

(13)

Archiefexemplaar

Laboratorium voor
PHYSISCHE TECHNOLOGIE
der Technische Hogeschool
Pr. Bernardlaan 6 - Delft

Afstudeerverslag No.

door

K. R. Westerterp. 13

slecht origineel

I

H. H.

H

B

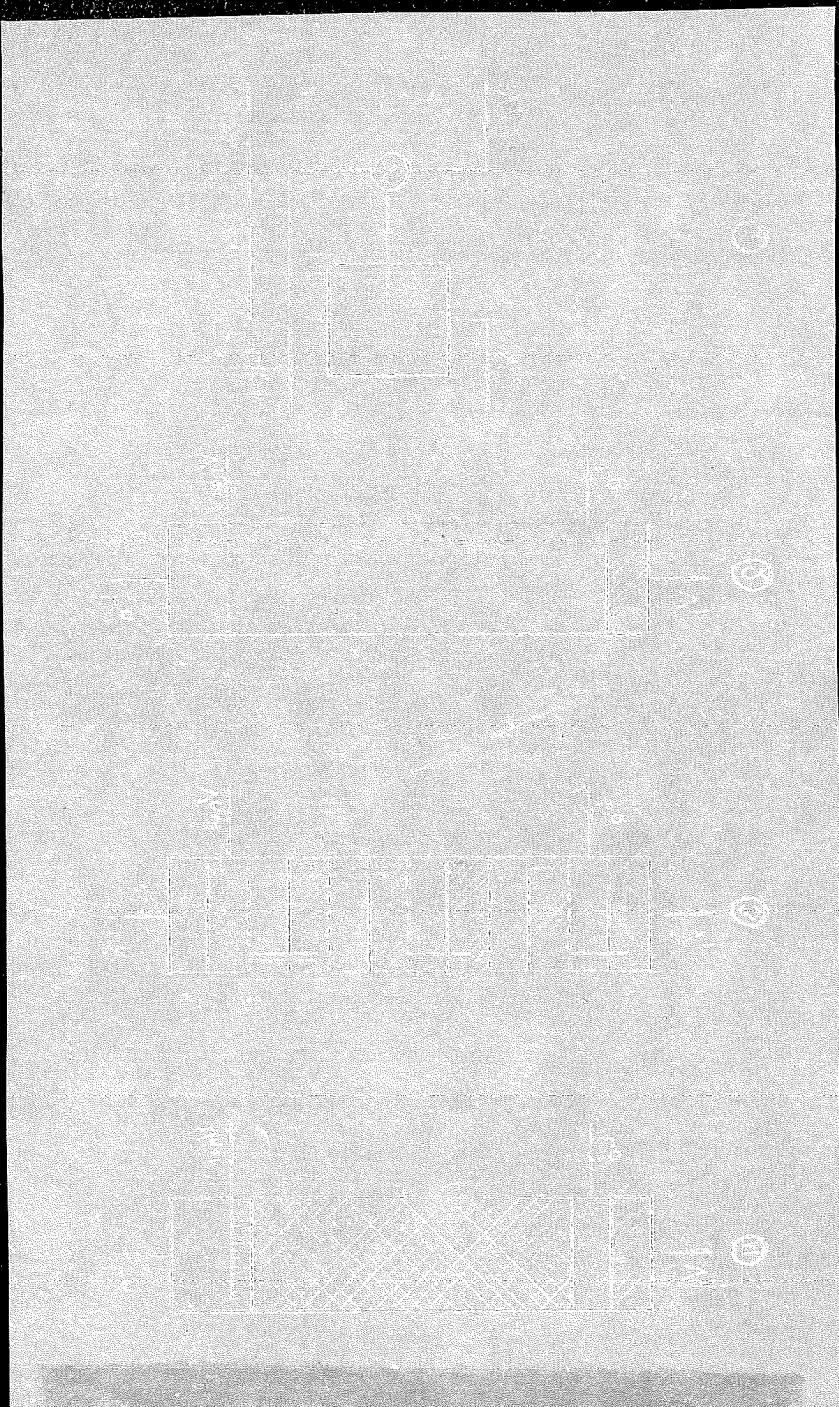
Vergelijkend onderzoek van drie extractiekolommen

met roermechanismen

door K. R. Westerterp T.

Inhoud:

pag. 1	Doel
= 1	Inleiding
= 2	De kolomtypen
= 2	De Rotating Disc Contactator
= 3	De Scheibelextractor
= 3	De Parapluutjesextractor
= 4	De oorspronkelijk gebouwde installatie
= 5	Aangebrachte veranderingen
= 7	Huidige opstelling
= 8	Het stelsel
= 9	Berekeningsmethoden
= 9	Grafische methode
= 9	Algebraische methode
= 10	De uitvoering van een proef
= 10	Andere methoden om de efficiëntie uit te drukken
= 10	Verblijftijd per ideale trap
= 10	De H.E.T.P.
= 10	De totale stofoverdrachtscoefficient
= 12	Waarnemingen en berekeningen
= 19	Maximale capaciteit
= 20	Holdup metingen
= 22	Besprekking der resultaten
= 22	Maximale capaciteit
= 22	De efficiëntiekarakteristieken
= 23	De holdup metingen
= 24	Verdere opmerkingen
= 25	Conclusies
= 26	Eventueel verder programma
= 27	Geraadpleegde literatuur
= 28	Overzicht bijlagen
- 12	Symbolen, nomenclatuur en eenheden



AFSTUDIEERVERSLAG
+++++
+++++

Onderwerp: Het vergelijkend onderzoek van drie extractiekolommen met roterende assen.

Onderzoek verricht door: K.R.Westerterp T₅
Oostsingel 53, DELFT tel. 2749

Doel: In de recente literatuur vindt men vermeldingen over nieuwe typen extractiekolommen voor vloeistof-vloeistofextractie, met name de "Cleibel Extractor" en de "Rotating Disc Contactor". Verder is in het Laboratorium voor Physische Technologie een kolom gebouwd naar de ideeën van Prof. Ir. H. Kramers, verder te noemen de "Parapluutjesextractor". Het principe van deze kolommen is hetzelfde: men wil trachten door een soort roerwerking een hoge graad van turbulentie in het heterogene mengsel van twee onmengbare vloeistoffen te bereiken en zodoende de stofoverdracht^{II} van de ene fase naar de andere fase bevorderen. Het doel van ons onderzoek is nu door vergelijkbare proeven een inzicht te krijgen in de werking en de efficientie van deze drie typen extractiekolommen.

Inleiding: Vloeistof-vloeistofextractie (V.V.E.) is een methode van stofoverdracht, die berust op de verdeling van een component (A) in opgeloste vorm over twee onmengbare of slechts gedeeltelijk mengbare vloeistoffen (C en D). Is een hoeveelheid A opgelost in vloeistof C en brengen we deze oplossing in contact met de vloeistof D, dan zal de stof A zich verdelen over beide onmengbare vloeistoffen, totdat zich ^{een} evenwicht ingesteld heeft, waarbij geen A meer overgaat van C naar D. We hebben nu een deel van stof A geextraheerd uit de vloeistof C. Door het residu van de oorspronkelijke oplossing van A in C opnieuw met een verse portie D in contact te brengen, kunnen we weer een hoeveelheid A uit C extraheren. Deze werkwijze kunnen we naar willekeur herhalen en ook continu uitvoeren.

V.V.E. als een methode om een mengsel te scheiden wordt uitgebreid toegepast, zowel in de aardolie- als in de chemische industrie. De in de praktijk gebruikte extractietoestellen bestonden tot voor kort uit de vier volgende typen:

1. menger - bezinkbak systeem
2. sproeikolom
3. geperforeerde plaat of "bubblecap" kolom
4. gepakte kolom

We geven hierneast een principeschets van deze typen en zullen deze verder niet bespreken.

De scheiding van de componenten van een oplossing door V.V.E. kan verder nog uitgevoerd worden volgens verschillende methoden: door enkelvoudig of meer-voudig contact, continu of discontinu, in tegenstroom, gelijkstroom of kruis-stroom, met één, meer of gemengde oplosmiddelen. Wij voeren onze proeven uit volgens het principe: tegenstroom, continu en met een enkelvoudig oplosmiddel. Deze methode vindt de meeste toepassing in de techniek. Wij zullen niet verder ingaan op deze methodes en de door ons gebruikte methode later uitvoeriger beschrijven.

Om tot een redelijke vergelijking van de hiervoor genoemde kolommen te komen, hebben we het nodig geoordeeld de werktuigkundige dimensies van de kolommen zoveel mogelijk gelijk te houden (zoals de hoogte en de diameter van de kolom, de invoeren en afvoeren voor beide fassen). Alleen het inwendige van de kolommen zal dan verschillen met het type.

Om de extractieproeven uit te kunnen voeren, werd een gehele installatie gebouwd met voorraadvaten, opvangvaten, een pomp en bezinkbakken.

Om de metingen te kunnen verrichten, moet men de beschikking hebben over een ternair stelsel, bestaande uit twee onmengbare vloeistoffen en een derde component die zich over beide vloeistoffen verdeelt, waarvan alle eigenschappen bekend zijn. Dit stelsel moet aan vele voorwaarden voldoen: vnl. moet men aandacht schenken aan het corrosiegevaar, brand- en vergiftigingsgevaar, aan de kostprijs en de gemakkelijke analyseerbaarheid en tenslotte aan de neiging tot emulsievervorming en contaminatie. Bij het ontwerp van de installatie moet men terdege rekening houden met het te gebruiken stelsel.

Wij zullen ons voornamelijk bepalen tot het onderzoek van de invloed ^{van} "solvent to feed ratio", vloeistofbelasting en het toerental van het roterende mechanisme op de efficientie van de kolom.

In dit verslag zullen vele begrippen genoemd worden zonder nadere omschrijving of uitleg. Hiervoor verwijzen we naar de bekende handboeken.

Wij hebben het stelsel methylisobutylketon-water-zuur gekozen.

De kolomtypen:

De Rotating Disc Contacteur (R.D.C.): De R.D.C. bestaat uit een verticale cylindrische buis, waarvan de extractiezone verdeeld is in 22 gelijke compartimenten, die gevormd worden door platte cirkelvormige schijven, statorringen genaamd. De statorringen zijn vast aan de wand bevestigd. Centraal in de buis bevindt zich een verticale as, waarop zich horizontale, platte, ronde schijven bevinden, rotorschijven genaamd. Deze rotorschijven zijn zo aangebracht, dat zij zich in het midden van een compartiment bevinden. De diameter van de rotorschijven is kleiner dan van de statorringen, zodat de as met rotorschijven eenvoudig uit de kolom gelicht kan worden. De R.D.C. is van roestvrij

staal gemaakt. Enige numerieke gegevens van de R.D.C.:

Hoogte compartiment 20 mm.

Diameter rotorschijf 20 mm.

Dikte as 4 mm.

Diameter statorring 30 mm.

Aantal compartimenten 22.

Diameter kolom 41 mm.

Hoogte kolom 600 mm.

Door de rotatie van de ~~roto~~^{rschijven} zullen stromingen ontstaan, zoals hiernaast geschetst, een rotatie van de vloeistof om de rotors. Verder stroomt de vloeistof naar boven en naar beneden. Het resultaat is een toroidale stroming in elk compartiment, waaroverheen een verticale stroming is gesuperponeerd.

De Scheibelextractor (Sch): De Scheibelkolom bestaat uit een reeks meng- en bezinksecties. In een mengsectie worden de vloeistoffen tot een emulsie van zeer fijne druppeltjes, die weer in de bezinksecties uit kan zakken. Door de bezinksecties stromen de vloeistoffen naar de respectievelijke volgende mengsecties, waar zij opnieuw tot een emulsie geslagen worden. Deze bewerking kan in één kolom vele malen herhaald worden; bij onze kolom beschikken we over vier meng- en vijf bezinksecties. In de kolom is de as nog enige malen gelagerd in philitelagertjes. De pakking in de bezinksecties bestaat uit opgerold roestvrij staal gesneden, dat steunt op de lagers. Om het stroombeeld te kunnen bekijken, kunnen we gebruik maken van een glazen buis. Verder beschikken we over een lege roestvrij staal buis voor de kolom.

Hoogte kolom 600 mm. voor goestvrij staal kolom.

diameter kolom 41 mm.

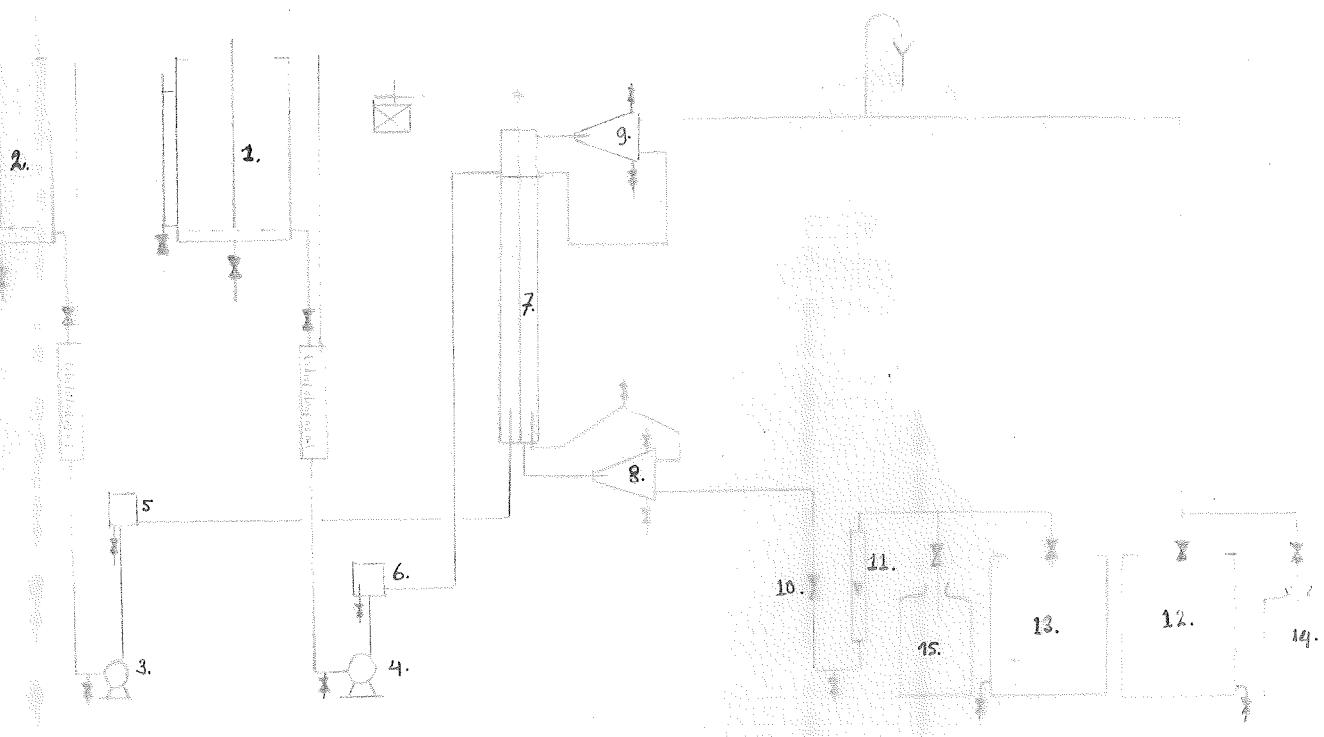
Hoogte kolom 606 mm. voor glazen kolom.

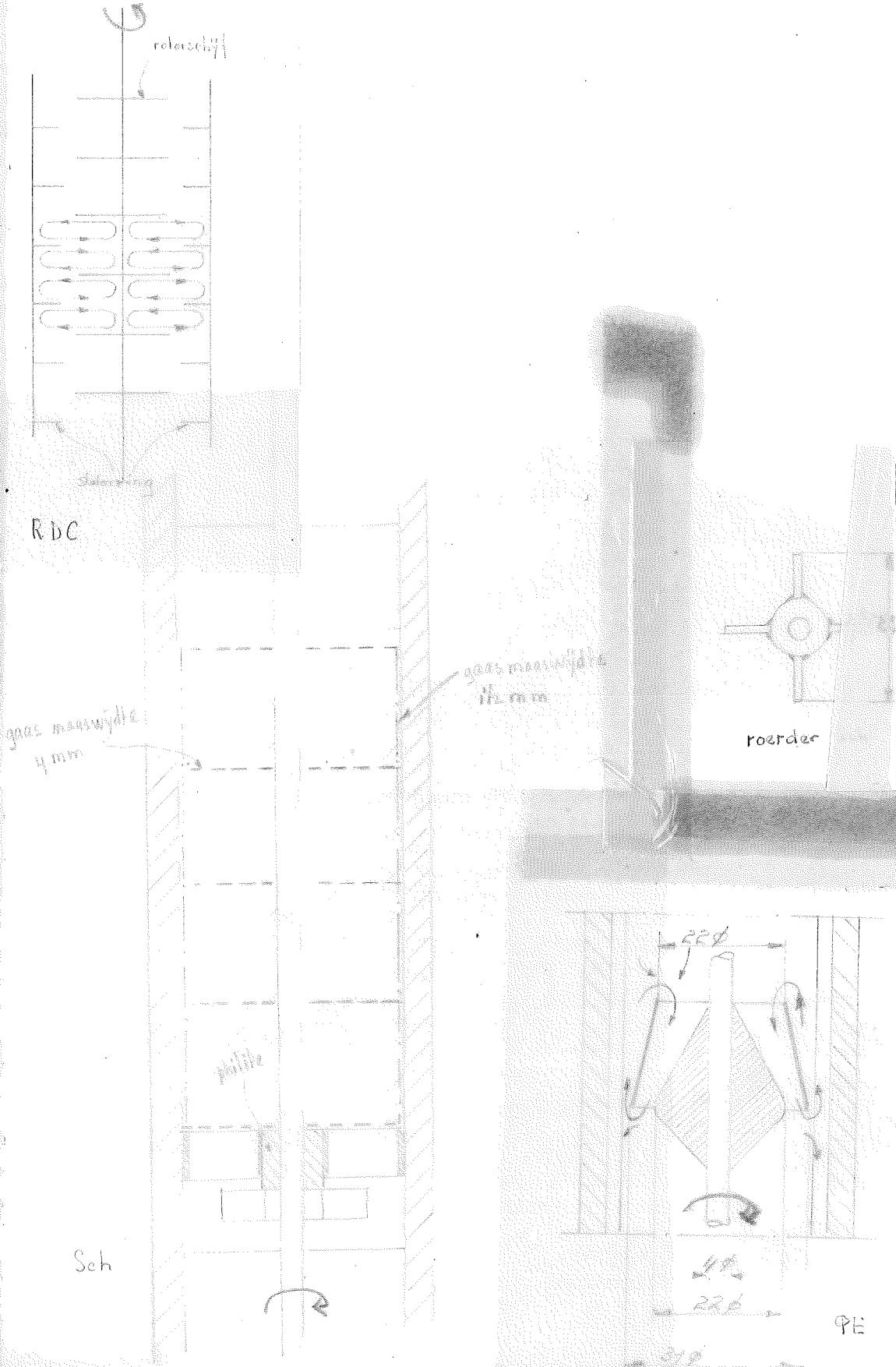
diameter kolom 40 mm.

Voor verdere maten zie schets hiernaast.

De Parapluutjesextractor (P.E.): Voor deze extractor kunnen we gebruik maken van de lege glazen of roestvrij staal buis van de Sch. Op een as zijn een aantal klokroerders van het hiernaast geschetste model gemonteerd en langs de wand bevinden zich keerschotten. De roerders zijn boven elkaar geplaatst op een afstand, die overeenstemt met de halve diameter van de buis. De klokroerdertjes werken als pompjes, die de vloeistof op de aangegeven wijze rondpompen. Door de verticale schotjes, die de mantel aan de as bevestigen, krijgt de vloeistof ook nog een roterende beweging om de as. De zich in een horizontale rotende beweging bevindende vloeistof wordt tegen de keerschotjes stok geslagen. Terwijl de Sch. over het algemeen zeer kleine druppeltjes maakt, zijn de druppel van de gedispergeerde fase in de P.E. veel groter.

Voor enige maten van de roerdertjes verwijzen we naar de schets hiernaast. De gebruikte kolommen zijn dezelfde als van de Sch.





Voor meer gedetailleerde schetsen van de diverse onderdelen en de extractiekolommen zelf verwijzen we naar het archief van de tekenkamer van het Laboratorium voor Fysische Technologie.

De oorspronkelijk gebouwde installatie:

De installatie is gemonteerd op een van de experimenteerrekken in de proeffabriek. Zie de schets hiernaast. (1) is het voorraadtankje voor water, een roestvrij stalen melkbuis van 40 l inhoud. Het tankje heeft een conische bodem en is van een aftap voorzien. Verder is een niveaumeter aangebracht. In de afvoerleiding is een gecalibreerde glazen buis opgenomen, die door een kraan van het voorraadvat afgesloten kan worden. Door de vloeistof aan te zuigen uit deze buis i.p.v. uit het voorraadvat en de tijl op te nemen, die nodig is om een bepaalde vloeistofhoeveelheid aan te zuigen, kunnen we de stroomsneldheid bepalen. De inhoud van de gecalibreerde glazen buis is 1,2 l. Het tankje is verder voorzien van een zeefplaat bevestigd aan een roestvrij stalen staaf om eventueel te roeren in het voorraadtankje.

(2) is het voorraadvat voor de methylisobutylketonoplossing (MIBK). Hierin wordt azijnzuur(HAc) opgelost. Het tankje is verder op dezelfde wijze uitgevoerd als het voorraadvat voor het water (H_2O).

(3 en 4) zijn schematisch aangegeven doseerpompen. Deze moeten van roestvrij staal zijn om bestendig te zijn tegen HAc. Als doseerpompen hebben we een EGD pomp met twee pomplichamen, aangedreven door een motor, met verstelbare slag en een rubbermembrane. We gebruikten Neopreenrubber.

(5 en 6) zijn windketeltjes. Deze moeten we openen, omdat de pomp werkt als een enkelwerkende pluimarpomp en we de vloeistof regelmatig door de kolom willen laten stromen. Als windketeltjes gebruiken we Woulfse flessen, die omgekeerd zijn en beschikken over een invloer, een afvoer en een ontluchting.

(7) is de extractor. De kolommen zijn reeds beschreven. We gebruiken voor alle kolommen dezelfde kop en hetzelfde onderstuk. In de kop bevinden zich een invloer voor de zware fase, een afvoer voor de lichte fase en een terugvoer voor de met de lichte fase meegesleurde zware fase. In het onderstuk bevinden zich een invloer voor de lichte fase, een afvoer voor de zware fase, een terugvoer voor de door de zware fase meegesleurde lichte vloeistof, alsmede het lager voor de as. De as wordt door de kop gevoerd. De extractoras wordt met behulp van een snaarschijf indirect aangedreven door een motor met een variabel toerental. De omwentelingssnelheid van de as kunnen we meten met een tachometer. We beschikken over twee snaarschijven; de maximaal bereikbare toerentallen zijn 1280 en 2050 omwentelingen/min.

(8 en 9) zijn twee bezinkbakken. Deze zijn gemaakt van twee erlenmeyers van 1,5 l en voorzien van twee afvoerleidingen en een ontluchting met glazen

plugkraan. De erlemeyrers zijn afgesloten met glazen stoppen.

