

137

A F S T U D E E R V E R S L A G No. 137.

door

J.W.van.Heuven

ARCHIEFEXEMPLAAR

GASABSORPTIE IN EEN GASLIIFT
=====

Technische Physica

Delft, Januari 1962

GASABSORPTIE IN EEN GASLIFT.

=====

J.W.VAN HEUVEN
GOEMAN BORGESIUSSTRAAT 2
DELFT.

Tel. 21867.

JANUARI 1962.

<u>Inhoud.</u>	<u>blz.</u>	
I	Inleiding.	1
I.1.	Doel van het onderzoek.	1
I.2.	Principe van de gaslift en de absorptie- metingen.	2
II	Theoretische beschouwingen.	3
II.1.	Hydrodynamica.	3
II.2.	Gasabsorptie.	9
III	Meetmethode en opstelling van de proef.	19
III.1.	Meetmethode voor de gasabsorptie.	19
III.2.	Opstelling van de proef.	21
IV	Metingen en berekeningen.	30
IV.1.	Metingen en berekeningen van de hydro- dynamische proeven.	30
IV.2.	Metingen en berekeningen van de gas- absorptieproeven.	31
V	Conclusies en opmerkingen.	36
V.1.	Conclusies t.a.v. de hydrodynamica.	36
V.2.	Conclusies en opmerkingen t.a.v. de gasabsorptie.	36
	<u>Appendices.</u>	
1.	De invloed van de axiale vloeistofmenging op de stofoverdracht.	38
2.	Het maken van de gassen voor de ijking van de katharometer.	43
	<u>Lijst van symbolen.</u>	45
	<u>Literatuuropgave.</u>	48

GASABSORPTIE IN EEN GASLIIFT.

I. Inleiding.

I.1. Doel van het onderzoek.

Bij het onderzoek van gasabsorptie vanuit gasbellen naar een vloeistof stuit men vaak op de moeilijkheid, dat een volledig theoretische behandeling niet mogelijk is, omdat de hydrodynamische omstandigheden te ingewikkeld zijn. De bellen hebben niet alle dezelfde grootte en de stroming om de bellen is niet met redelijke nauwkeurigheid te beschrijven. Wel is het in deze gevallen vaak mogelijk om het gehele proces te beschrijven door correlaties tussen dimensieloze grootheden. Hierbij wordt b.v. gedacht aan gasabsorptie in geroerde en niet-geroerde gasbelwassers. Daarom is gezocht naar een proces, waarbij de hydrodynamische omstandigheden tamelijk goed bekend zijn en waarbij alle bellen dezelfde grootte hebben.

Aan deze eisen kan onder bepaalde voorwaarden voldaan worden bij het gebruik van een gaslift. Daarom is dit model gekozen om de gasabsorptie te onderzoeken.

Tijdens de behandeling van het theoretisch gedeelte bleek, dat de proeven tevens kunnen aansluiten op een theorie, die opgesteld is over gasabsorptie in zich uitbreidende oppervlakken door Beek en Kramers (1).

I.2. Principe van de gaslift en de absorptiemetingen.

De gaslift wordt reeds lang gebruikt voor het verpompen van vloeistoffen. Wordt in een verticale stijgbuis, die ten dele is ondergedompeld in de te verpompen vloeistof, van onderen een gas ingeblazen, dan wordt de vloeistof door de opstijgende gasbellen naar boven gevoerd. Tenslotte loopt de vloeistof boven over de rand van de stijgbuis.

Als pomp heeft dit apparaat het voordeel, dat het geen bewegende delen en afdichtingen heeft. Daarom kan de gaslift met succes toegepast worden voor het verpompen van zeer corrosieve vloeistoffen en vloeistoffen, die sterk verontreinigd zijn met vaste deeltjes. Ook de verticale pijpen van verdampers gedragen zich als gaslift en tenslotte kan nog de toepassing van de gaslift in absorptiekoelmachines vermeld worden.

De gaslift kan vergeleken worden met een verdringerpomp: de gasbellen die onder in de stijgbuis binnentreden verdringen de gehele vloeistofkolom in de buis naar boven. In werkelijkheid treden er echter nog een aantal verliezen op, die een belangrijke invloed hebben op het uiteindelijk rendement. Bij de hydrodynamische beschouwingen wordt hier uitgebreid op teruggekomen.

Om gasabsorptie in een gaslift te kunnen meten zal een gas gebruikt moeten worden, dat in voldoende mate in water oplosbaar is. Aan de andere kant mag de absorptie ook niet te sterk zijn, daar in dat geval de grootte van de bel tijdens zijn verblijf in de gaslift te veel zou verminderen. Mede hierom is een mengsel van een vrij goed oplosbaar gas, kooldioxyde, en een slecht oplosbaar gas, stikstof, gekozen. Bovendien heeft dit, zoals later zal blijken, het voordeel, dat de concentratie van kooldioxyde in stikstof zeer nauwkeurig gemeten kan worden.

- - - - -

II Theoretische beschouwingen.

II.1. Hydrodynamica.

Alvorens de hydrodynamica van de gaslift te beschouwen, zal eerst het gedrag van een enkele gasbel naar Behringer (2) beschreven worden.

De stroming van een vloeistof om een gasbel verschilt essentieel van die om een vast lichaam. Bij bellen bestaat er geen starre scheidingswand tussen de beide fasen, die de krachten, welke veroorzaakt worden door de omgevende vloeistof, kan opvangen. De druk in de gasbel, die overal even groot is, is hoger dan de druk in de vloeistof aan de bovenkant van de bel, maar lager dan de druk in de vloeistof aan de onderkant van de bel. Hierdoor dringt enerzijds de gasbel in de vloeistoflaag boven de bel, terwijl anderzijds de vloeistof aan de onderkant in de bel dringt. De aan de bovenzijde verdrongen vloeistof kan langs de zijwanden in vrije val naar beneden stromen.

