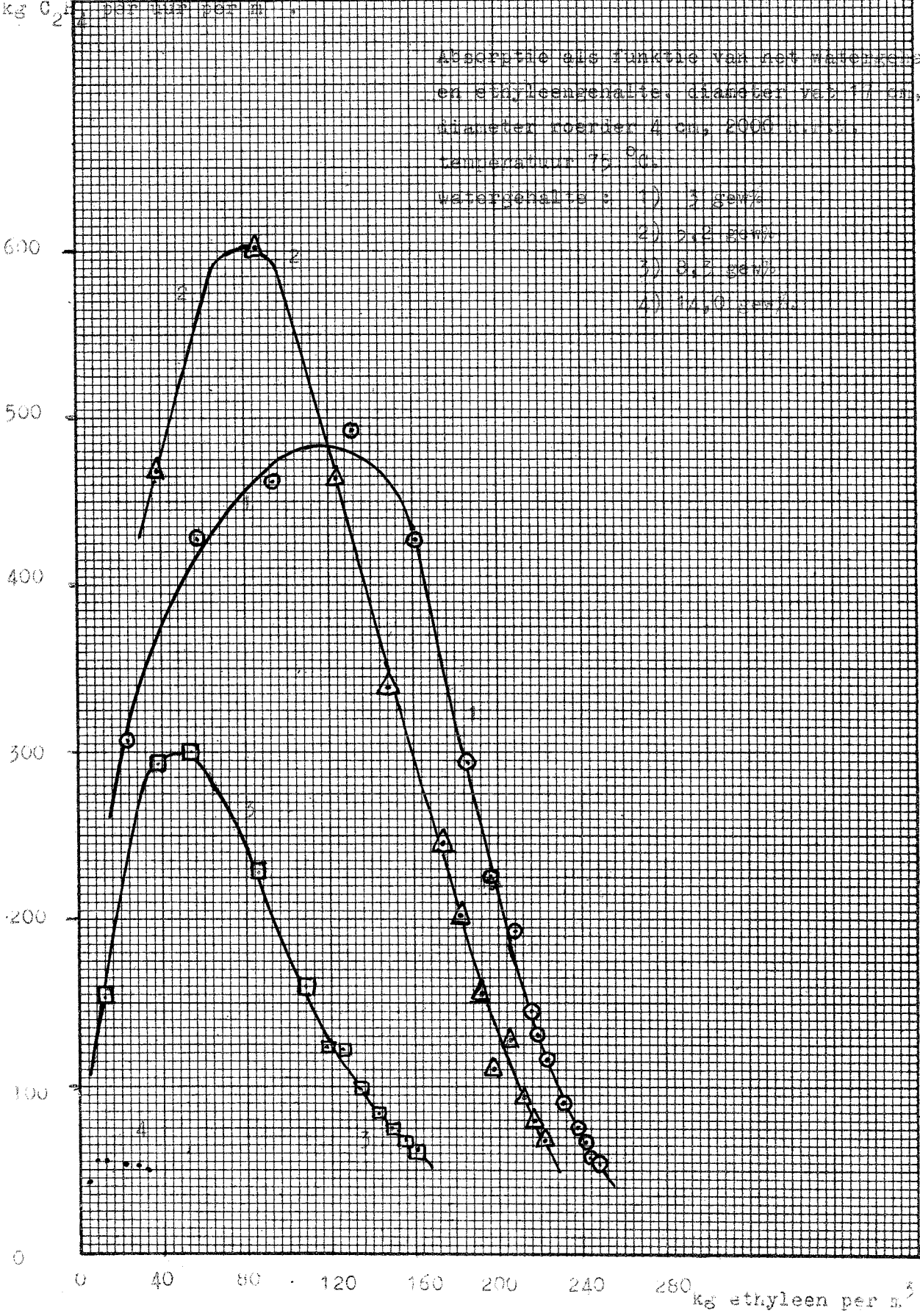
Absorptie als functie van het ethyleengehalte, diameter vat 17 cm, diameter reactor 4cm, 3% H₂O, 2500 R.F.M.,
temperatuur: 1) 60 ± 1 °C
2) 75 ± 1 °C
3) 92 ± 1 °C