(10) is een regelkraan (roestvrij stalen naaldafsluiter), waarmee we nauwkeurig het niveau van het scheidingsvlak der twee vloeistoffen in de kolom kunnen regelen. Door deze geheel te sluiten, kunnen we mede voorkomen, dat bij het leggen van de kolom de waardevolle vloeistoffen in de verkeerde richting wegstromen.

(11) is een flowmeter, die we gebruiken om stroomsnellheden in de kolom te kunnen meten of regelen.

(12 en 13) zijn de opvangvaten voor de lichte en zware vloeistof. Dit zijn roestvrij stalen melkbussen, voorzien van aftappen; de bussen hebben eveneens een inhoud van 40 l.

(14 en 15) zijn de meetvaten. Hierin vangen we de twee vloeistoffen op, nadat de toestand voldoende stationair geworden is in de kolom. Uit deze meetvaten kunnen we dan een hoeveelheid vloeistof aftappen om de samenstelling van de fasen te kunnen bepalen.

Als pijpleidingen heeft men gebruik gemaakt van roestvrij stalen buis en glasbuis. Als afdichting werd rubber (natuur en kunstrubber) en klingeriet gebruikt.

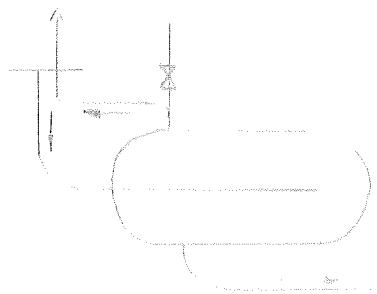
Aangebrachte veranderingen:

We hebben de ~~ketuumkerkix~~ installatie eerst met water onderzocht op lekkages e.d. Daarna hebben we met het binair stelsel MIBK-HAc-H₂O de installatie onderzocht. Hieruit volgden zeer vele wijzigingen, die we nu zullen bespreken. Alle afsluiter, die aanvankelijk met asbest en vet afdicht waren, werden met asbestkoord zeer stevig omwonden en de afdichtingsringen zeer stevig aangedraaid. De kranen lekten nu niet meer.

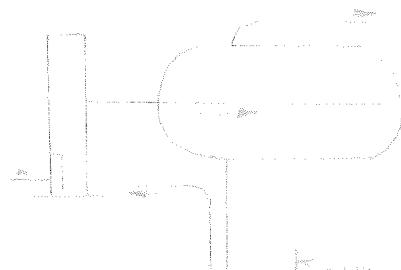
Boven de pomp, die onder het MIBK-voorraadtankje is geplaatst, werd een schot geplaatst om de pomp te beschermen tegen lekkend MIBK, dat de verf oplost en de smeerolie verdunt.

De pomp heeft steeds veel zorgen gegeerd. Het neopreenrubbermembraan zwol op onder de gecombineerde inwerking van MIBK en HAc. De levering van de pomp is afhankelijk van de druk in de zuigleiding en in de persleiding. De levering geschiedt niet direct vanaf slag 0, maar pas ongeveer bij slag 4. De maximale slag is 10. Uiteindelijk werden alle proeven gedaan met een aan water vermengde oplossing van HAc in MIBK, die geextraheerd werd met leidingwater. De MIBK pomp werd nu uitgerust met teflonafdichtingen en een teflonmembraan, dat ondersteund werd met twee rubberplaten. De pomp bleef echter enigszins lekken en de levering bleef afhankelijk van de drukken in aan- en afvoerleidingen.

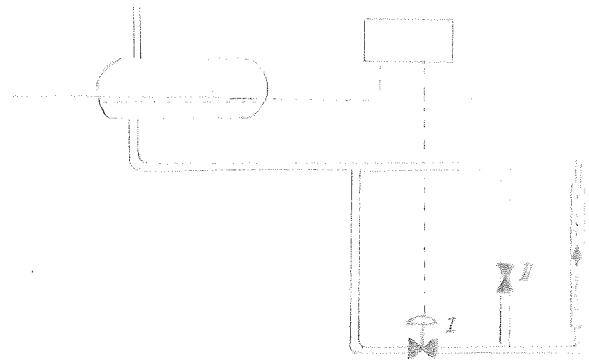
In de persleidingen van de pompjes werden rotameters opgenomen, de oorspronkelijke metingen met de meetvaten werden omgerekend op de rotameterwaarnemingen.



On demand sampling



Flow control



De teflonmembranen voldeden redelijk goed. We kunnen de pomp niet zijn volledige capaciteit geven door de grote stugheid en gaan daarom niet verder dan slag 6 op voorschrijf van de leverancier. Desalniettemin hebben de teflonmembranen het niet langer uitgehouden dan ongeveer drie maanden; zij barsten tenslotte, waarschijnlijk ten gevolge van vermoeidheidsbreuken.

Alle pakkingen en rubberslangen in de installatie werden aangetast door de chemicaliën. Ongeveer om de maand worden zij door nieuwe vervangen.

In de kop voor de kolommen werd een ontluchting aangebracht en voor het ingevoerpipje van de zware fase werd een schotje geplaatst, waardoor de stroomrichting veranderd werd naar beneden toe. Aanvankelijk stroomde de vloeistof recht naar de terugvoerleiding voor de zware fase uit de bezinkbak en verdween door de settler naar de afvoerleiding van de lichte fase.

Het pipje in het onderstuk voor de kolommen, dat dient voor de terugvoer van de lichte fase uit de onderste bezinkbak, werd een stuk ingekort en van een dakje voorzien om te voorkomen, dat de zware fase door de terugvoerleiding voor de lichte fase in de bezinkbak stroomt.

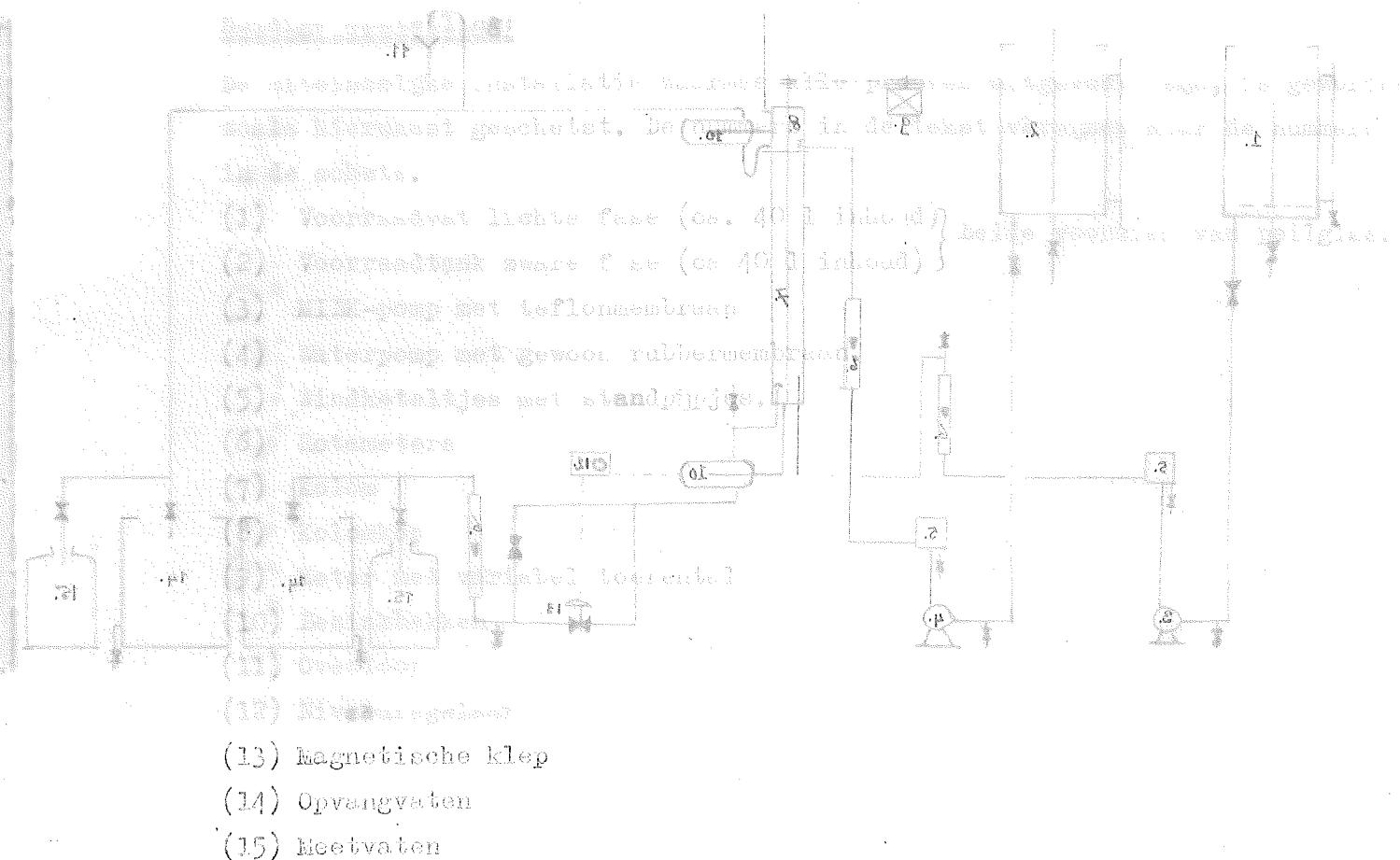
De Scheibelkolom leverde in zijn oorspronkelijke uitvoering van ongerold gas teveel weerstand voor de vloeistofstroming. Na vele proeven met verschillende soorten steeds lichter wordende pakkingen, werd tenslotte een gemaakt van zeer grof gaas, dat ondersteund werd aan de wanden door een fijner gaas, en dat een zo geringe weerstand had, dat de vloeistof er rustig doorheen stroomde zonder dat de lichte of zware fase in de packing hangen bleef. Zie schets hiernaast pag 3.

De bezinkbakken of settlers hebben eveneens veel moeilijkheden geleverd. De oorspronkelijke settlers werkten in het geheel niet. Na vele proeven werden ten slotte settlers geconstrueerd, die aan hun doel beantwoordden. Zie schets hier naast.

De regelkraan, waarmee we het niveau in de kolom constant houden, i.e. in de onderste settler handhaven, werd tenslotte vervangen door een automatische niveauregelaar. De niveauregelaar reageert op veranderingen in dielectrische constante. Door een taster, die buiten de settler vlak tegen het glas aan bevestigd is, worden de dielectrische constante van zijn omgeving gemeten, i.e. de dielectrische constante van water en MILK. De nadering of verwijdering van de vloeistofspiegel maar of van deze taster, stelt electronisch een relais in werking, dat een magnetische klep openst of sluit. We hebben dus te maken met een "aan en uit"regeling. Het is mogelijk het niveau binnen 2 mm constant te houden, mits men de taster zeer dicht bij de settler aanbrengt. Het is noodzakelijk - om geen grote verstoringen in het stromingsbeeld in de kolom te krijgen - om de veranderingen in de vloeistofspiegel zeer geleidelijk te laten geschieden. Zie schets hiernaast. Hiertoe openen we de afsluiter II zover, dat het niveau in de settler zeer langzaam ~~stijgt~~ en de afsluiter III zover, dat bij

geopende stand van de magnetische klep! Het niyeen zeer langzaam daalt. De R.D.C. kolom werkte direct goed.

De P.E.kolom werkte goed, echter was de diameter van de oorspronkelijke kolom van 41 mm te klein, daar reeds bij zeer lage toerentallen "flooding" optrad. Daarom werd nog een aantal proeven gedaan in een kolom met een diameter van 51 mm inwendig met hetzelfde roerwerk.



Het stelsel:

Zoals reeds eerder vermeld, hebben we het stelsel MIEK-HAc-water gekozen. Hoewel MIEK niet erg goedkoop is en zeer agressief t.o.v. pakkingen en smeringen, hebben we dit toch gekozen, daar het vlug analyseerbaar is door titratie, een geringe neiging tot emulsievervorming vertoont en een gunstige evenwichtconstante heeft, indien HAc er in opgelost wordt en de oplossing in contact komt met water (verdelingscoefficient is ongeveer 1,4). MIEK is wel brandbaar maar het vlampunt ligt boven kamertemperatuur.

De gegevens over het ternaire evenwicht MILK-HAc-water werden uit de literatuur gehaald. Verder werd de verdelingscoefficient van HAc tussen water en MILK bepaald. Dit geschiedde als volgt:

De drie componenten werden in een scheitrechter van 100 ml bij elkaar gebracht, herhaalde malen flink geschud en minstens een half uur met elkaar

in contact gelaten. Hierna werden 10 ml porties van de lichte en zware laag afgepipteteerd, gewogen en getitreerd met 1 N loog op phenolphthaleïne (Th. Th.). Hieruit werd het gewichtspercentage HAc berekend. De bepalingen werden in duplo uitgevoerd.

De resultaten zijn:

gew % HAc in waterlaag	gew % HAc in MIBK laag
1,75	1,07
7,51	5,20
12,26	9,21
12,32	9,33
12,68	9,51
20,03	16,60
31,84	29,51

De gevonden waarden zijn in volledige overeenstemming met de waarden, opgegeven door Scheibel en Kaer (Ind. Eng. Chem. ~~42~~ 42, 1048, (1950)).

Op grond van het artikel "Liquid-liquid mixing as affected by internal circulation within droplets", een voordracht gehouden op de "Conference on mixing and agitation in liquid media" van the Institute of Chemical Engineers op 17 Juli 1951, werd onderzocht of we met een echte diffusie bij ons stelsel te maken hebben, of dat er ook erupties(explosies) plaats vonden bij de overgang van azijnzuur van de ene fase naar de andere, zodat er geen sprake meer is van ware diffusie. In een bekerglaasje werden drie proefjes genomen:

1°. Onderlaag: water+HAc, bovenlaag: MIBK. Ertradfustige diffusie op, want het scheidingsvlak was volkomen rustig.

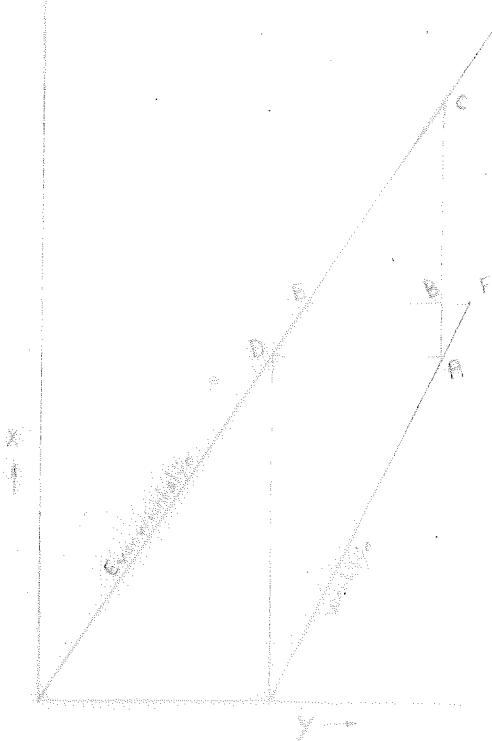
2°. Onderlaag: water, bovenlaag: HAc + MIBK. We namen slierten ^{waar} aan het grensvlak van MIBK ~~naar~~ de waterfase, terwijl het grensvlak enigszins danste. Echter geen erupties.

3°. Onderlaag: tetrachloorkoolstof, bovenlaag: MIBK + HAc. Het scheidingsvlak was volkomen rustig.

Conclusie: ware diffusie. De verschijnselen onder twee worden veroorzaakt door traagheidskrachten, daar het diffunderende HAc door zijn hogere dichtheid naar de bodem zakt ($\rho = 1,04$). Bij proef drie bleef de HAc boven hangen, daar de dichtheid van CO_2 ($\rho = 1,6$) groter is dan die van HAc.

Uit de gegevens over de dichthesen van de ommengbare fasen, die verband aangaven tussen het loogverbruik van een bepaalde titer van een nauwkeurig afgépipetteerde hoeveelheid van 10 ml en het gewichtspercentage HAc van deze hoeveelheid oplossing. Hiermee wordt het tijdrovende wege vermeden en de afleesfout bij het aflezen van de grafiek zal ongeveer even groot zijn als de

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



fouten bij weging en titratie.

Berekeningsmethoden:

In de voedings- en productstroken werd het gewichtspercentage azijnzuur bepaald. De stroomsnelheden werden eveneens bepaald.

Hieruit werd het aantal ideale trappen bepaald. Dit kunnen we op twee manieren doen, grafisch en algebraisch.

Grafische methode: Dit is de methode van Vertessian & Fenske, die uitvoerig in de literatuur beschreven is. We trekken een rechte door het begin en eindpunt van de werklijn, daar ons gebleken is, dat de verschillen, gevonden bij een berekening van het aantal ideale trappen met een rechte werklijn of een kromme werklijn, binnen de waarnemingsfouten liggen. Het gedeelte van de laatste theoretische trap werd als volgt berekend (zie schets hiernaast): we zien op de evenwichtslijn liggen de punten D(x_a, y_a), E(x_o, y_o) en C(x_{a+1}, y_{a+1}) en op de werklijn de punten A(x_a, y_{a+1}) en F(x_n, y_{n+1}). Het gedeelte van de laatste theoretische trap zal nu weergegeven worden door DE/DC. Veronderstellen we nu het gedeelte DC van de evenwichtslijn recht - hetgeen in het gebied waarin wij werken bij zeer grote benadering juist zal zijn - dan geldt $DE/DC = AB/AC$. We bepalen nu het ~~theoretisch~~ gedeelte van de laatste theoretische trap door de verhouding AB/AC te berekenen.

Algebraische methode: Dit is de methode van Underwood, die eveneens uitvoerig in de literatuur besproken is. Het verband tussen het aantal theoretische trappen n , de fractie van het azijnzuur, dat in de raffinatiefase achter blijft, Z_n en de extractiefactor E wordt gegeven door:

$$Z_n = \frac{E - 1}{E^{n+1} - 1}$$

waarin $E = \frac{V_{n+1}}{L_0 k}$

k = verdelingscoefficient volgens de wet van Henry in het betrokken gebied.

$$Z_n = \frac{x_n L_n}{x_o L_o} \quad \left| \begin{array}{l} \text{voldoet niet voor kleine } \\ \text{verhoudingen} \end{array} \right.$$

Dit verband geldt alleen, indien de extracterende vloeistof oorspronkelijk geen azijnzuur bevat. In een nomogram heeft men het verband tussen Z_n , E en n samengevat.

Deze methode kunnen we nog op verschillende manieren toepassen:

a. We berekenen V_{n+1}/L_0 in kg/kg.

b. We nemen aan, dat beide fasen wederzijds onoplosbaar zijn; dan geldt bij benadering $Z_n = \frac{x_n}{x_o}$, daar de volumina HAc, die van de ene fase naar de andere overgedragen worden, gering zijn. Verder berekenen

we V_{n+1}/L_o weer in kg/kg.

c. We berekenen Z_n als x_n/x_o en V_{n+1}/L_o in liter/liter.

De uitvoering van een proef:

De voorraadvaten worden met water en MIBK gevuld. Aan de MIBK wordt voldoende HAc en een overmaat water toegevoegd. De inhoud wordt gedurende ongeveer vijf minuten goed geroerd, waarna de onderste (water)laag van de MIBK gescheiden wordt en afgetapt. Het gehalte aan HAc van het MIBK wordt door titratie bepaald. We zetten nu de MIBKpomp aan en vullen de gehele kolom met MIBK. Daarna zetten we ook de waterpomp aan en stellen de stroomsnellheden van het MIBK en het water in op de gewenste waarden. Zodra het gewenste niveau zich in de onderste bezinkbak ingesteld heeft, schakelen we de niveauregelaar in en regelen de twee andere kraanen zo, dat het niveau in de settler slechts langzaam stijgt of daalt.

Hieraan wordt het roerwerk in de kolom aan het draaien geleverd en stellen we het toerental met de tachometer op de gesecondeerde waarde in, waarna we de toerenteller direct weer wegnemen.

De producten worden opgevangen in de ophaangvaten. Zodra minimaal vijf liter door de kolom is gestroomd, schakelen we de productstromen om op de ophaangvaten. Scheibel en Karr stelden vast, dat de toestand in de kolom stationnaire geworden was, nadat 2 à 3 x het eigen volume van de kolom door de kolom gestroomd was. Het eigen volume van de kolom is bij ons 0,8 liter. Het product wordt opgevangen tot een hoeveelheid van 2 tot 5 liter. Daarna wordt de proef gestopt, 10 ml vloeistof uit de meetvaten afgepipt en door titratie het HAc gehalte bepaald. Alle titraties geschieden in duplo, die eventueel herhaald worden, indien beide bepalingen meer dan 1 % afwijken.

Na de proef wordt de MIBKpomp met water doorgespoeld om de pakkingen en het membraan zoveel mogelijk tegen aantasting door nog in de pomp aanwezige resten agressieve vloeistof te beschermen.

Andere methoden om de efficiëntie uit te drukken:

a Verblijftijd per ideale trap. Deelt men het volume van een ideale trap door de vloeistofbelasting, dan vindt men de verblijftijd per ideale trap: τ . Naarmate τ kleiner is, is de kolom efficiënter.

b De H.E.T.P. Naarmate het "hoogte equivalent van een theoretische plaat" kleiner is, is de kolom efficiënter.

c De totale stofoverdrachtscoefficient ($k_L A$). Naarmate de totale stofoverdrachtscoefficient groter is is de kolom efficiënter. In de formule $\phi_m = k_L A (\Delta c)_{lm}$ is ϕ_m het aantal kg stof(HAc) dat per seconde overgedragen wordt en $(\Delta c)_{lm}$ het

logarithmisch gemiddelde concentratieverschil in kg/m^3 . k_L heeft de dimensie m/sec en A m^2 . $k_L A$ noemen we de totale stofoverdrachtscoefficient. Zij heeft dus de dimensie m^3/sec , of wel $\frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{sec} \cdot \text{m}^2 \cdot (\text{kg}/\text{m}^3)}$.

Is x het gewichtspercentage HAc in een bepaalde oplossing, dan is $x = \frac{100}{\rho_x} \cdot x$ de gewichtsfractie HAc in de oplossing. We hebben dus x kg HAc/ kg oplossing. De dichtheid van de oplossing is ρ_x kg/m³. 1 kg oplossing heeft dus een volume van $1/\rho_x$ m³. De concentratie van het HAc is dus $x\rho_x$ kg/m³. Uit de volgende formule kunnen we de totale stofoverdrachtscoefficient berekenen:

$$\frac{(x_0 \rho_{x_0} - x_n \rho_{x_n})}{3600000} = k_L A \frac{(x_0 \rho_{x_0} - k^4 y_1 \rho_{y_1}) - x_n \rho_{x_n}}{\ln \frac{x_0 \rho_{x_0} - k^4 y_1 \rho_{y_1}}{x_n \rho_{x_n}}}$$

Hierin is L de gemiddelde stroomsnelheid van de raffinaatfase; we nemen hiervoor de voedingsnelheid. L is uitgedrukt in liter/uur.

k' is de evenwichtsconstante uit de wet van Henry.

Door de andere factoren de hierboven genoemde dimensies te geven, vinden we k_A in $\text{m}^3/\text{sec.}$

Waarnemingen en berekeningen:

We zullen onze waarnemingen en berekeningen in tabelvorm weergeven. In deze tabellen hebben de volgende symbolen de volgende betekenis:

N_o = nummer van de proef

x_o = concentratie van HAc in gewichtsprocenten in de voeding (oplossing)

x_n = concentratie van HAc in gewichtsprocenten in het raffinaat (geextraheerde oplossing)

y_{n+1} = concentratie van HAc in het extractiemiddel

y_1 = concentratie van HAc in het extract.

We extraheren steeds een azijnzure MIBK-oplossing met zuiver water, zodat

y_{n+1} steeds = 0,0 is.

L_o = de voedingssnelheid van de te extraheren oplossing in liter/uur

V_{n+1} = de voedingssnelheid van het extractiemiddel in liter/uur.

V_B = de vloeistofbelasting in liter/uur = $L_o + V_{n+1}$

n = het toerental van het roterende mechanisme in omwentelingen/minuut

N = het aantal ideale trappen, berekend volgens de grafische methode van Vartessian en Fenske

τ = verblijftijd per ideale trap in sec

H = H.E.T.P. in cm

$k_L A$ = totale stofoverdrachtscoefficiënt in $m^3/\text{sec} \times 10^5$

V/L = " solvent to feed ratio" = V_{n+1}/L_o

L'_o = de voedingssnelheid van de te extraheren oplossing in kg/uur

L'_n = de stroomnelheid van het raffinaat in kg/uur

V'/L' = de "solvent to feed ratio" = V'_{n+1}/L'_o (hierin is V'_{n+1} de voedingssnelheid van het extractiemiddel in kg/uur. N.b. het extractiemiddel is steeds water, dus geldt $V_{n+1} = V'_{n+1}$)

T_y = type kolom

N_a^t = het aantal ideale trappen, berekend volgens de algebraïsche methode van Underwood en volgens manier a (zie voorgaande)

N_b^t = idem volgens methode b

N_c^t = idem volgens manier c.

In de tabellen zullen we met rode cijfers de variabele aangeven. Zoals reeds eerder gezegd, houden we twee van de drie te onderzoeken variabelen constant, terwijl we de derde varieeren. De variabelen zijn: De vloeistofbelasting, het toerental en de solvent to feed ratio.

TABEL I

Variabele solvent to feed ratio, toerental = 1500, VB = 26 - 31 liter/gur

No	Ty	x_o	x_n	y_{n+1}	y_1	L_o	V_{n+1}	VB	n	V/L	L'_o	L'_n	V'/L'
1	RDC	19,20	0,94	0,0	9,69	13,1	12,6	25,7	1500	0,96	10,6	7,0	1,19
2	RDC	11,73	0,32	0,0	5,55	11,3	17,7	29,0	1500	1,57	8,7	7,4	2,04
3	RDC	11,73	0,56	0,0	6,54	12,5	14,9	27,4	1500	1,19	9,8	8,3	1,53
4	RDC	14,08	0,59	0,0	7,80	15,2	15,7	30,9	1500	1,03	12,5	10,0	1,26
5	RDC	11,46	0,69	0,0	7,13	16,2	13,2	29,4	1500	0,81	13,3	11,4	0,99
6	RDC	11,46	0,97	0,0	7,600	14,6	12,5	27,1	1500	0,86	11,8	9,7	1,06
7	RDC	11,77	0,29	0,0	4,88	12,4	16,8	29,2	1500	1,35	9,7	8,2	1,74
8	RDC	11,77	0,30	0,0	4,99	12,9	17,1	30,0	1500	1,33	10,2	8,2	1,68
9	RDC	11,77	0,19	0,0	2,42	7,6	21,0	28,6	1500	2,77	5,0	4,1	4,20

No	N_a^t	N_b^t	N_c^t	N	τ	H	$k_L A$
1	4,90	3,70	5,12	2,60	35	19	1,52
2	2,97	2,80	3,25	2,83	28	17	1,49
3	3,22	2,95	3,55	2,71	31	18	1,47
4	4,38	3,75	4,85	2,78	27	17	1,88
5	5,33	4,45	6,25	2,77	29	17	1,88
6	3,98	3,35	4,50	2,59	33	19	1,51
7	3,64	3,33	3,90	2,72	29	18	1,61
8	3,73	3,38	3,97	2,73	28	18	1,67
9	2,70	1,70	1,80	2,70	32	18	0,98

In grafiek 1 vinden we het aantal ideale trappen uitgezet tegen de solvent to feed ratio. Direct valt ons op het onderscheid tussen de waarden, berekend volgens de algebraïsche methode en die berekend volgend de grafische methode. Die volgens de grafische methode geven een lineair verband tussen het aantal ideale trappen en de solvent to feed ratio, hetgeen ook in de literatuur vermeld wordt. Daarom zullen we in het vervolg het aantal ideale trappen alleen nog berekenen volgens de grafische methode van Vartessian & Fenske.

We zullen in het hieronder volgende staatje nog twee proeven nader bezien:

Hierin is N_a^t = aantal trappen berekend volgens Vartessian & Fenske

N_b^t = aantal trappen berekend volgens de algebraïsche methode van Underwood met een extractiefactor, die berekend is uit het driehoeksdiagram van het ternaire stelsel.

*)(11) (12)

N_c = aantal ideale trappen berekend volgens Underwood met een extractiefactor, die berekend is uit de gemeten stroomsnelheden

Δ_1 = een maat voor de afwijking van ons systeem van het ideale ternaire systeem = $\frac{N_b - N_a}{N_a} 100 \%$

Δ_2 = een maat voor de afwijking ten gevolge van mechanische eigenschappen van onze installatie = $\frac{N_c - N_a}{N_a} 100 \%$

N_a	N_b	N_c	Δ_2	Δ_1
1,31	2,7	>9	>600%	110%
2,89	3,7	5,2	80%	30%

Het is duidelijk, dat de gevonden afwijkingen varieren al naar gelang de omstandigheden der proef. Desalniettemin krijgen we een indruk van de afwijkingen. Door de grote afwijkingen ten gevolge van onze meetopstelling werd onze aandacht getrokken door het feit, dat de levering van de pomp afhankelijk was van de druk op de zuigkleppen. Het gevolg hiervan is, dat de met de oorspronkelijke meetvaten gemeten stroomsnelheden in het geheel niet overeenstemmen met de werkelijke stroomsnelheden. We hebben daarom de meetvaten in de zuigleidingen vervangen door rotameters in de persleidingen.

Een foutberekening leert bovendien, dat we bij onze kolommen een zodanige verhouding tussen de diameter en de hoogte hebben, dat we altijd in dat gedeelte van het nomogram van Underwood zitten, waar een kleine fout in de waarnemingen of berekeningen reeds een grote afwijking in het aantal ideale trappen geeft. Recapitulerende; we gebruiken de methode van Underwood niet, omdat:

1. Ons stelsel verre van ideaal is

2. De methode zeer gevoelig is voor fouten in de waarnemingen of berekeningen.

TABEL II

Variabele solvent to feed ratio, teerental = 450, VB = 30 = 31 liter/uur

NO	FY	x_o	x_n	y_{n+1}	y_1	L_o	V_{n+1}	VB	V/L	n	N	γ	H	k_L
10	RDC	16,78	3,10	0,0	8,17	13,6	16,7	30,3	1,22	450	1,52	50	32	0,84
11	RDC	15,94	6,77	0,0	11,80	21,9	9,0	30,9	0,41	450	1,42	52	34	0,88
12	RDC	15,94	3,50	0,0	8,98	16,5	14,5	31,0	0,88	450	1,53	49	31	0,96

Deze waarnemingen zijn eveneens in grafiek 1 weergegeven.

In grafiek 2 vindt men het aantal theoretische trappen berekend volgens de grafische methode tegen de solvent to feed ratio.

TABEL III

Variabele vloeistofbelasting, $V/L = 0,8 - 1,4$, toerental = 450/minuut

No	Ty	x_o	x_n	y_{n+1}	y_1	L_o	V_{n+1}	V/L	n	N	τ	H	$k_L A$	VB	
13	RDC	9,08	4,12	0,0	4,38	3,8	2,9	0,76	450	0,79	435	6	1	0,10	6,7
14	RDC	9,08	3,72	0,0	3,96	5,7	4,6	0,81	450	0,83	280	58		0,17	10,3
15	RDC	9,08	2,26	0,0	3,99	7,8	8,8	1,13	450	1,10	125	44		0,37	16,6
16	RDC	16,78	3,74	0,0	8,26	9,8	11,8	1,20	450	1,37	80	35		0,53	21,6
17	RDC	16,78	2,17	0,0	7,90	11,5	14,4	1,25	450	1,47	60	33		0,70	25,9
18	RDC	16,78	3,10	0,0	8,17	13,6	16,7	1,22	450	1,52	50	32		0,84	30,3
19	RDC	17,85	3,23	0,0	8,46	15,6	21,7	1,38	450	1,51	41	32		0,96	37,3
20	RDC	17,85	2,97	0,0	8,42	17,3	23,6	1,36	450	1,58	36	30		1,13	40,9
														0,74	34,6

In grafiek 3 is het aantal ideale trappen uitgezet tegen de vloeistofbelasting.

TABEL IV

Variabel toerental, VB = 37 - 41 liter/uur, $V/L = 0,9 - 1,4$

No	Ty	x_o	x_n	y_{n+1}	y_1	L_o	V_{n+1}	VB	V/L	n	N	τ	H	$k_L A$
21	RDC	13,21	5,87	0,0	8,05	20,1	18,2	38,3	0,91	0	0,95	63	51	0,62
22	RDC	17,62	4,78	0,0	9,51	17,6	19,6	37,2	1,11	200	1,32	47	36	0,87
23	RDC	17,62	3,80	0,0	8,36	17,6	19,6	37,2	1,11	300	1,36	45	35	0,98
24	RDC	17,85	3,23	0,0	8,46	15,6	21,7	37,3	1,38	450	1,51	41	32	0,96
25	RDC	14,65	3,61	0,0	9,07	22,1	19,8	41,9	0,90	600	1,52	36	32	1,23
26	RDC	11,24	1,50	0,0	7,23	17,3	21,8	38,1	1,20	1080	2,00	32	24	1,41
														2,21

In grafiek 4 vindt men het aantal theoretische trappen tegen het toerental.

Tot zover de waarnemingen aan de RDC. We vervolgen nu met de waarnemingen aan de parapluutjesextractor.

Tabel V

Variabele vloeistofbelasting, $V/L = 1,25 - 1,50$, toerental = 320/min

No	Ty	x_o	x_n	y_{n+1}	y_1	V_{n+1}	L_o	VB	V/L	n	N	τ	H	$k_L A$
27	PE	10,58	0,91	0,0	4,33	5,0	3,4	8,7	1,35	320	1,81	146	27	0,43
28	PE	10,58	0,20	0,0	4,04	11,2	9,0	20,2	1,24	320	2,72	42	18	1,55
29	PE	17,73	0,72	0,0	6,93	17,5	13,2	30,7	1,33	320	2,34	32	21	1,98
30	PE	17,85	0,50	0,0	5,96	6,7	5,4	12,1	1,24	320	2,33	82	21	0,81
31	PE	17,85	1,82	0,0	8,72	21,2	15,3	36,5	1,38	320	1,82	34	26	1,82
32	PE	21,96	1,66	0,0	12,41	8,8	6,3	15,1	1,42	320	2,60	58	19	0,93
33	PE	21,96	1,60	0,0	12,45	14,0	9,4	23,4	1,50	320	2,67	37	10	1,50
34	PE	21,96	1,80	0,0	12,01	17,7	12,1	29,8	1,46	320	2,50	31	19	1,77

Zie grafiek 5

TABEL VI

Variabel toerental, $V/L = 0,75$, VB = 29,5 liter/uur

No	Ty	x_o	x_n	y_{n+1}	y_1	L_o	V_{n+1}	V/L	n	N	τ	H	$k_L A$
35	PE	11,80	7,62	0,0	5,83	16,9	12,6	0,75	0	0,92	80	52	0,26
36	PE	14,39	3,23	0,0	13,18	16,9	12,6	0,75	320	2,63	30	18	1,42
37	PE	14,39	2,92	0,0	13,58	16,9	12,6	0,75	400	2,91	27	17	1,58
38	PE	14,39	2,59	0,0	13,60	16,9	12,6	0,75	500	3,87	20	12	1,73

Zie grafiek 6

TABEL VII

Variabele solvent to feed ratio, VB = 28 - 30 liter/uur, toerental = 330/min

No	Ty	x_o	x_n	y_{n+1}	y_1	L_o	V_{n+1}	V/L	n	N	τ	H	$k_L A$	VB
39	PE	13,21	6,17	0,0	16,01	21,5	6,5	0,3	330	3,89	21	12	1,84	28,0
40	PE	10,83	3,81	0,0	11,19	18,9	11,6	0,6	330	2,31	32	21	1,21	30,5
41	PE	10,83	1,99	0,0	7,98	15,1	15,0	1,0	330	2,06	37	23	1,10	30,1
42	PE	10,83	1,20	0,0	5,58	12,3	18,2	1,50	330	1,91	39	25	0,99	30,5
43	PE	11,69	0,90	0,0	4,70	10,1	20,0	2,0	330	1,86	41	26	0,89	30,1
44	PE	11,69	0,80	0,0	3,54	8,6	21,2	2,5	330	1,77	43	27	0,75	29,9
45	PE	11,69	0,67	0,0	2,90	7,7	22,4	2,9	330	1,67	43	29	0,70	30,1
46	PE	11,69	0,44	0,0	2,01	6,9	24,0	4,0	330	1,75	43	28	0,60	30,1

Zie grafiek 7

Daar het ons bleek, dat de diameter~~x~~ van 41 mm te klein was voor het roerwerk van de PE, hebben we nog een serie proeven gedaan in een koloom met een diameter van 51 mm, verder aangeduid met PE51.

TABEL VIII

No	Ty	x_o	x_n	y_{n+1}	L_o	V_{n+1}	VB	V/L	n	N	τ	H	$k_L A$	y_1
47	PE51	22,72	2,08	0,0	15,1	19,5	34,6	1,29	320	1,75	58	27	1,25	8,59
48	PE51	22,72	1,32	0,0	15,1	19,5	34,6	1,29	400	1,96	52	24	1,51	8,71
49	PE51	22,72	0,87	0,0	15,1	19,5	34,6	1,29	450	2,30	44	21	1,73	8,53
50	PE51	22,72	0,62	0,0	15,1	19,5	34,6	1,29	500	2,55	40	19	1,87	8,29
51	PE51	22,72	0,62	0,0	15,1	19,5	34,6	1,29	550	2,60	39	18	1,82	7,52
52	PE51	20,17	0,82	0,0	15,6	19,5	35,1	1,25	600	2,32	45	21	1,76	7,67
53	PE51	20,17	0,62	0,0	15,6	19,5	35,1	1,25	650	2,50	40	19	1,90	7,72
54	PE51	20,17	0,66	0,0	15,6	19,5	35,1	1,25	700	2,45	41	20	1,86	7,72
55	PE51	20,17	0,87	0,0	15,6	19,5	35,1	1,25	750	2,20	45	22	1,72	7,80

Zie grafiek 8

We vervolgen nu met een aantal waarnemingen aan de Scheibelextractor.

TABEL IX

Variabele vloeistofbelasting, $V/L = 0,75$, toerental = 1000/min

No	Ty	x_o	x_n	y_{n+1}	y_1	L_o	V_{n+1}	VB	V/L	n	N	τ	H	$k_L A$
56	Sch	19,18	6,15	0,0	17,83	14,3	10,7	25,0	0,75	1000	2,37	39	20	0,76
57	Sch	14,00	3,50	0,0	12,95	16,9	12,6	29,5	0,75	1000	2,52	30	19	1,27
58	Sch	19,18	4,71	0,0	17,27	20,0	15,0	35,0	0,75	1000	2,62	25	18	1,22
59	Sch	16,90	3,63	0,0	14,81	22,8	17,2	40,0	0,75	1000	2,63	22	18	1,92
60	Sch	16,90	3,38	0,0	14,71	25,7	19,3	45,0	0,75	1000	2,66	19	18	2,25
61	Sch	16,90	3,37	0,0	14,73	28,6	21,4	50,0	0,75	1000	2,666	17	18	2,51
62	Sch	14,79	3,28	0,0	13,42	31,4	23,6	55,0	0,75	1000	2,74	15	18	2,33
63	Sch	14,79	3,30	0,0	13,30	34,3	25,7	60,0	0,75	1000	2,79	14	17	2,80

Zie grafiek 9.

TABEL X

Variabel toerental, $V/L = 0,75$ en $VB = 29,5$ liter/uur

No	Ty	x_o	x_n	y_{n+1}	y_1	L_o	V_{n+1}	VB	V/L	n	N	ζ	H	$k_L A$
64	Sch	17,15	10,38	0,0	9,33	16,9	12,6	29,5	0,75	0	0,65	120	74	0,31
65	Sch	17,15	7,35	0,0	13,86	16,9	12,6	29,5	0,75	320	1,45	54	33	0,65
66	Sch	17,15	7,04	0,0	14,60	16,9	12,6	29,5	0,75	450	1,61	48	30	0,78
67	Sch	17,15	5,58	0,0	14,68	16,9	12,6	29,5	0,75	550	1,94	40	25	0,95
68	Sch	16,39	3,42	0,0	14,03	16,9	12,6	29,5	0,75	700	2,53	31	19	1,40
69	Sch	16,39	3,20	0,0	14,67	16,9	12,6	29,5	0,75	900	2,80	28	17	1,56
70	Sch	16,39	3,28	0,0	15,03	16,9	12,6	29,5	0,75	1000	2,86	27	17	1,57
71	Sch	15,23	3,45	0,0	13,49	16,9	12,6	29,5	0,75	1100	2,53	30	19	1,37
72	Sch	15,23	3,56	0,0	13,70	16,9	12,6	29,5	0,75	1200	2,55	30	19	1,36
73	Sch	15,23	3,60	0,0	13,65	16,9	12,6	29,5	0,75	1300	2,58	30	19	1,32
74	Sch	15,60	3,85	0,0	13,33	16,9	12,6	29,5	0,75	1450	2,27	34	21	1,22
75	Sch	15,60	3,54	0,0	13,46	16,9	12,6	29,5	0,75	1600	2,45	32	20	1,31
76	Sch	15,60	4,26	0,0	13,85	16,9	12,6	29,5	0,75	1700	2,28	34	21	1,15
77	Sch	15,41	4,37	0,0	13,65	16,9	12,6	29,5	0,75	1800	2,18	36	22	1,11
78	Sch	15,41	4,70	0,0	13,61	16,9	12,6	29,5	0,75	1900	2,07	38	23	1,05
79	Sch	15,41	4,37	0,0	13,20	16,9	12,6	29,5	0,75	2000	2,06	38	23	1,08

Zie grafiek 10, waarin het aantal ideale trappen is uitgezet tegen het toerental.

TABEL XI

Variabele solvent to feed ratio, $VB = 30$ liter/uur, $n = 550/\text{min}$

No	Ty	x_o	x_n	y_{n+1}	y_1	L_o	V_{n+1}	VB	V/L	n	N	ζ	H	$k_L A$
80	Sch	21,18	1,32	0,0	7,82	10,00	20,0	30,0	2,0	550	1,95	39	25	0,96
81	Sch	21,18	0,70	0,0	6,10	8,6	21,4	30,0	2,5	550	2,00	38	24	0,96
82	Sch	16,35	1,08	0,0	3,70	7,5	22,5	30,0	3,0	550	1,58	49	30	0,64
83	Sch	16,35	1,06	0,0	3,05	6,7	23,3	30,0	3,5	550	1,44	53	33	0,56
84	Sch	16,35	0,83	0,0	2,69	6,0	24,0	30,0	4,0	550	1,52	50	32	0,55
85	Sch	16,35	1,70	0,0	7,50	12,0	18,0	30,0	1,5	550	1,86	41	26	0,98
86	Sch	17,88	3,15	0,0	12,72	15,0	15,0	30,0	1,0	550	2,17	35	22	1,09
87	Sch	17,88	4,58	0,0	14,95	16,7	13,3	30,0	0,8	550	2,20	34	22	1,17
88	Sch	17,88	6,50	0,0	17,08	18,8	11,3	30,0	0,6	550	2,21	34	22	1,17
89	Sch	16,05	10,14	0,0	17,48	21,4	8,6	30,0	0,4	550	1,78	43	27	0,72
90	Sch	14,00	3,57	0,0	15,25	21,1	9,0	30,1	0,43	550	1,70	45	28	0,72
91	Sch	14,00	1,90	0,0	7,19	12,0	10,3	30,3	1,51	550	1,83	42	26	0,89
92	Sch	14,00	1,00	0,0	4,31	8,9	21,0	29,9	2,36	550	1,75	44	27	0,89

Zie grafiek 11

Maximale capaciteit:

De maximale capaciteit (vloeistofbelasting) van een kolom wordt bepaald door het "flooding"verschijnsel. Het "floodingpoint" is bij ons type extractoren het toerental, waarbij bij een bepaalde vloeistofbelasting het floodingverschijnsel optreedt. Het theoretische floodingpoint is bepaald indien een differentiële verhoging van een der variabelen ten gevolge heeft, dat de gedispergeerde fase voortdurend zich ophoert in de kolom. Als de omstandigheden, waaronder de extractie plaats heeft, zeer dicht bij het floodingpoint liggen, vindt deze accumulatie zeer langzaam plaats en is er een lange tijd benodigd eer het verschijnsel buiten de kolom zichtbaar wordt. Ook kunnen plotselinge veranderingen in het vloeistofniveau in de onderste settler aanleiding geven tot het (tijdelijk) optreden van flooding, indien gewerkt wordt in de buurt van floodingcondities. Flooding werd bepaald als volgt:

- 1°. De niveauregelaar moet zeer goed werken, het niveau in de onderste settler mag slechts zeer langzaam stijgen of dalen.
- 2°. MIBK is de continue, water de disperse fase. V/L is ongeveer 1. Er is geen HAc opgelost in een der beide fassen.
- 3°. Als criterium voor flooding werd aangenomen, dat water de bovenste settler binnen stroomde en niet meer door de terugvoerleiding in de kolom gevoerd werd, zodat tenslotte het water door de lichtefase afvoerleiding afgevoerd werd.
- 4°. Bij vloeistofbelastingen lager dan 30 l/h werd 10 minuten, bij die hoger dan 30 l/h werd 5 minuten gewacht om te zien of bepaalde verschijnselen op beginnende flooding wezen.

Voorschriften 3 en 4 zijn willekeurig gekozen.

De resultaten van de floodingmetingen zijn weergegeven in grafiek 19.

Verder werden nog grensvlakspanningen van het ternaire systeem bepaald, zowel met zuiver MIBK, zuiver HAc en leidingwater, als eveneens met MIBK, dat reeds voor ongeveer 25 proeven gebruikt was, zuiver HAc en leidingwater. Het vele malen gebruikte MIBK heeft veel verontreinigingen opgenomen als opgeloste packing als kranenvet.

TABEL XII

Vuile MIBK

No	β HAc in water	β HAc in MIBK	ρ_{H_2O}	ρ_{MIBK}	$\Delta\rho$	grensvlakspanning in N/m
1	0,2	0,11	996	802	194	$8,43 \times 10^{-3}$
2	3,11	2,00	997	807	190	$9,05 \times 10^{-3}$
3	5,82	3,89	998	812	186	$7,85 \times 10^{-3}$
4	7,75	5,40	998	816	182	$7,29 \times 10^{-3}$
5	12,72	9,62	999	828	171	$5,45 \times 10^{-3}$

TABEL XIII

Schone MIBK

No	% HAc in water	% HAc in MIBK	ρ_{H_2O}	ρ_{MIBK}	$\Delta \rho$	grensvlakspanning in N/m
1	0,0	0,0	996	802	194	$11,86 \times 10^{-3}$
2	2,40	1,50	997	806	191	$9,83 \times 10^{-3}$
3	3,11	2,00	997	807	190	$9,75 \times 10^{-3}$
4	4,12	2,65	997	809	188	$9,05 \times 10^{-3}$
5	5,97	3,99	998	813	185	$7,17 \times 10^{-3}$
6	8,50	6,90	998	813	180	$4,11 \times 10^{-3}$

Zie grafiek 18

Holdupmetingen:

Verder werd bepaald hoeveel milliliter disperse fase er in de kolom bij stationaire toestand aanwezig was als functie van de solvent to feed ratio.