Absorptie

Absorptie in de geroerde gasbelreaktor.

kg C₂H₄

3



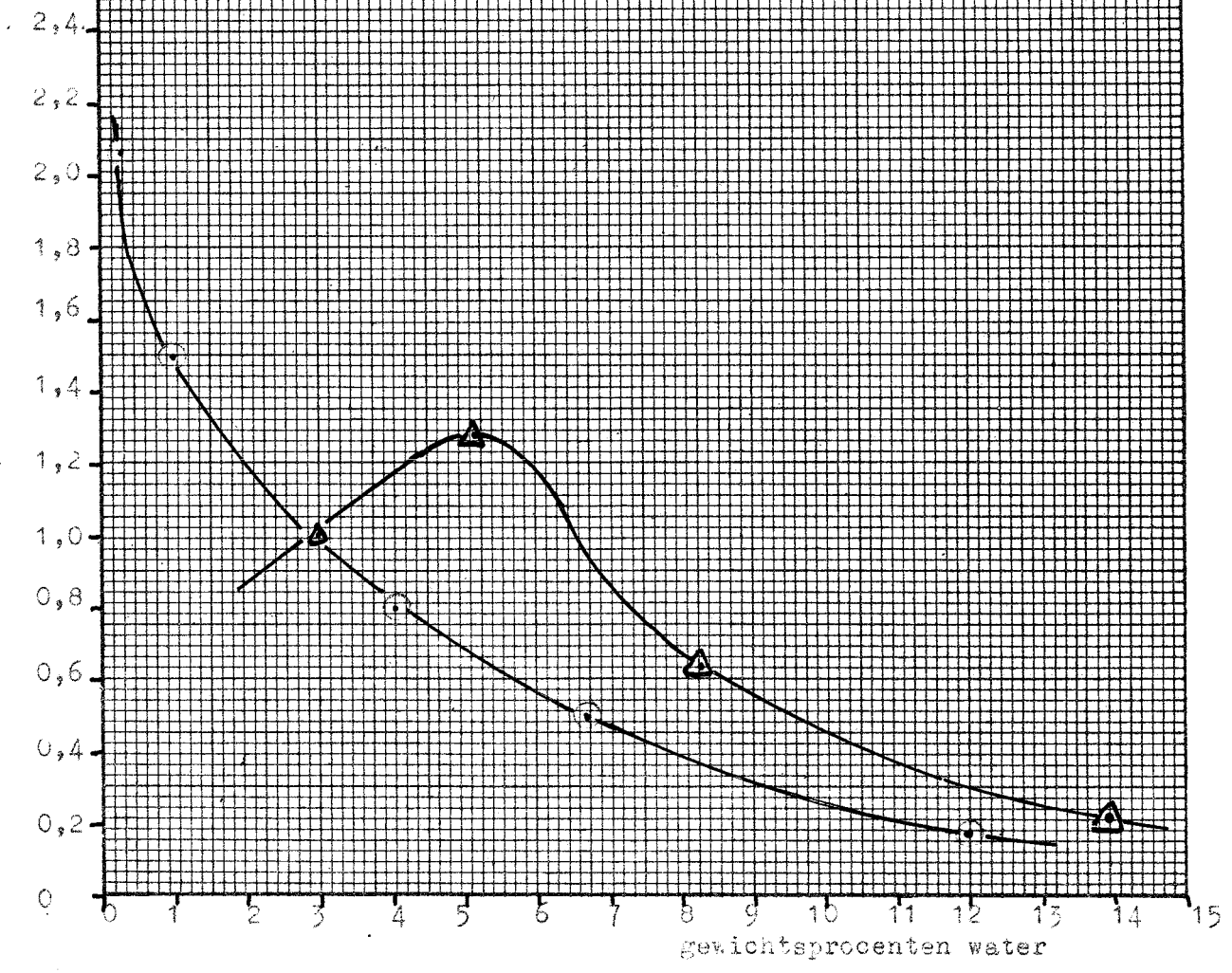
Bellenwasser versus gepakte kolom.

Absorptiesnelheid bij een watergehalte x gew%

Absorptiesnelheid bij een watergehalte 3 gew%

Absorptie versus watergehalte.