TABEL XIV

No	Ty	n	VB in l	V/L	Volume in ml water MIBK	Volume in ml totaal	Holdup in %
1	RDC	1500	30	4,0	195	685	22%
2	RDC	1500	30	3,0	185	700	21%
3	RDC	1500	30	2,0	165	735	18%
4	PE	330	30	4,0	170	670	20%
5	PE	330	30	3,0	155	690	18%
6	PE	330	30	2,0	145	700	17%
7	PE	330	30	1,0	135	710	16%
8	PE	330	30	0,8	150	690	18%
9	PE	330	30	0,6	165	680	19%
10	PE	330	30	0,4	185	660	22%
11	Sch	550	30	4,0	215	645	25%
12	Sch	550	30	3,0	175	670	23%
13	Sch	550	30	2,5	185	630	23%
14	Sch	550	30	2,0	195	670	23%
15	Sch	550	30	1,5	165	695	19%
16	Sch	550	30	1,0	145	720	17%
17	Sch	550	30	0,6	110	755	13%
18	Sch	550	30	0,4	90	775	10%

Deze volumina werden bepaald door op een gegeven moment de pompen uit te schakelen en ogenblikkelijk alle toe- en afvoerleidingen van de kolom met klemkraantjes af te sluiten. Daarna werd de kolom afgetapt. De concentratie van HAc in

de MIBK was steeds ongeveer 10 %. Het water was de extracterende fase. Bij de waarnemingen met de Scheibelextractor werden de flacongehaltes bepaald in de productstromen. De efficienties bij de verschillende solvent to feed ratios bleken overeen te komen met die uit tabel XI.

Bespreking der resultaten:

A. Maximale capaciteit.

Uit grafiek 19 blijkt, dat vooral bij de Scheibeextractor de floodingpoints voor het binaire systeem water-MIBK zeer slecht reproduceerbaar zijn. Verder bleek, dat bij de extractieproeven vaak gewerkt kon worden bij toerentallen, die aanzienlijk boven het floodingpoint lagen. Uit de literatuur blijkt, dat het floodingpoint hoger ligt, naarmate het dichtheidsverschil der beide fasen groter is, de grensvlakspanning lager is en de viscositeit van de continue fase lager is. *(Komt later)*

Uit grafiek 18 blijkt, dat de grensvlakspanning aanzienlijk afneemt met toenemende azijnzuurconcentratie, zodat het floodingpoint bij de extractieproeven hoger zal liggen dan overeenstemt met de waarnemingen aan het binaire systeem. Verder zien we uit grafiek 18, dat boven een bepaalde azijnzuurconcentratie door de vervuiling met verontreinigingen uit onze installatie van het MIBK de grensvlakspanning minder sterk met toenemende azijnzuurconcentratie afgaat nemen, zodat het floodingpoint lager komt te liggen. De invloed van de verontreinigingen is dus zodanig, dat zij de floodingpoints verlaagt.

B. De efficientiekarakteristieken:

Bij de R.D.C. blijkt, dat de efficiëntie geheel onafhankelijk is van de solvent to feed ratio, indien men de efficiëntie uitdrukt als N, γ of H . Verder zien we, dat de totale stofoverdrachtscoefficient afneemt met toenemende V/L . Hier komen we nader op terug. Zie grafiek 2, 14 en 16.

Verder blijkt, dat de R.D.C. efficiënter wordt, naarmate het toerental toeneemt en naarmate de vloeistofbelasting toeneemt. Het verband tussen de efficiëntie en elk van deze beide variabelen is lineair. Zie de grafieken 3, 4, 12, 13, 15 en 17.

Bij de PE blijkt bij toenemende vloeistofbelasting de efficiëntie - uitgedrukt als N, γ of H - toe te nemen en een maximale waarde bereiken om daarna weer af te nemen. Wordt de efficiëntie uitgedrukt in de totale stofoverdrachtscoefficient, dan blijkt deze steeds toe te blijven nemen, alhoewel bij hogere vloeistofbelastingen minder snel als bij lagere VB's. Zie grafiek 5, 12 en 17.

Bij de PE blijkt bij stijgend toerental de efficiëntie, uitgedrukt als N, γ of H - toe te nemen, een maximum te bereiken en daarna weer te dalen. De $k_L A$ bereikt juist haar maximum bij floodingcondities. Bij de kolom met de diameter van 41 mm kon het maximum niet bereikt worden, daar reeds eerder flooding opgetreden was. Zie grafiek 6, 8, 13 en 15.

Bij de PE is de invloed van de solvent to feed ratio bijzonder groot. Vooral bij lage waarden van de solvent to feed ratio is de efficiëntie zeer hoog.

We zien de efficiëntie afnemen met toenemende solvent to feed ratio, Gr. 7, 14, 16.
 Bij de Scheibelextractor zien we de efficiëntie stijgen met toenemende vloeistofbelasting, zie grafieken 9, 12 en 17.
 Met toenemend toerental stijgt de efficiëntie van de Sch tot een maximale waarde om daarna weer te dalen, zie grafieken 10, 13 en 15.
 Bij stijgende solvent to feed ratio neemt de efficiëntie van de Sch toe tot een maximale waarde om daarna weer af te nemen, zie grafieken 11, 14 en 16.

We mogen bij de beschouwing van de grafieken niet uit het oog verliezen, dat ~~de~~ twee der variabelen op een willekeurige waarde constant gehouden zijn, zodat we uit de grafieken 12 t/m 17 geen conclusies mogen trekken over de waarde van de kolommen t.o.v. elkaar. Uit grafiek 17, zo men deze slechts oppervlakkig beschouwt, zou men licht geneigd zijn te concluderen, dat de Scheibelextractor efficiënter is dan de Rotating Disc Contactor en de Parapluutjesextractor. Men moet echter wel bedenken, dat bij een ander solvent to feed ratio en een ander toerental de verblijftijden per ideale trap voor laatst genoemde kolommen zeer goed korter kunnen zijn dan voor de Scheibelextractor.

C De holdup metingen:

Zie de grafieken 20, 21 en 22. We kunnen in het algemeen zeggen, dat de totale stofoverdrachtscoëfficient, die samengesteld is uit de weerstanden tegen stofoverdracht der beide fasen, omgekeerd evenredig is met de druppeldiameter. Wordt de holdup groter, dan kunnen er meer druppeltjes gevormd worden van gelijke diameter, of de diameter van de druppeltjes kan groter worden of beide effecten kunnen optreden. Meer druppels van dezelfde diameter geven een groter oppervlak en eenzelfde stofoverdrachtscoëfficient. $k_L A$ wordt dus groter. Grottere druppels geven een kleinere stofoverdrachtscoëfficient en een kleiner oppervlak: $k_L A$ wordt dus kleiner. Treden beide effecten op, dan zal $k_L A$ groter worden, gelijk blijven of kleiner worden.
 Wordt de holdup kleiner, dan kunnen er minder druppeltjes zijn van dezelfde diameter, of hetzelfde aantal druppeltjes met een kleinere diameter of beide effecten kunnen optreden. Worden er minder druppeltjes gevormd, dan blijft de stofoverdrachtscoëfficient gelijk, maar neemt het totale oppervlak af, dus $k_L A$ wordt kleiner. Worden kleinere druppeltjes gevormd, dan wordt de stofoverdrachtscoëfficient groter en het oppervlak per volume-eenheid groter, dus $k_L A$ wordt groter. Treden beide effecten op, dan zal $k_L A$ groter worden, gelijk blijven of kleiner worden.

Bezien we grafiek 20, dan blijkt dat bij de R.D.C. de vorming van grotere druppels overwiegt en dat de holdup toeneemt met toenemende solvent to feed ratio, dat wil zeggen de holdup van het oplosmiddel. De metingen konden niet uitgevoerd worden bij een lagere solvent to feed ratio dan 2,0, daar flooding op ging treden bij lagere V/L bij het door ons gebruikte MIBK.

Uit grafiek 21 blijkt, dat bij de parapluntjesextractor de holdup een minimum vertoont bij een V/L van ongeveer 1,0. Bij deze V/L stroomt de disperse fase dus het snelst door de kolom en is dus de pompwerking van de roerdertjes optimaal. Aanvankelijk worden er minder druppeltjes gevormd, daarna grotere druppels, althans in overwegende mate.

Uit grafiek 22 blijkt, dat bij de Scheibelextractor de holdup van de disperse (extraherende) fase steeds toeneemt. Met toenemende solvent to feed ratio worden aanvankelijk meer druppels gevormd en vervolgens grotere druppels.

D. Verdere opmerkingen:

De floodingpoints bij de Scheibelextractor werden bepaald, zoals reeds eerder vermeld. Ver voor het hiervoor genoemde floodingpoint, trad reeds een ander floodingsverschijnsel op. Bij lagere toerentallen werden reeds dooor een bepaalde fase zeer kleine druppeltjes van de andere fase meegesleurd, die niet in de settlers uitzakten en door de verkeerde afvoerleidingen verdwenen. Het valt op dat bij de Scheibelextractor het deeltjespectrum zeer groot is. Dit komt waarschijnlijk, doordat de roerdertjes zeer scherpe rechthoekige kanten hebben. Met ronde roerdertjes zou men dit kunnen onderzoeken.

In de literatuur wordt nog een aantal proeven beschreven aan een Scheibelextractor met een diametere van $11\frac{1}{4}$ ", d.i. 28,6 cm, eveneens met het stelsel MIBK-HAc water. We zullen de resultaten van deze proeven, waarbij water de disperse fase is, hier weergeven en eveneens τ en $k_L A$ uitrekenen.

No	VB	V/L	n	N	τ	$k_L A$
103	227	1,0	400	2,20	576	$0,98 \times 10^{-4}$
117	454	1,0	400	2,55	249	$2,54 \times 10^{-4}$
101	454	1,0	400	2,65	239	$2,36 \times 10^{-4}$
93	903	1,0	400	2,70	117	$4,93 \times 10^{-4}$
99	1363	1,0	400	2,65	80	$7,50 \times 10^{-4}$
95	1635	1,0	400	2,85	62	$9,85 \times 10^{-4}$
106	903	1,0	400	1,45	220	$2,52 \times 10^{-4}$
93	903	1,0	400	2,70	117	$4,93 \times 10^{-4}$
105	903	1,0	560	2,70	117	$4,98 \times 10^{-4}$
108	903	1,0	690	2,45	129	$4,62 \times 10^{-4}$

No	VB	V/L	n	N	T	k_A
113	1635	1,0	150	1,55	114	$4,93 \times 10^{-4}$
95	1635	1,0	400	2,85	62	$9,85 \times 10^{-4}$
110	1635	1,0	693	2,80	63	$9,52 \times 10^{-4}$
115	1635	1,0	725	3,00	59	$10,11 \times 10^{-4}$

Uit deze tabellen blijkt, dat bij vergroting van de Scheibelkolom - die hier drie meng- en vier bezinksecties heeft - de efficiëntie, uitgedrukt in ideale trappen, ongeveer gelijk blijft, maar uitgedrukt in verblijftijd per ideale trap achteruit loopt.

Op het eerste gezicht lijkt het vreemd bij beschouwing van grafiek 15, dat bij de Sch bij toenemend toerental - dus bij hogere turbulentie en kleinere druppels, dus groter oppervlak - de totale stofoverdrachtscoefficient een maximum doorloopt en daarna weer af gaat nemen. Dit komt echter, omdat de druppeltjes nu zo klein worden, dat zij niet meer uitzakken in de bezinksecties en dus de begin- en eindeffecten bij de extractie uit druppels door de druppelvorming en het uitzakken van een druppel geen rol meer spelen.

Conclusies:

- 1°. Het floodingpoint neemt af bij toenemende vervuiling van de MIJK.
 - 2°. De Rotating Disc Contactor is ongevoelig voor veranderingen van de solvent to feed ratio in een beperkt gebied; de efficiëntie neemt toe met toenemend toerental en toenemende vloeistofbelasting. Bij toenemende solvent to feed ratio neemt ook de holdup van de disperse (extraherende) fase toe en overweegt de vorming van grotere druppels.
 - 3°. De efficiëntie van de parapluutjes extractor bereikt een maximum en neemt daarna weer af bij toenemend toerental en toenemende vloeistofbelasting. De efficiëntie is zeer hoog bij lage solvent to feed ratios en neemt eerst snel en daarna langzaam af bij toenemende V/L. De pomperwerking van de roerdertjes is optimaal bij een V/L van ongeveer 1,0.
 - 4°. De efficiëntie van de Scheibelextractor neemt toe met toenemende vloeistofbelasting. De efficiëntie bereikt een maximum en neemt daarna weer af voor toenemende V/L en toenemend toerental. Met stijgende solvent to feed ratio neemt de holdup van de disperse (extraherende) fase geleidelijk toe. Erst worden meer druppels en daarna grotere druppels overwegend gevormd bij stijgende V/L.
 - 5°. Het floodingpoint neemt toe, naarmate het azijnzuurgehalte der beide fasen stijgt.
- Het oplanden heel verschillend.*

Eventueel verder programma:

- We kunnen onze holdupmetingen voortzetten en door vergelijking van de uitkomsten met de k_A eventueel conclusies trekken over de kolomtypen.
 - We kunnen met een ander stelsel gaan werken en door vergelijking van het gedrag van de kolommen t.o.v. de verschillende stelsels een beter inzicht trachten te verkrijgen in de werking van de kolommen.
 - We kunnen de kolommen ombouwen en met twee wasvloeistoffen gaan werken en wederom de merites van de kolommen bepalen.

We kunnen de pomp in onze installatie eventueel vervangen door leidingen met rotameters, waardoorheen de vloeistof stroomt door een niveauverschil. Op het ogenblik werkt de installatie met de pomp en rotameters in de persleidingen redelijk goed. We zouden aan willen raden, dan de voorraadtankjes hoger te plaatsen en volgens de methode der Mariotteflessen laten werken.

With the exception of
the first two or three
days, the balance of the
time was spent in the
laboratory.

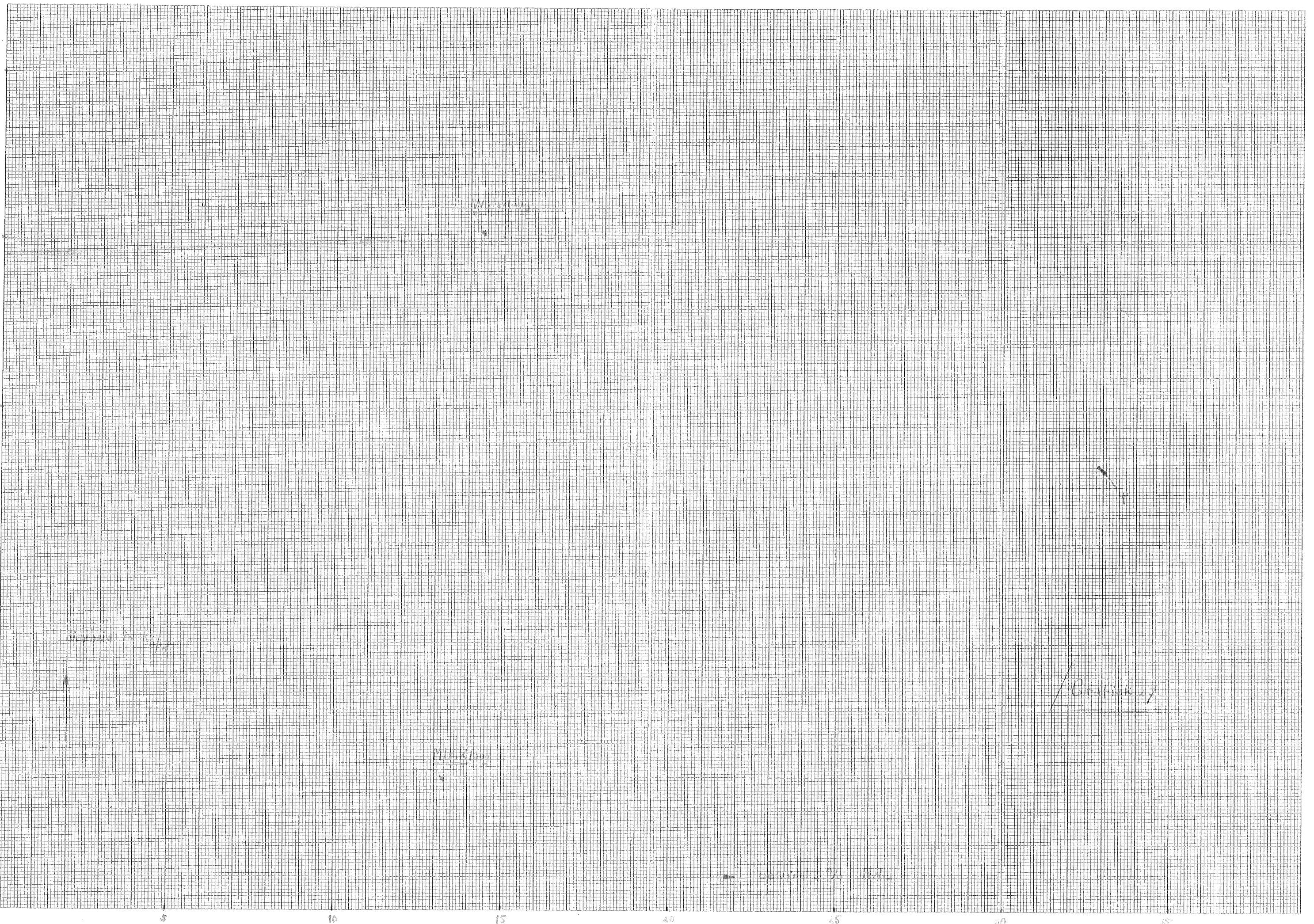
Geraadpleegde literatuur:

- (1) Scheibel, E. G. & Karr, A. E., Ind. Eng. Chem. 42, 1043 (1950)
- (2) Scheibel, E. G., Chem. Eng. Progress, 44, 681, 771 (1948)
- (3) Scheibel, E. G., U. S. Patent 2,493,265
- (4) Stuart Row, Koffolt & Withrow, Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 37, 559 (1941)
- (5) Feich & Anderson, Ind. Eng. Chem., 44, 404 (1952)
- (6) ASTM Standards 1943, in Ind. Eng. Chem. Anal. Ed., 13, 313 (1941)
- (7) Othmer, D. F., Shute, R. E. & Trueger, H., Ind. Eng. Chem. 33, 1240 (1941)
- (8) Vartessian & Fenske, Ind. Eng. Chem., 28, 1357 (1936)
- (9) Evans, T. M., Ind. Eng. Chem., 26, 860 (1934)
- (10) Millingham, Sedlak, Rossini & Westhaver, Ind. Eng. Chem., 32, 706 (1947)
- (11) Trans. Inst. Chem. Engrs., 17 Juli 1951.
- (12) Roman, G. H., Proceedings IIIrd World Petroleum Congress, Section III, preprint 8
- (13) Underwood, U., Ind. Chemist, 10, 129 (1934)
- (14) Sherwood, T. K., "Absorption and Extraction" (1937)
- (15) Treybal, R. E., "Liquid Extraction" (1951)
- (16) Perry, H., "Chemical Engineers' Handbook" (1950)
- (17) Brown, H., "Unit Operations" (1951)
- (18) Klinkenberg, A. Congrès Mondial de Petrole, Tome II, 863 (1937)

\

Overzicht bijlagen:

1. Efficiëntie berekend volgens verschillende methoden vs V/L .
2. R.D.~~CN~~ vs V/L
3. R.D.C.: N vs VB
4. R.D.C.: H vs n
5. PE: N vs VB
6. PE: H vs n
7. PE: N vs V/L
8. PE51: N vs n
9. Sch: N vs VB
10. Sch: N vs n
11. Sch: N vs V/L
12. Schxx ζ vs VB
13. ζ vs n
14. ζ vs V/L
15. $k_L A$ vs n
16. $k_L A$ vs V/L
17. $k_L A$ vs ~~VB~~ VB
18. Grensvlakspanning vs azijnzuurconcentratie in waterfase.
19. Floodingpoints
20. R.D.C.: Holdup en $k_L A$ vs V/L
21. PE, : Holdup en $k_L A$ vs V/L
22. Sch,: Holdup en $k_L A$ vs V/L
23. Nomogram van Underwood.
24. Verdelingscoefficienten uit eigen waarnemingen en uit de literatuur.
25. Evenwichtslijn voor ons stelsel.
26. Drieboeksdiaagram van ons stelsel.
27. Dichtheid van de waterfase en de MIK fase vs azijnzuurconcentratie.



$\circ - \circ$ RDC $V_L = 1$ $n = 4500$
 $+ - +$ TE: $V_L = 10$ $n = 3000$
 $\Delta - \Delta$ Sch: $V_L = 0.75$ $n = 1000$

I in A
Vary I_L / idealie trap

- 250

- 200

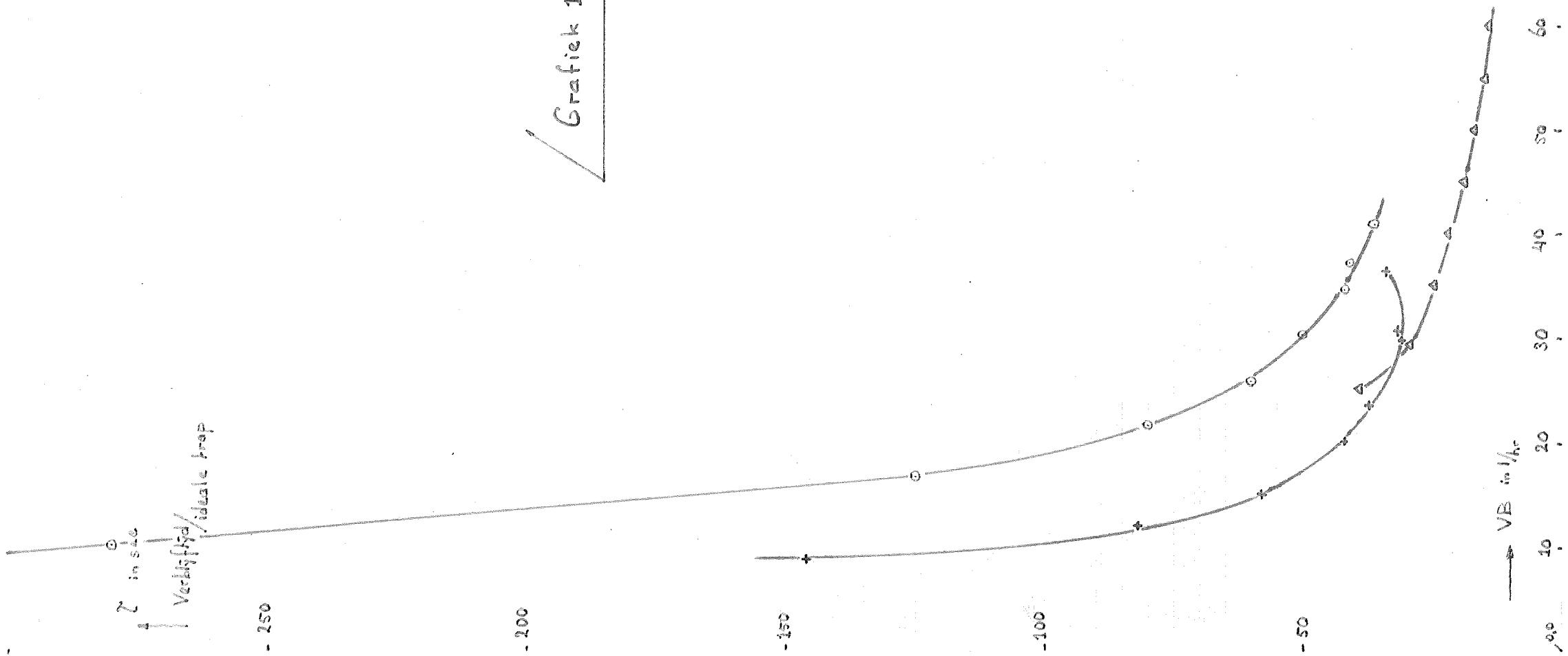
- 150

- 100

- 50

0

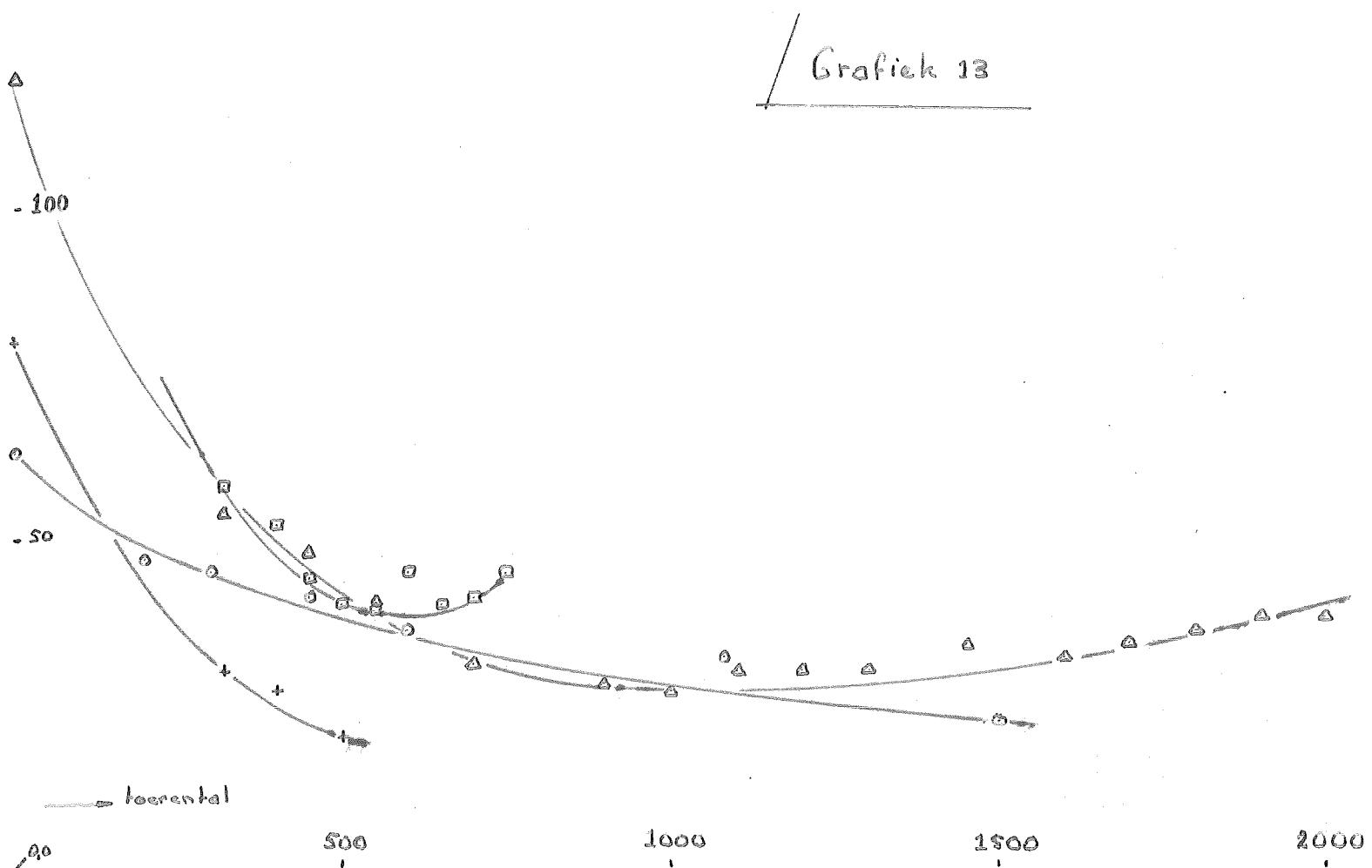
Grafiek 12



\mathcal{F}_o

τ in sec
 Verblafftjyd/ideale trefp
 - 150

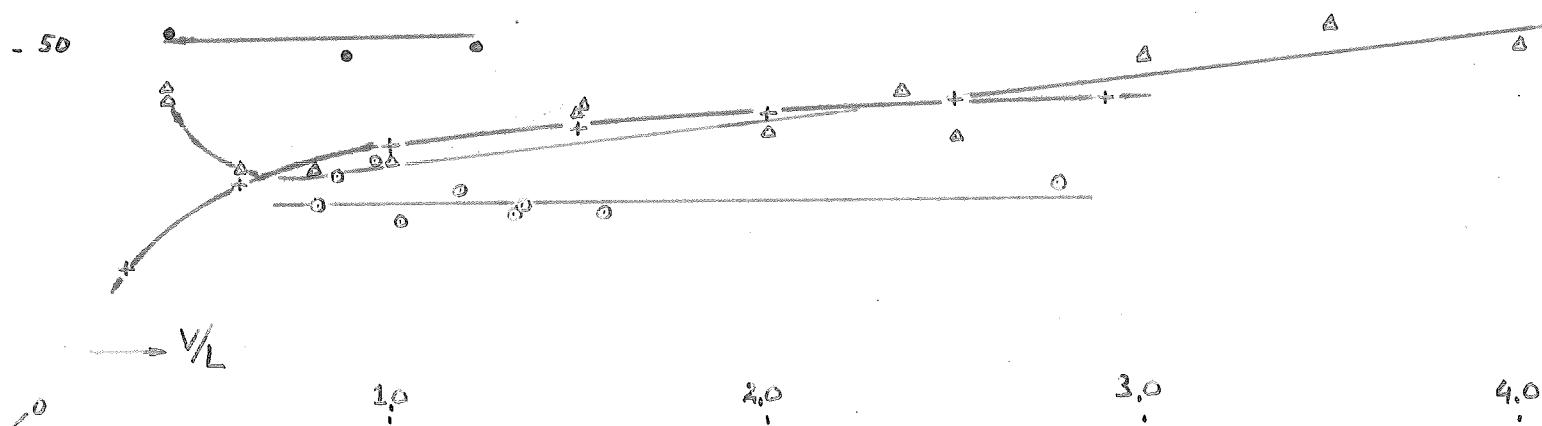
$\circlearrowleft \rightarrow \circlearrowright$	RDC	$VB = 3g \text{ l/h}$	$V/L = 0,4-1,9$
$\rightarrow \leftarrow \rightarrow$	PE	$VB = 2g,5 \text{ l/h}$	$V/L = 0,75$
$\square \rightarrow \square$	PE51	$VB = 3g \text{ l/h}$	$V/L = 1\frac{1}{4}$
$\triangle \rightarrow \triangle$	Sah	$VB = 4g,5 \text{ l/h}$	$V/L = 0,75$

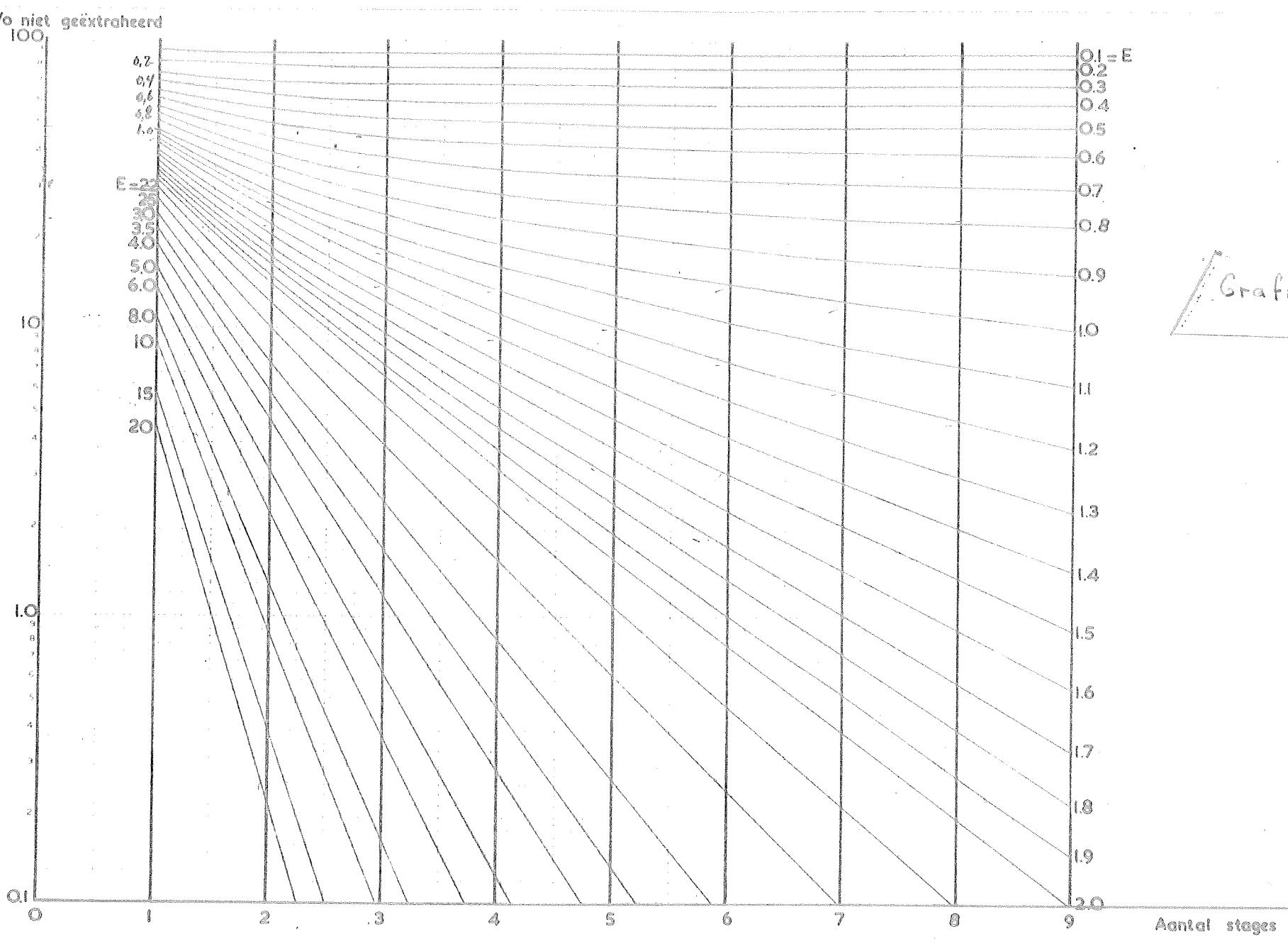


○ —○ RDC n=1500 VB = 28 1/h
 ● —● RDC n=450 VB = 30 1/h
 + —+ PE n= 330 VB = 23 1/h
 △ —△ Sch n= 550 VB = 30 1/h

T
 Verblijftijd/
 ideale trap
 - 150

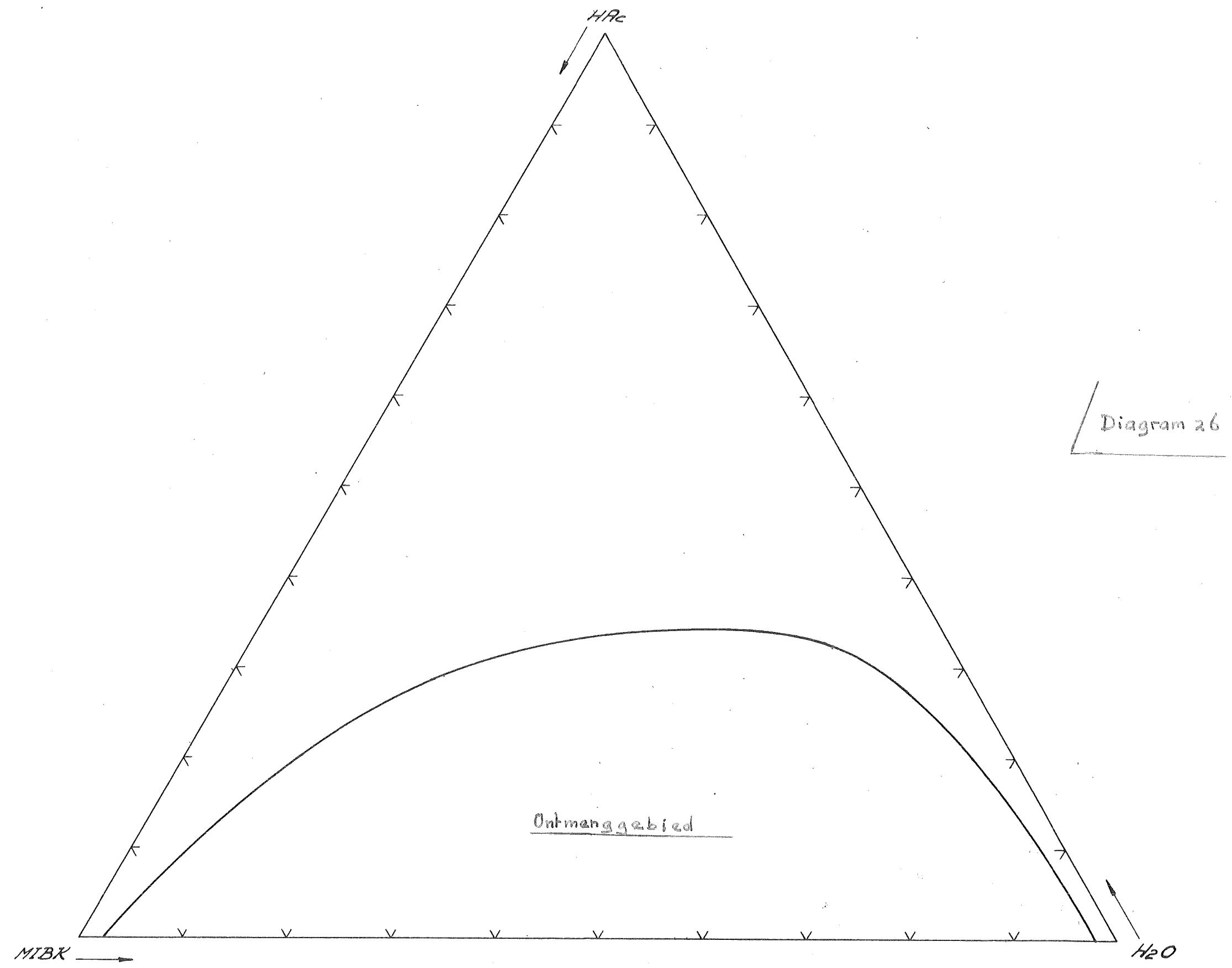
- 100

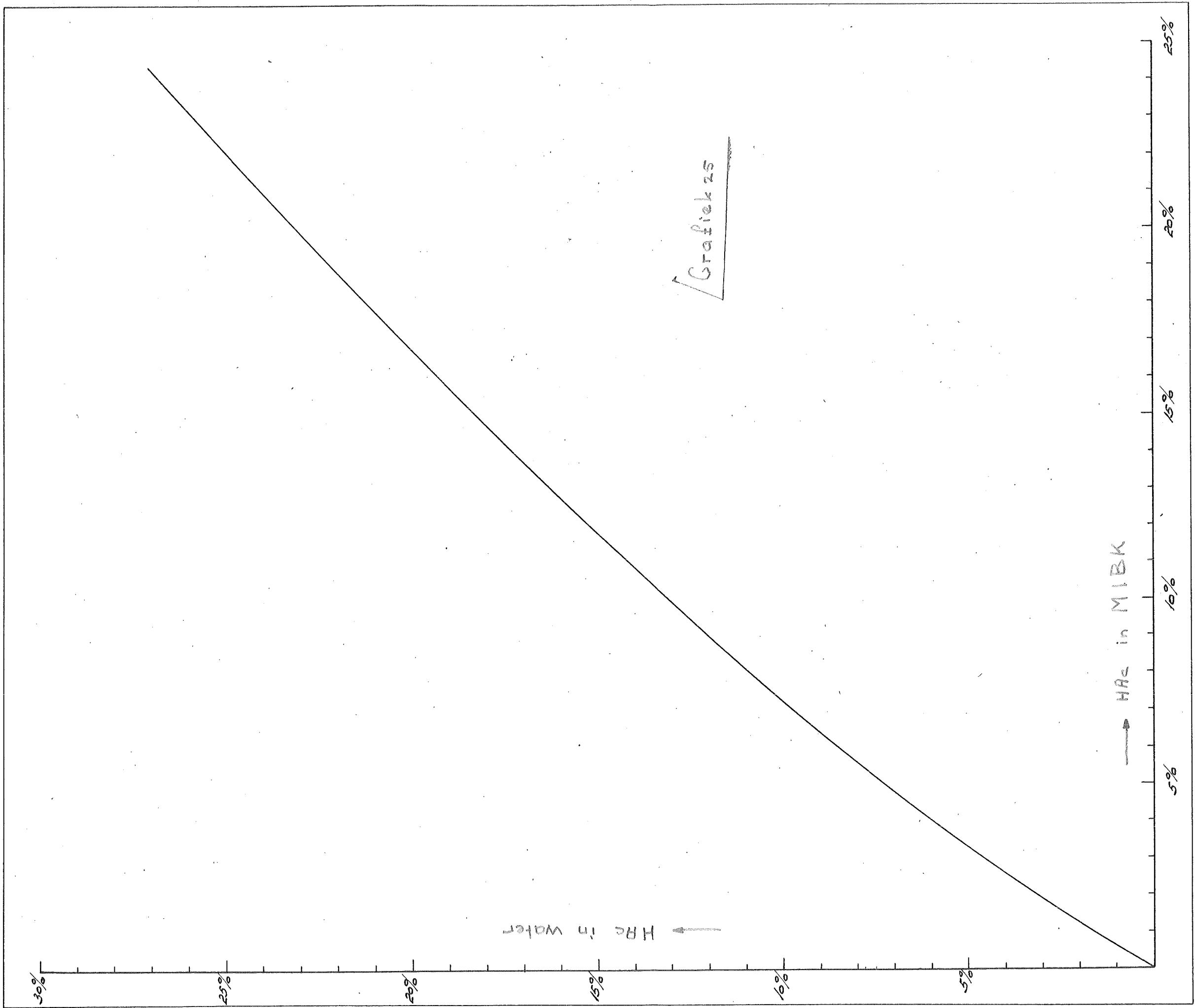




TEGENSTROOM_EXTRACTIE

$$\% \text{ niet geëxtraheerd} = \frac{E_{\text{tot}} - E_{\text{uit}}}{E_{\text{tot}}} \cdot 100$$