Ethyleenconcentratie 160 g per m³

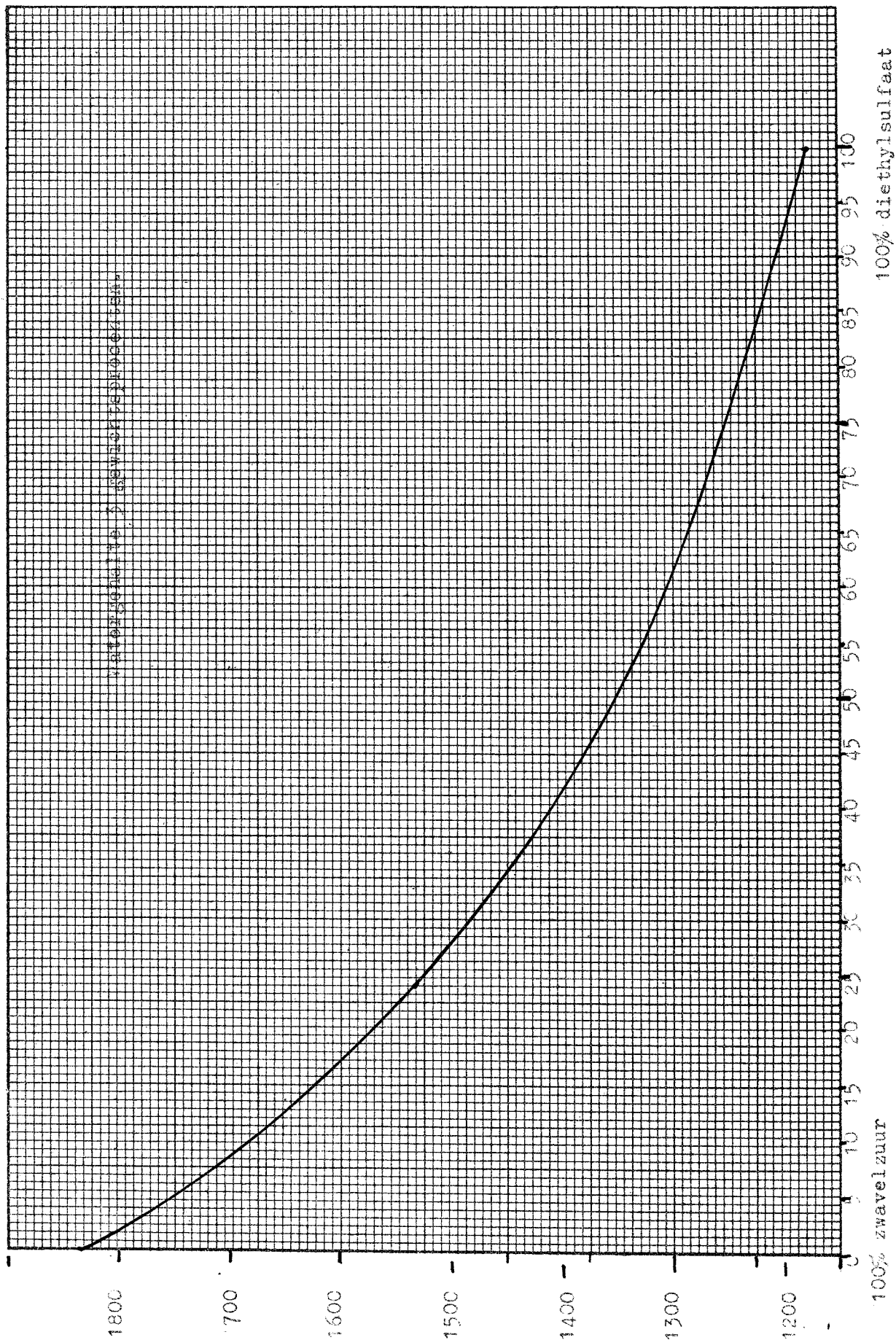


Geroerder gasbelreactor
Gepakte kolom

Grafiek 20

Dichtheid in kg per m³

Dichtheid van het binaire systeem H₂SO₄ - (C₂H₅)₂SO₄



Dichtheid

Gratiek 21