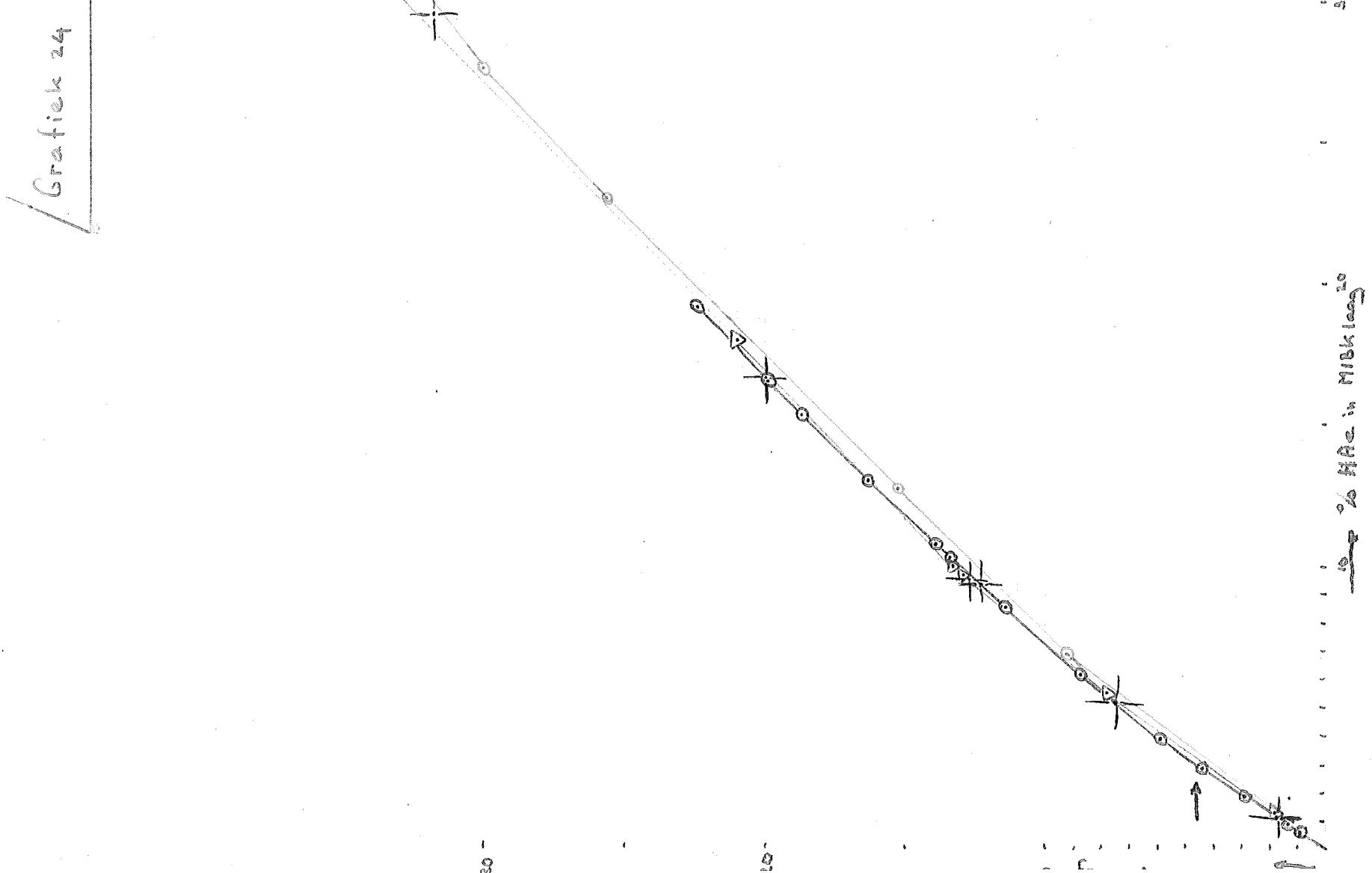


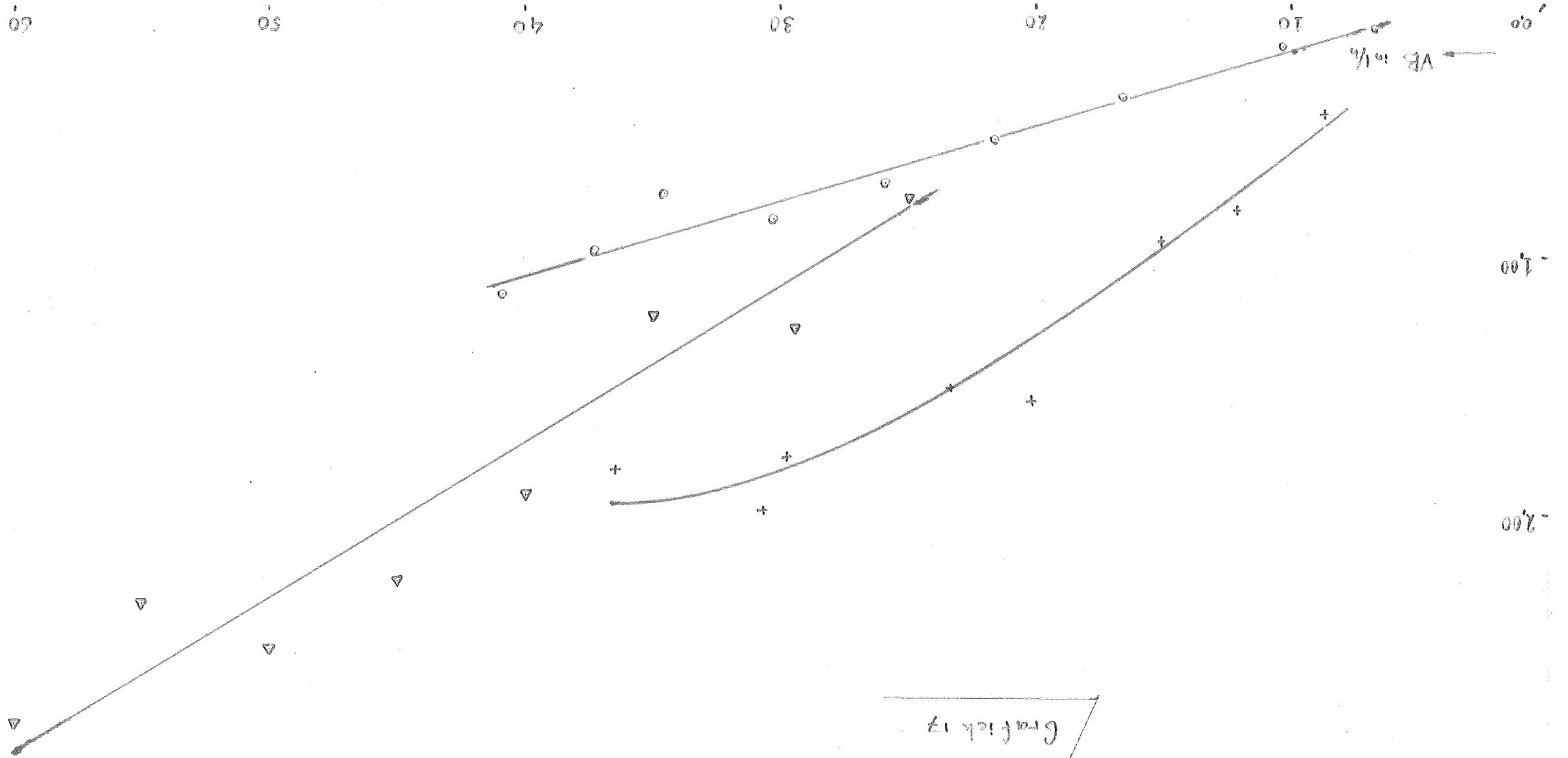


- eigen veranderingen
— Okkewa, White, Truesdell, T.E., 35, 1240 (1941)
— Scheibel, Kart, T.E.C., 42, 1050 (1950)

Grootste afwijking van schaatsbaan voor een
60%

Graphiek 24





Graph 14

Δ — Δ $V/L = 0.7/m$ $n = 1000$
 \rightarrow \rightarrow $V/L = 1.1/m$ $n = 320$
 \circ — \circ $V/L = 1.1/m$ $n = 450$

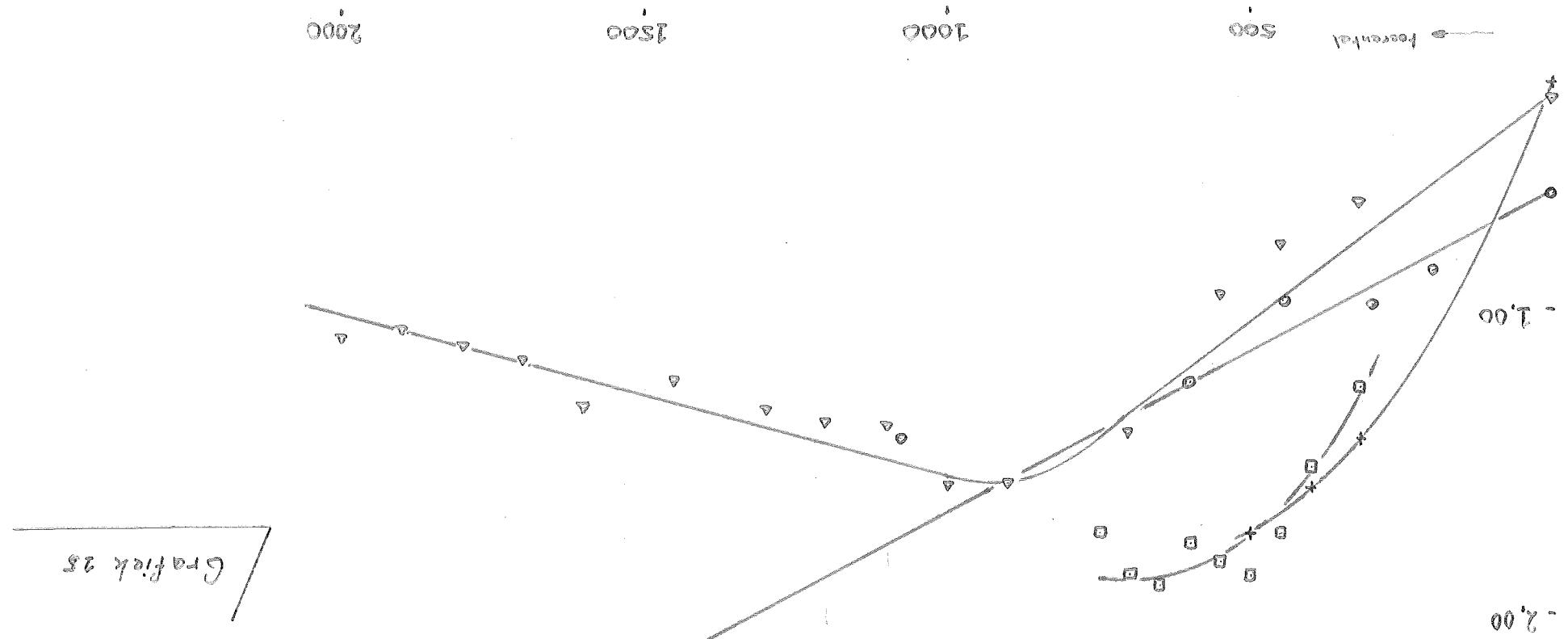
$K_A \times 10^5$ in m^{-3}/m

-3.00

-2.00

-1.00

0.0

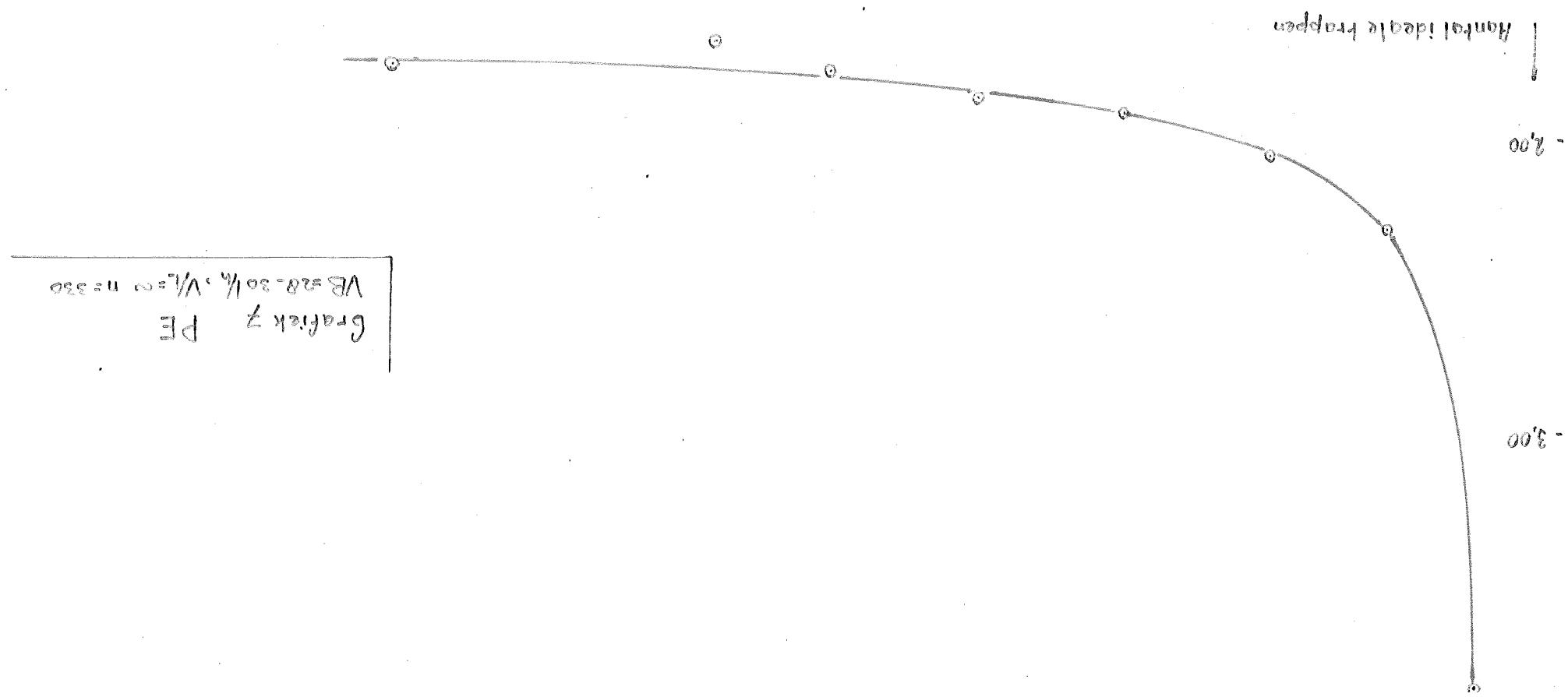


Graph 25

Δ S2a: $V_L = 0.75$ $V_B = 2.95$
 \square PE: $V_L = 1.75$ $V_B = 35$
 $+$ PE: $V_L = 0.75$ $V_B = 29.5$
 \circ RDC: $V_L = 3.1$ $V_B = 35$

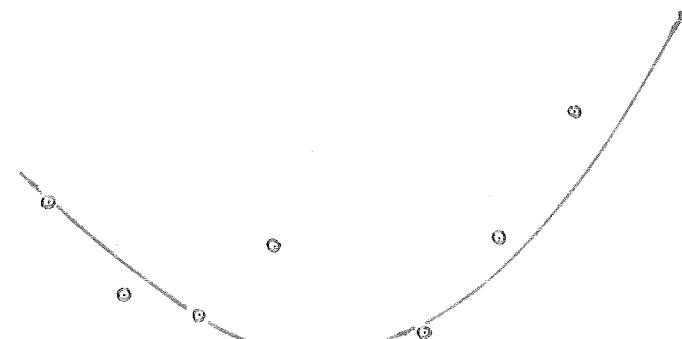
$$k_A \times 10^3 \text{ in } \text{m}^3/\text{sec}$$

Graphik 7 PE
VB=8,30 %, VL=10 n=330



Graph 8 PE 51

$$V_L = 14 \quad V_B = 35$$



-2,00

-3,00

Aantal ideale trappen

-1,00

→ hoekenhal

300

300

300

300

300

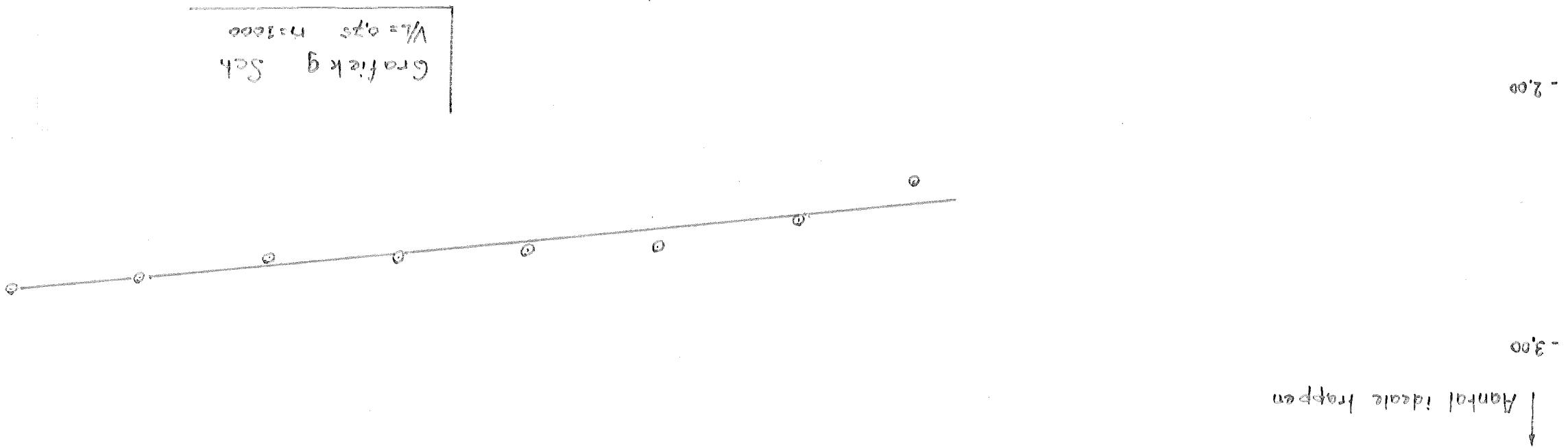
60 50 40 30 20 10 0

— VB 14%

-1.00

Grafik Sach
 $\text{St} = \frac{1}{V} \cdot t$ $t = 12000$

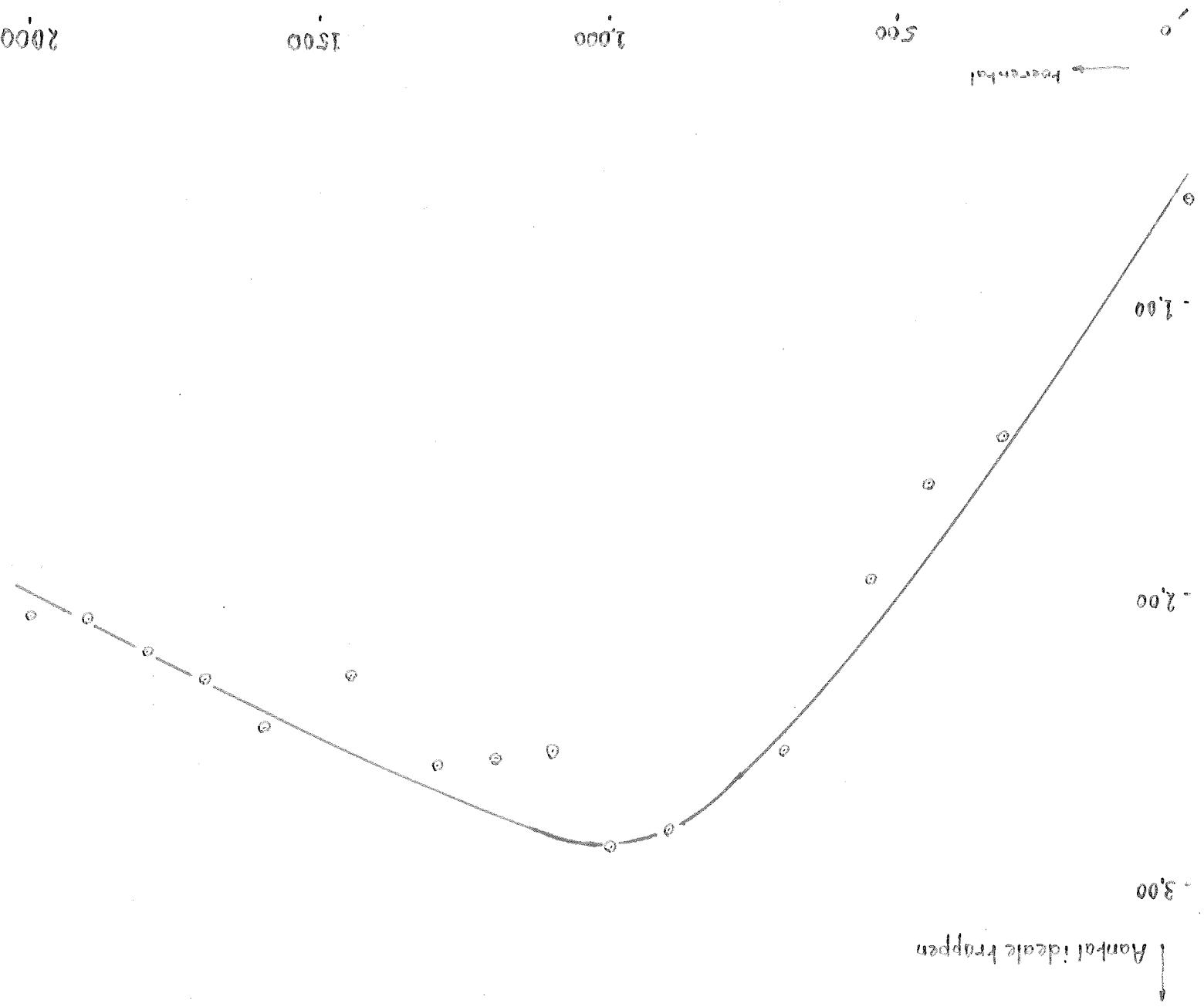
-2.00



-3.00

Anfahrt ideale Fräspfanne

$V_A = 0,75$ $V_B = 29,5 \text{ V}$
Grafik 10 Sch



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

-V_C

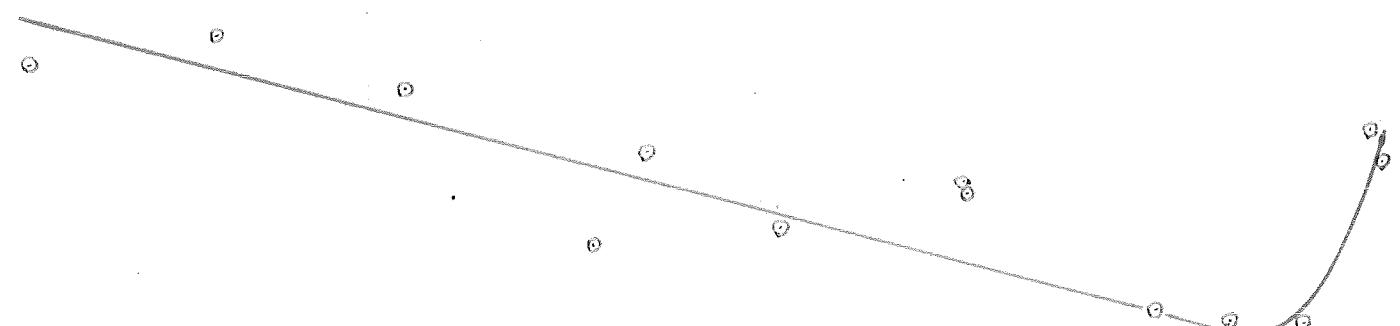
-1,00

-2,00

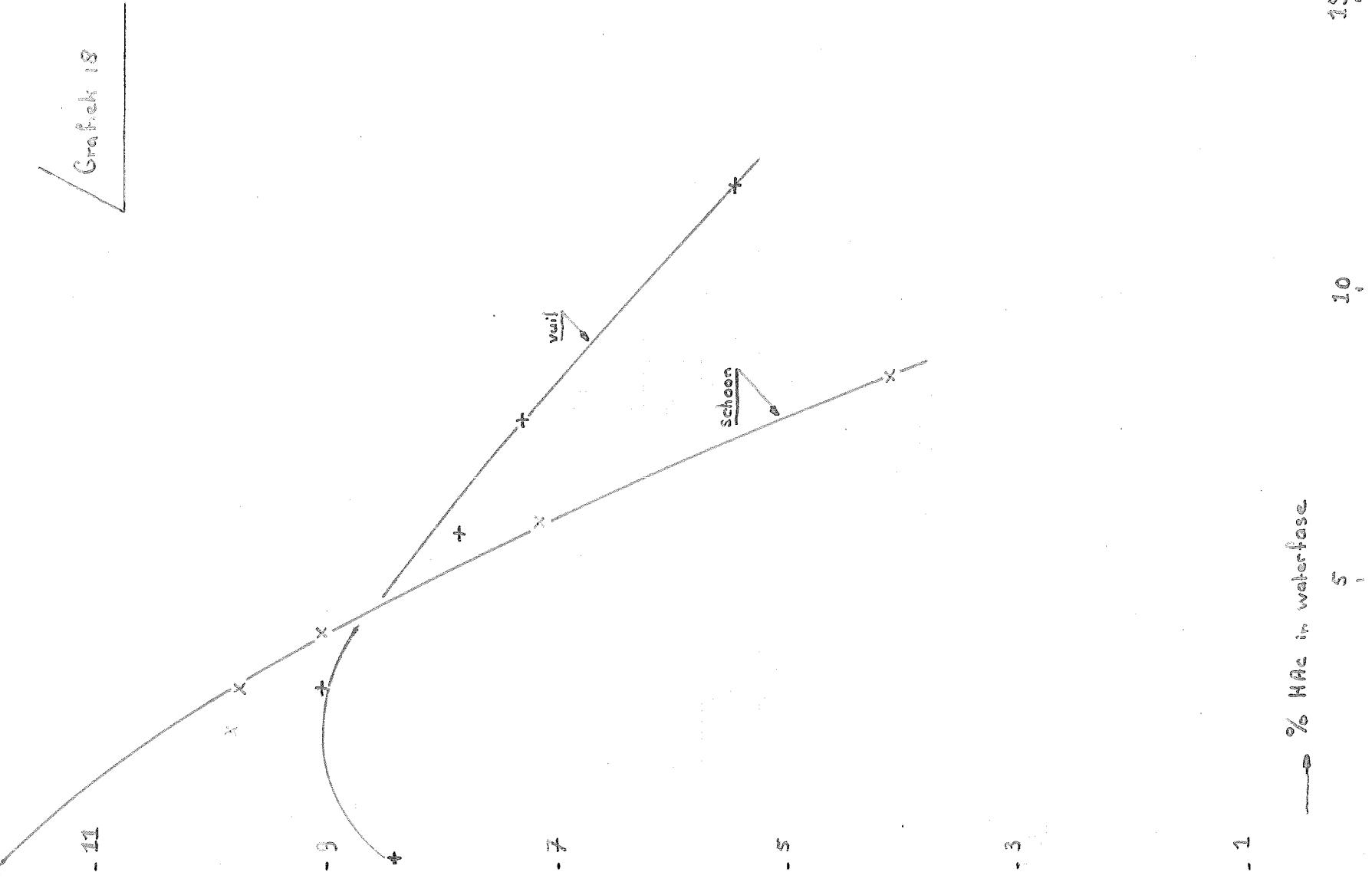
-3,00

Ambient ideal trappean

V_B=20V
n=250
Graph 11 Sch

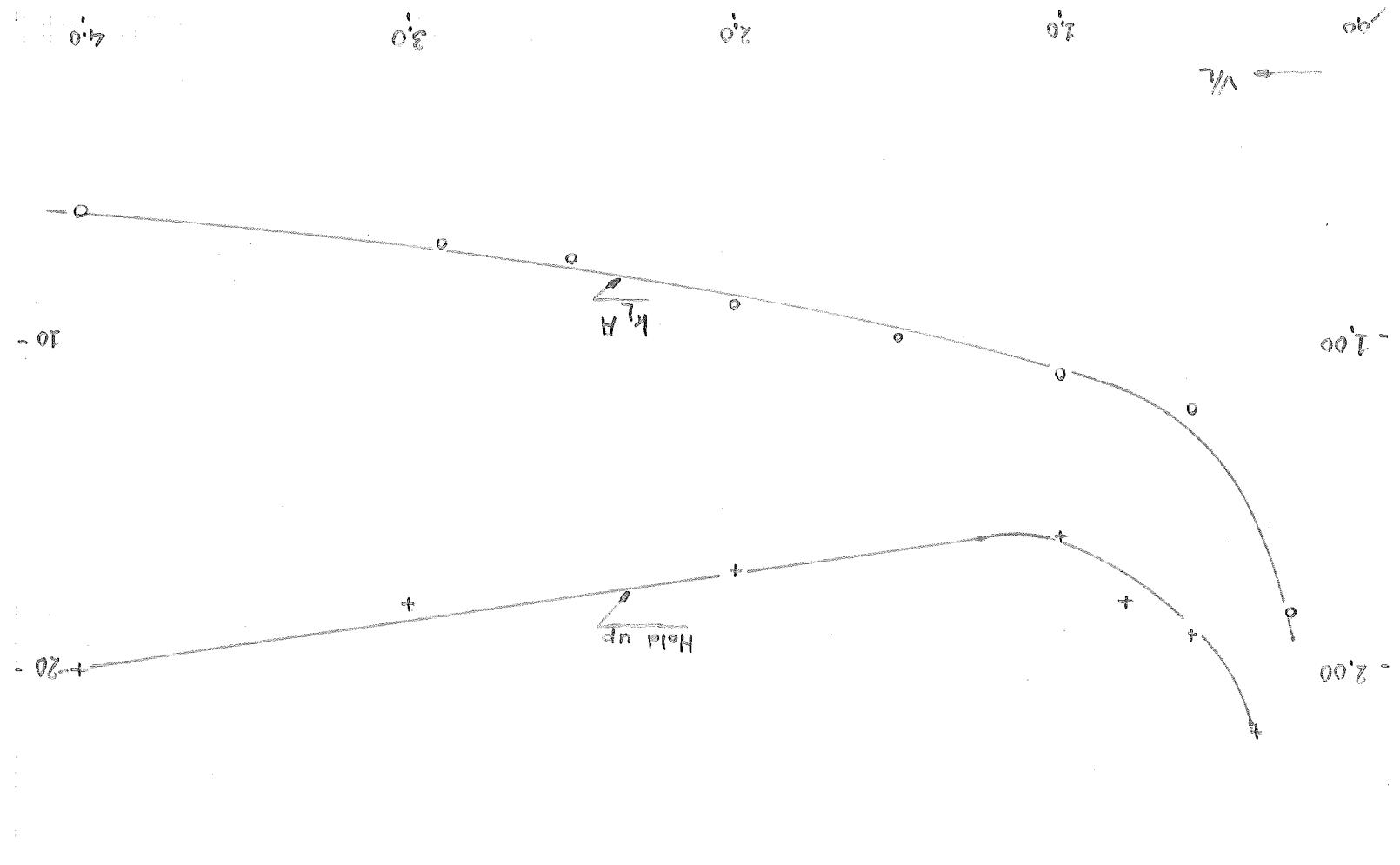


Grensvalsponsing $\times 10^3$ in N/m



Graphik 21, PFE
 $VE = 24$ $n = 320$

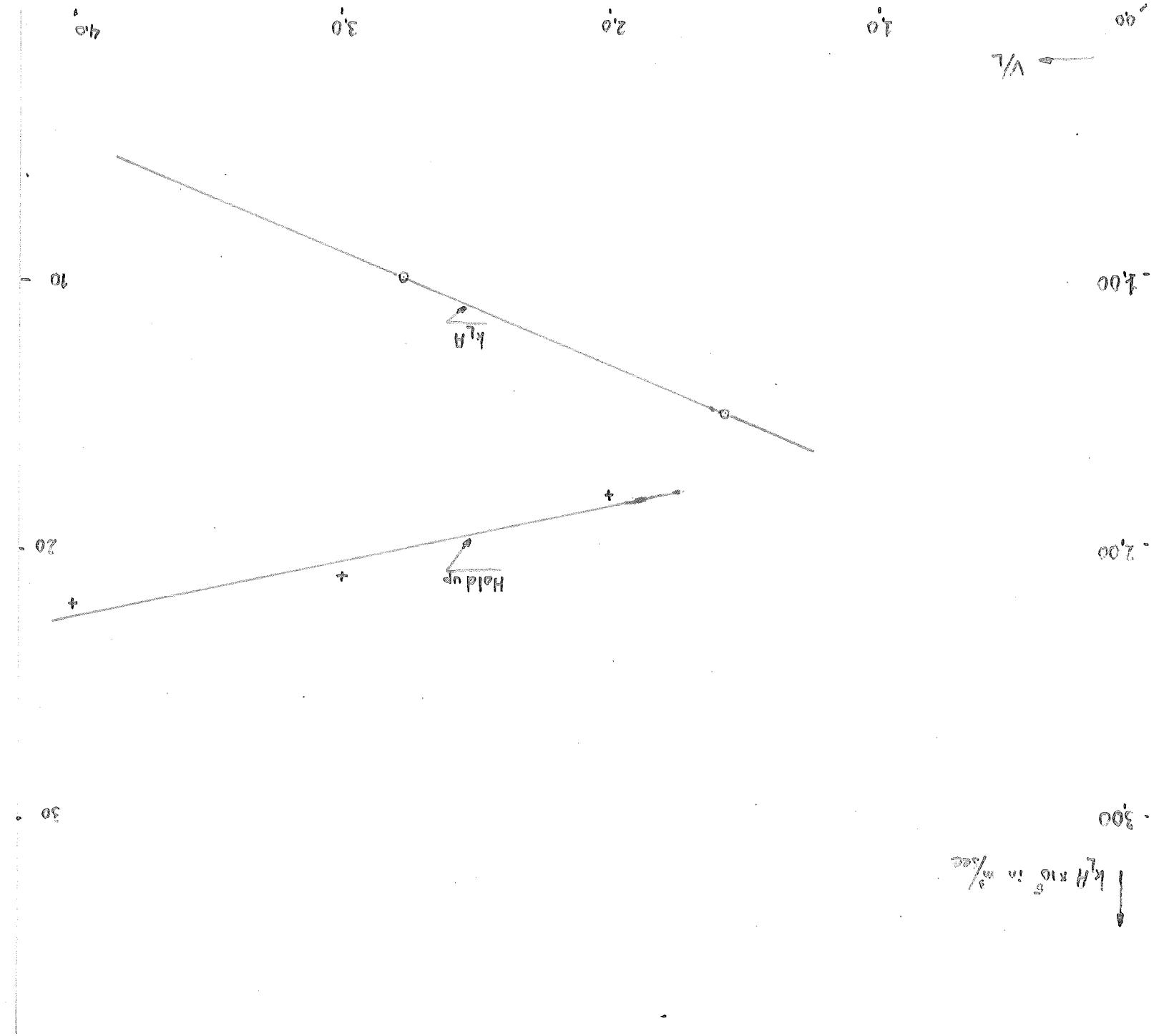
Hold up der disperse Phase
 (Wasser) in Volumen %

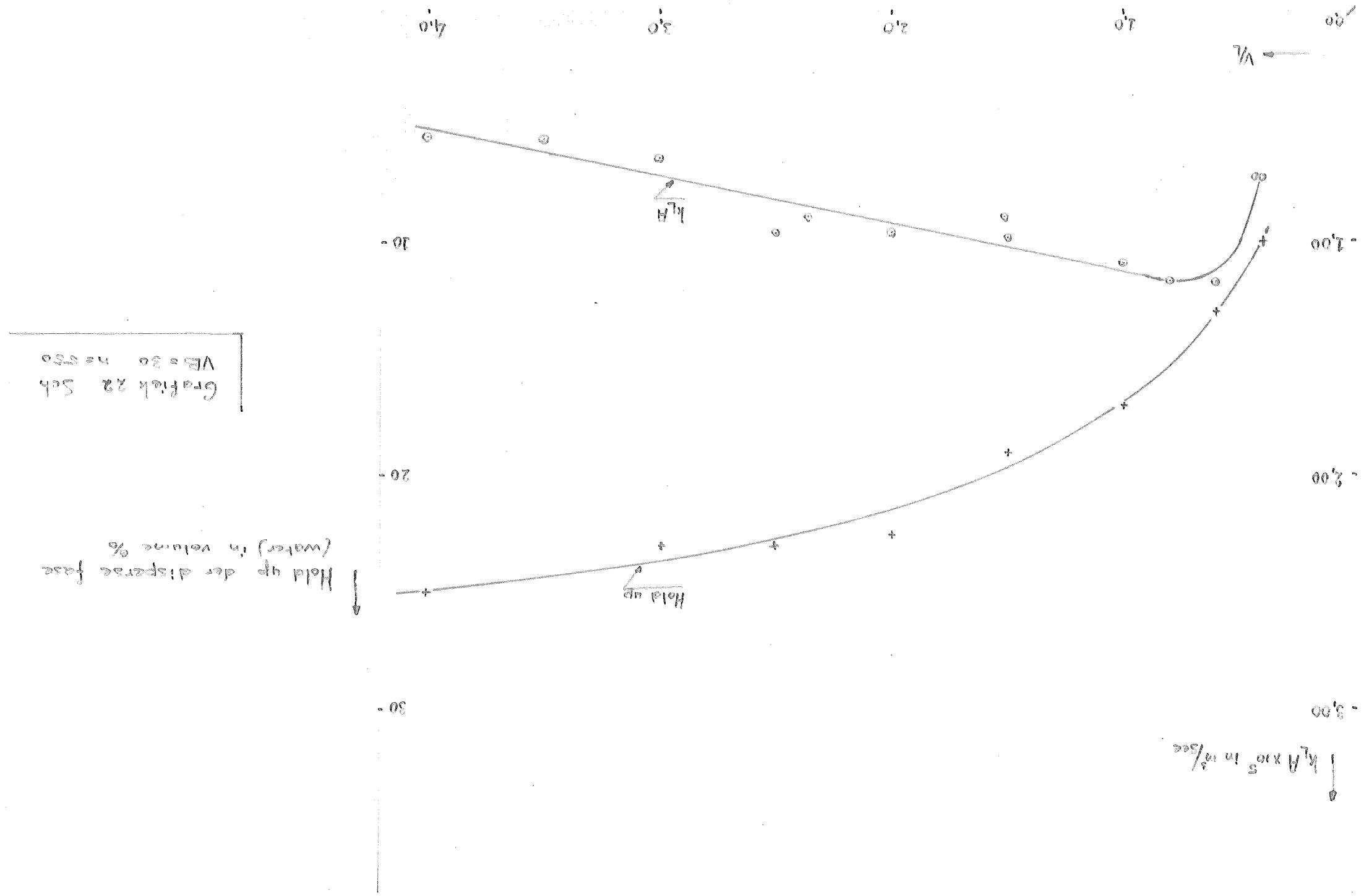


$$k_L H \times 10^5 \text{ in } \text{m}^{-3} \text{sec}$$

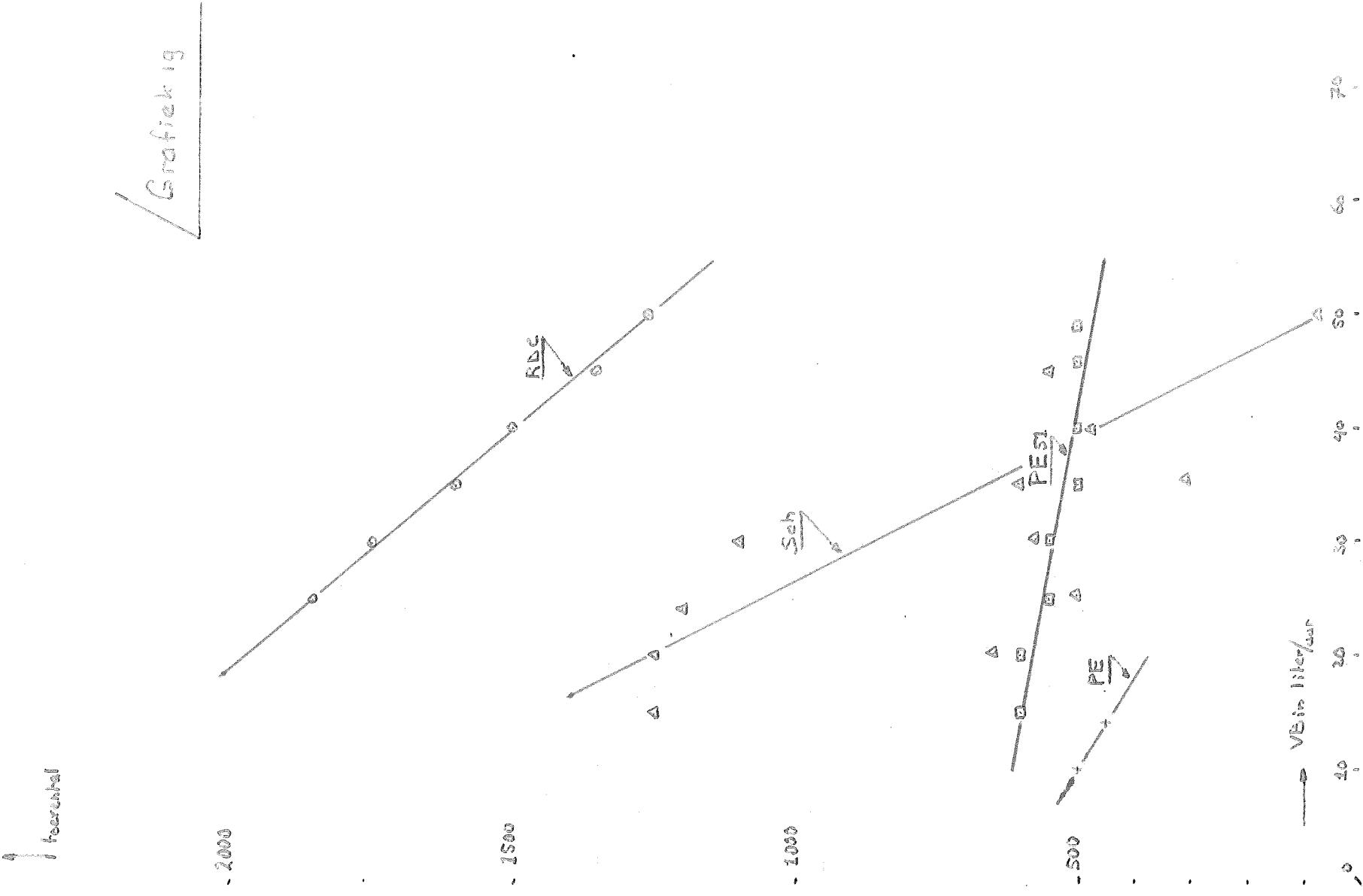
Grafik zu RBC
 $V_E = 2g_F \cdot n = 1500$

Holdup der disperse Phase
(Wasser) in % Volumen



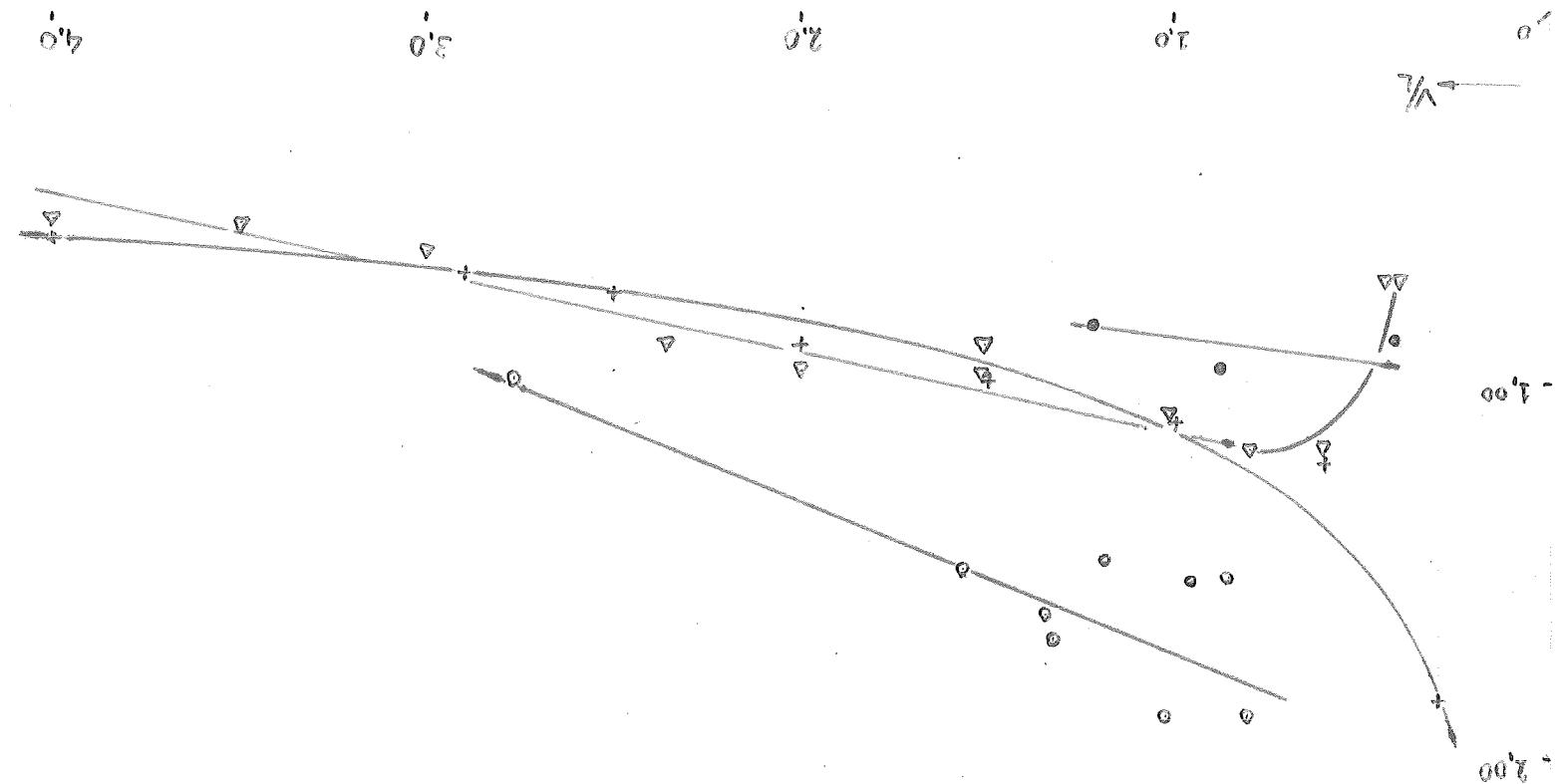


Flooding points
over H₂O-MiBK (schematic view)

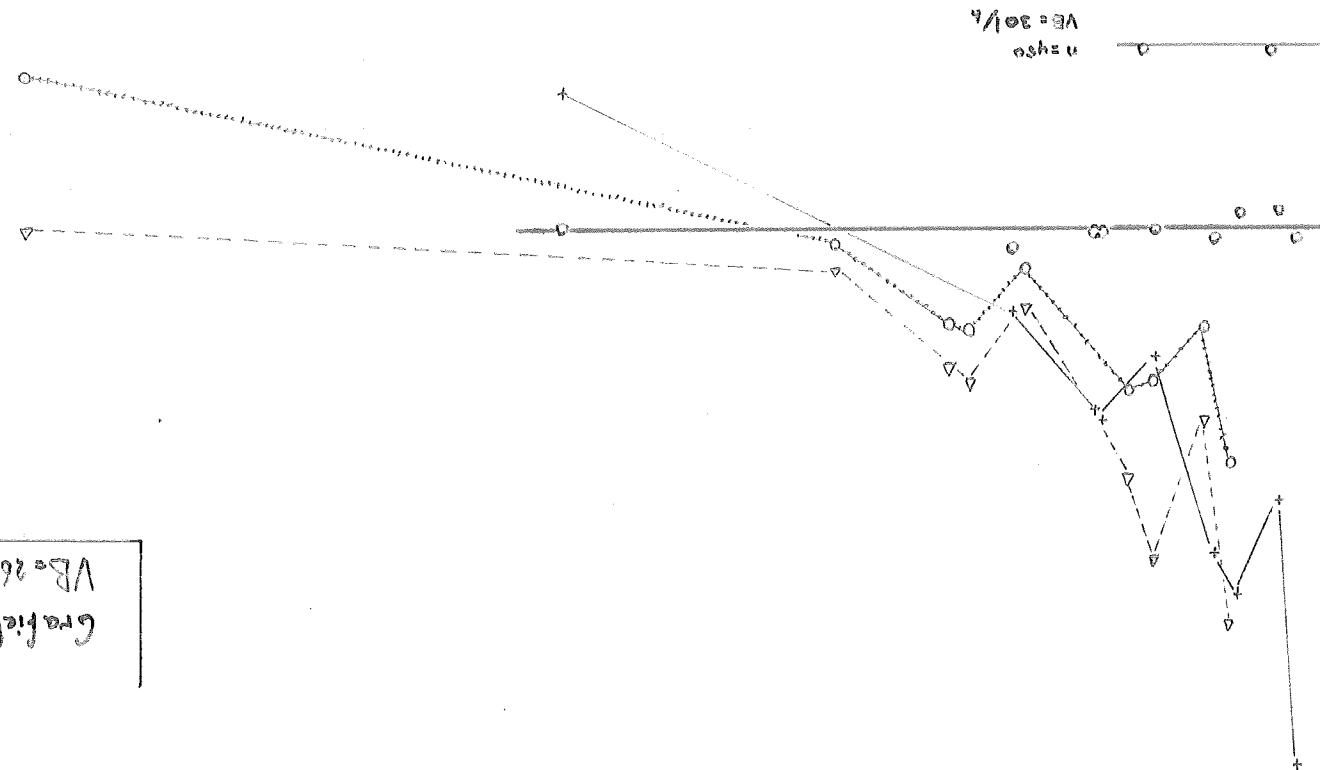


$\text{KA} \times 10^5$ in m^3/sec
 RDC $n = 1560$ $V_B = 29$
 RDC $n = 450$ $V_B = 30$
 PE $n = 3500$ $V_B = 29$
 S64 $n = 550$ $V_B = 30$

Graph 16



Graphik 9 RDC
 $V_B = 26.31 \text{ V}, n = 1500$



N
 N
 N
 N
 N
 N

-○---○-
 +---+---+
 ○---○---○
 ▽---▽---▽

Ambig ideal happen

-3,00

Hantel ideale Kräppen

-2,00

VB = 26-31 % n=1500

Graphik 2 RDC

-1,00

VB = 26-31 %
n=450

0

0

0

0

0

0

0

0

0

2,5

2,0

1,5

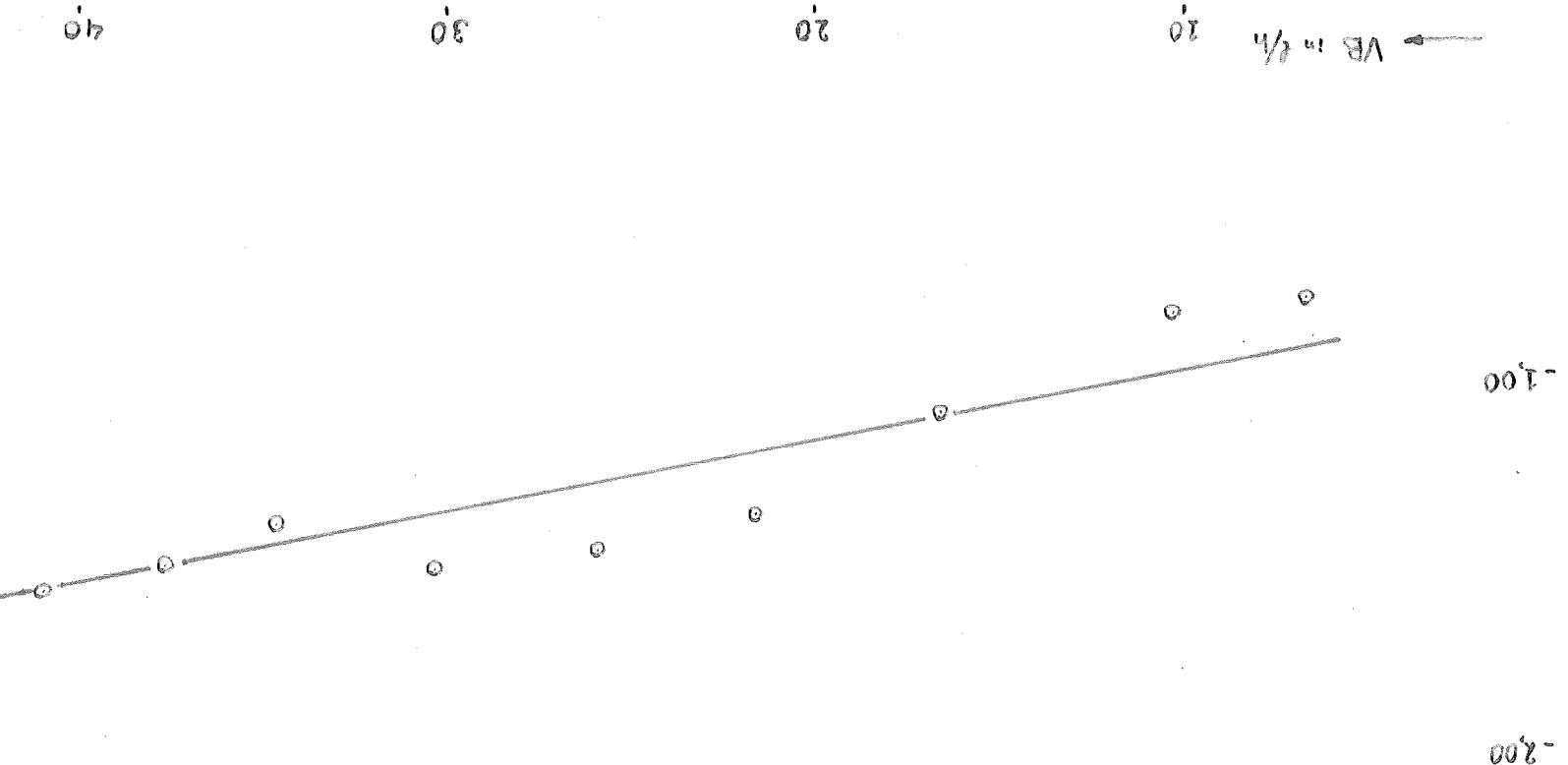
1,0

0,5

0

$\frac{L}{V_{n+1}}$

$\rightarrow V_B \text{ in } \mu\text{V}$



$V_L = 0.8 - 1.4$ n=450

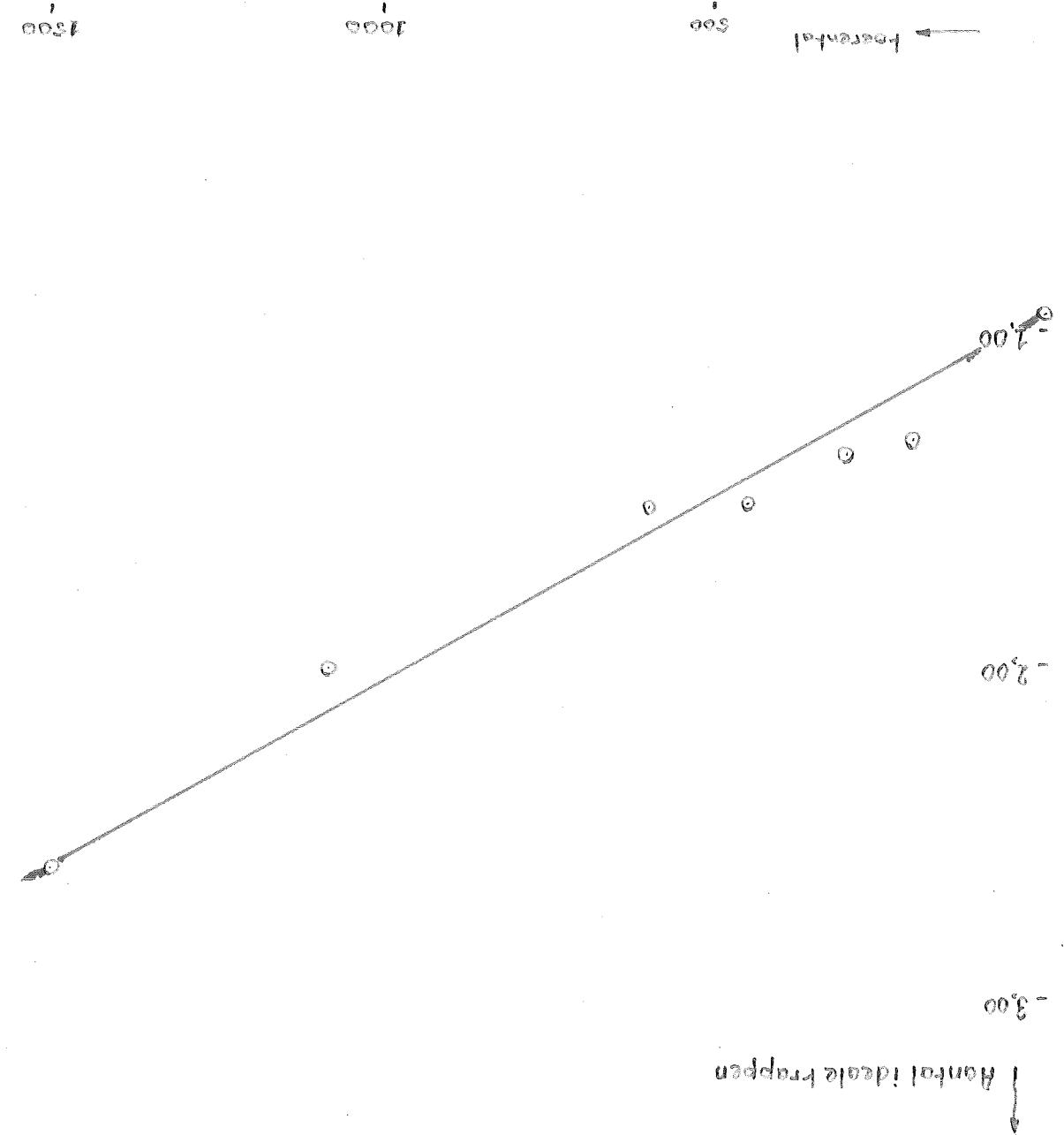
Graph 3 RDC

-3,00

↓ Anlauf ideale freappen

$$VB = 37 - 0,1 \cdot \frac{1}{n} \cdot V_L = 0,9 - 0,1 \cdot$$

Grafik 4 RDC



↓ Anzahl ideale Krapfen

$-V_B \text{ in } V$

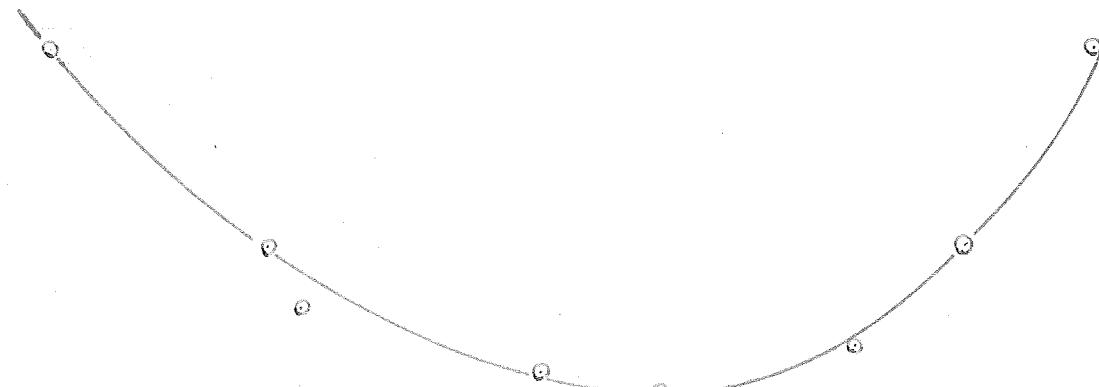
40
30
20

-100

-200

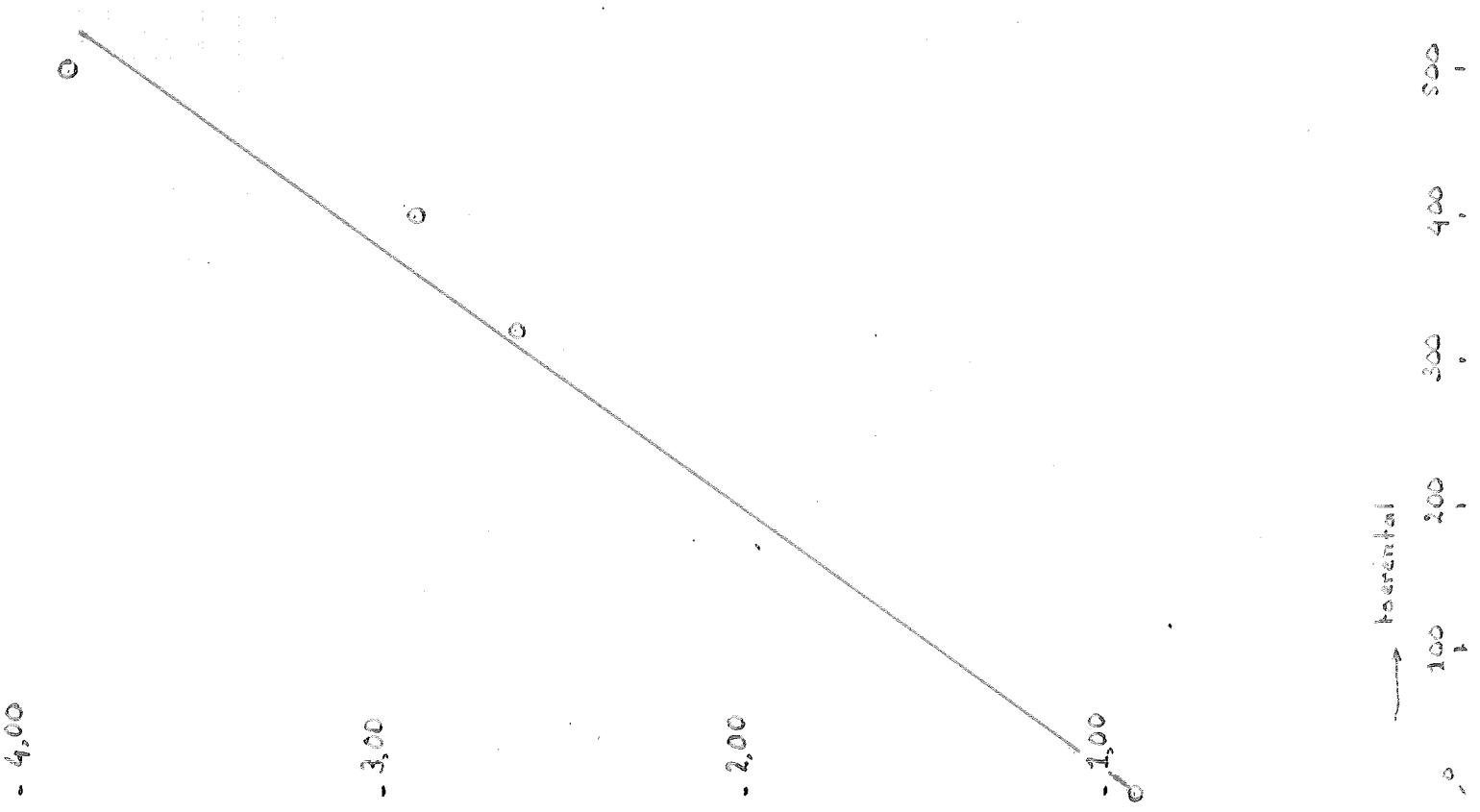
-300

Handbuch ideale Bräpperen



Grafiken PE
 $V/L = 625 - 15 \quad n = 320$

Aerrial ideale trappen



Grafiek 6 PE
 $V/L = 0,75$ $VB = 29,5 \text{ l}/\text{h}$

$$2\pi r = vT$$

$$v = \pi D n \quad D = 20 \text{ mm} = 20 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$Re = \frac{vD}{\eta} = \frac{\pi D^2 n}{\eta} \quad \text{with } \eta = 10^{-3} \text{ Ns/m}$$

$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$

$$\tau_2 = \frac{\pi \cdot 10^{-3} \cdot 6 \cdot 10^3}{10^{-3}} = 1257 \text{ N}$$

$$\Phi_2 = \Phi_1 + 3,78 \cdot 10^{-2} \cdot \ln \frac{R_2}{R_1}$$

$$\frac{h_2}{h_1} = \alpha_2 \cdot \frac{R_1}{R_2} = \beta \alpha_2$$

$$h_1 \alpha_2 = h_2$$

$$\begin{aligned} \frac{h_2}{\alpha_2} &= 0,85 \text{ W/mK} \quad \text{with } R_2 = 10^{-5} \\ \frac{h_1 A}{\alpha_2} &= 3,20 \text{ W/mK} \quad \text{with } R_1 = 10^{-6} \end{aligned} \quad \left\{ \frac{h_2}{\alpha_2} = \alpha_2 \right.$$

$$-0,070 = \log \alpha_2 + \log R_2 = \log \alpha_2 + 5,2$$

$$+0,505 =$$

$$\log \alpha_2 = 0,575 \quad \log \alpha_2 = -2,945$$

$$\frac{h_2}{\alpha_2} = 10^{-3} \cdot \alpha_2 \cdot \frac{1}{R_2} = 10^{-3} \cdot \sqrt{k_2}$$

Kondensatkorper und Schaltmaschinen liegen in der Kondensatorfläche;
Bei doppelter doppelter

$$\frac{1}{k_2} = \frac{1}{k_1} + \frac{1}{k_{\text{cond}}}$$

$$\frac{k_2}{k_{\text{cond}}} = e^{(S_2)(R_{\text{cond}})} \cdot (R_{\text{cond}})^2$$

Kondensatkorper liegen k_2 in Reihe.

Es muß nur auf größere Leistungskapazität im Kondensator geachtet werden. Sie ist bei einer gewissen Kapazität stark.

$$\frac{S_{\text{cond}}}{S_{\text{Kond}}} = \frac{(R_{\text{cond}})^2}{R_{\text{Kond}}}$$

(Vergleich 25-06)

H. M. V. P. S. M. S. M.

B is f. D = D₀ + D₁ + D₂

$$N_{\text{drop}} = \rho A \cdot h \cdot V_{\text{vol}}$$

~~W₀~~ n P

D = f(a, D, ~~P₀, d₀, n⁵, H, D₀, V_{vol}~~)

$$\left(\frac{\rho g}{\eta^2} \left(\frac{L}{sec}\right)^{-2} \left(\frac{m}{sec}\right)^5 \cdot \left(\frac{kg}{m^2}\right) \left(\frac{m}{sec}\right)^2 \left(-\right) \left(\frac{m^2}{sec}\right)^2 \left(\frac{m^3}{sec}\right)^5 \left(\frac{m^3}{sec}\right)^6 \right) = C.$$

$$m : 2 + b - c - 3d + 3g + sh = 0$$

$$H : c + d + e = 0$$

$$sec : -a - c - 2d - g = 0$$

~~W₀~~ n P

~~W₀~~ n P

$$a, b, c, \quad a = -c - 2e - g$$

$$c = -d - e$$

$$a = -$$

$$2 = \frac{H}{P}$$

Druck in Lüftung = f (n_{vol}, P_{luft}, V_{vol}, H, V_{luft} in Lüftung)

$$\frac{2}{H} \left(\frac{\rho^{1/2}}{C_P} \right)^a \left(\frac{C_L}{C_P} \right)^b \left(\frac{V_{vol}}{sec} \right)^c \left(\frac{P_{luft}}{sec} \right)^d \left(\frac{V_{luft}}{sec} \right)^e \left(\frac{H}{sec} \right)^f = C.$$

$$A(b) \cdot (\rho)^b \cdot (C_P)^c \cdot (C_L)^d \cdot (V_{vol})^e \cdot (P_{luft})^f = C.$$

m² | $\left(\frac{\rho g}{\eta^2}\right)^a \left(\frac{kg}{m^2}\right)^b \left(\frac{kg}{sec}\right)^c \left(\frac{m}{sec}\right)^d \left(\frac{m^2}{sec}\right)^e \left(\frac{m^3}{sec}\right)^f$ in NIBk.

$$\left(\frac{\rho g}{\eta^2}\right)^a \left(\frac{kg}{m^2}\right)^b \left(\frac{kg}{sec}\right)^c \left(\frac{m}{sec}\right)^d \left(\frac{m^2}{sec}\right)^e \left(\frac{m^3}{sec}\right)^f = C.$$

$$m : 2 - a - 3b + 3c + 3f = 0$$

$$H : a + b + c = 0$$

$$sec : -a - 2c - e = 0$$

$$-b + c + e = 0$$

$$2 + 6b + c - 2a - 2c + 3f = 0$$

$$2k \cdot sec \cdot H + 2c = 0$$

$$2 \cdot \cancel{k} \cdot -c - e + 3f = 0$$

$$2 - c + 3f = 0 \quad a = -2 - 4 + 2c - 6f = -4 - 6f$$

$$b = 2 + 3f$$

$\frac{K_2 A}{n^2}$	$\frac{A}{n^2}$	$\frac{B_{max}}{n^2}$	$\frac{B_{min}}{n^2}$	$\frac{B_{avg}}{n^2}$	$\frac{B_{std}}$	n	K_2	$\frac{K_2 A}{n^2}$	$\frac{A}{n^2}$	$\frac{B_{max}}{n^2}$	$\frac{B_{min}}{n^2}$	$\frac{B_{avg}}{n^2}$	$\frac{B_{std}}$	n	K_2	$\frac{K_2 A}{n^2}$	$\frac{A}{n^2}$	$\frac{B_{max}}{n^2}$	$\frac{B_{min}}{n^2}$	$\frac{B_{avg}}{n^2}$	$\frac{B_{std}}$		
152	13,1	0,364	4,17	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
149	11,3	0,314	4,74	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
147	12,5	0,398	4,23	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
138	15,2	0,423	4,44	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
130	16,2	0,45	4,17	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
151	14,6	0,406	3,72	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
1,6	12,4	0,244	4,68	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
167	13,9	0,358	4,66	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
0,98	26	0,204	4,80	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
0,81	13,6	0,365	2,13	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
0,88	26,9	0,1587	1,50	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
0,96	15,5	0,442	3,17	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
0,10	3,8	0,102	0,98	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
0,17	5,7	0,153	1,11	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
0,37	7,8	0,209	1,77	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
0,53	9,8	0,262	2,02	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
0,70	11,5	0,308	2,27	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
0,84	13,6	0,365	2,30	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
0,96	15,6	0,478	2,30	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
1,12	17,3	0,494	2,43	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
0,74	15,2	0,492	1,75	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
3,62	23,1	0,539	1,15	0	0	150	0	0	0	0	0	0	0	150	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2,97	17,6	0,472	1,84	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
6,98	17,6	0,472	2,08	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
0,96	25,6	0,418	2,30	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
1,23	23,1	0,592	2,08	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
1,41	17,2	0,464	3,02	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	
3,21	19,2	0,515	4,30	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	150	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	1,89	

and $\frac{K_2 A}{n^2}$ shows no clear trend. The variance of $\frac{B_{avg}}{n^2}$ is 0.00015. This is significantly higher than the variance of $\frac{B_{min}}{n^2}$ and $\frac{B_{max}}{n^2}$. The variance of $\frac{B_{avg}}{n^2}$ is 0.00001.

The variance of $\frac{B_{min}}{n^2}$ and $\frac{B_{max}}{n^2}$ are 0.000001.

The variance of $\frac{B_{min}}{n^2}$ and $\frac{B_{max}}{n^2}$ are 0.000001.

The variance of $\frac{B_{min}}{n^2}$ and $\frac{B_{max}}{n^2}$ are 0.000001.

$$C = \omega^{-2} = \frac{D_{\text{diff}}}{D_i} \left(\frac{\rho_e}{\rho_a} \right)^a \left(\frac{S_e}{S_a} \right)^b$$



$$D_{\text{HgC-HgO}} = 0.83 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{sec}$$

$$\frac{S_e}{S_{\text{HgC-HgO}}} = 0.40.$$

$$D_i = 20 \times 10^{-3}.$$

$$L \text{ cm} \neq \frac{10^{-9}}{10^{-2}} (1) 10^{-3} = 10^{-4}$$

$$a=1, b=1$$

Die Fläche für S_{Hg}

$$\frac{kD_A}{D_i} = C \left(\frac{\rho_e}{\rho_a} \right)^a \left(\frac{D_{\text{diff}}}{D_i} \right)^b \left(\frac{S_e}{S_a} \right)^c \left(\frac{S_{\text{Hg}}}{S_a} \right)^d$$

$$S_{\text{Hg}} = 0.1 \text{ cm}^2$$

$$D_i = 2 \times 10^{-8} \text{ cm} \quad \frac{M \text{ V Diff}}{D_{\text{Hg}}} \quad \frac{m^2 \text{ sec}^{-1}}{\text{sec}^{-1}}$$



$$\frac{k_e A}{D_i} = C \left(\frac{ND_e^2}{N_f d} \right)$$