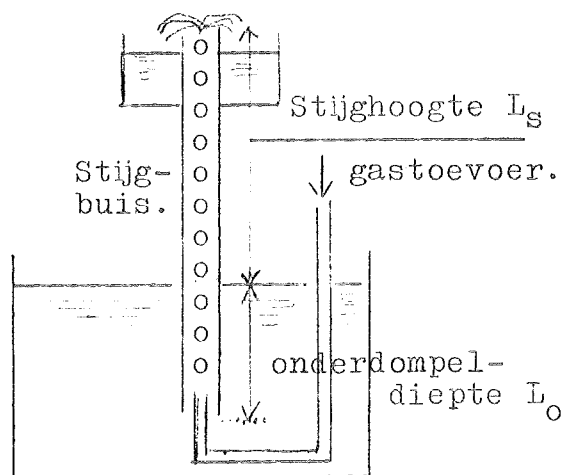
Deze stroming in de vloeistof heeft het opstijgen van de gasbel tot gevolg. Door het binnendringen van de vloeistof aan de onderzijde van de bel ontstaat hier steeds een wervel ook wanneer de bel zeer langzaam opstijgt, dit in tegenstelling tot vaste lichamen, waarbij deze niet optreedt wanneer het opstijgen niet te snel gaat.

De snelheid van het opstijgen wordt beperkt door de wrijvingskrachten, die in de vloeistof optreden. Door de stroming en die bij een bepaalde snelheid in evenwicht zijn met de krachten, die ontstaan door het drukverschil in de vloeistof over de bel.

De vraag is nu wat er gebeurt wanneer een gasbel onder in de stijgbuis van een gaslift gebracht wordt. Doordat de druk aan de wand van de bel overal hetzelfde is wordt de vloeistof uitsluitend naar boven verdrongen! Het vloeistofniveau in de stijgbuis stijgt dus met een bedrag gelijk aan het quotient van het volume van de bel en het oppervlak van de doorsnede van de buis:

$$\Delta h = \frac{V_{\text{bel}}}{\pi R^2} .$$

Bij het binnentreden van volgende gasbellen gebeurt precies hetzelfde. Op een zeker moment zal de vloeistof de bovenkant van de stijgbuis bereiken hebben en overlopen bij verdere gastoevoer onder in de stijgbuis (zie fig. 1).



Figuur 1.
Gaslift.

De lengte van het deel van de stijgbuis onder het vloeistofniveau-buiten-de-buis noemt men de onderdompeldiepte, het deel er boven de stijghoogte. Indien de gasbellen alleen de bovenbeschreven verdringerwerking hebben vindt men voor de vloeistofstroom in de stijgbuis, nog steeds volgens Behringer (2):

$$\phi_v = \frac{L_o}{L_s} \cdot \phi_g \quad (1)$$

Hierin is:

$$\begin{array}{ll} \phi_v = \text{vloeistofstroom.} & L_s = \text{stijghoogte.} \\ \phi_g = \text{gasstroom.} & L_o = \text{onderdompeldiepte.} \end{array}$$

In werkelijkheid vindt men echter steeds een kleinere vloeistofstroom dan de hier berekende. Dit wordt veroorzaakt door het optreden van twee belangrijke verliezen.

Ten eerste treden wrijvingsverliezen op aan de buiswand.

Ten tweede vindt er voortdurend stroming naar beneden plaats langs het oppervlak van de bellen, zoals in het voorgaande werd aangetoond. Het gevolg hiervan is, dat er een neergaande vloeistofstroom is t.o.v. de gasbellen, die opgebouwd gedacht kan worden uit de twee verliezen. Noemen we deze twee stromen resp. ϕ_A en ϕ_B , dan wordt de vergelijking (1):

$$\phi_v = \frac{L_o}{L_s} \cdot \phi_g - \phi_A - \phi_B \quad (2)$$

Een zuiver theoretische berekening van ϕ_A stuit op grote moeilijkheden, omdat het stromingspatroon ingewikkeld is. Daarom zal hier een experimentele formule gegeven worden die afkomstig is van Behringer (2):

$$\phi_A = C \cdot R^{5/3} (1 - \epsilon) v_g^{5/3} \quad (3)$$

C = constante ; $R = \frac{a}{2}$ = straal van de stijgbuis ;
 ϵ = gasvolume op het totaalvolume van de stijgbuis ;

v_g kan berekend worden uit het gasdebiet ϕ_g :

$$v_g = \frac{\phi_g \cdot b}{\pi R^2 \epsilon}$$

Hierin is b een correctiefactor, die aangebracht moet worden voor de drukverandering en de daarmee gepaard gaande volumeverandering van het gas bij opstijgen in de gaslift. Behringer (2) heeft deze factor berekend. Wanneer de druk onder in de gaslift niet groot is t.o.v. één atmosfeer kan ϕ_g genomen worden bij de gemiddelde druk in de gaslift.

Voor de constante C geldt bij water als vloeistof:

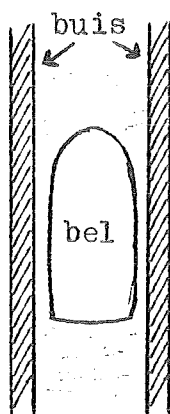
$$C = 0,082 \left(\frac{s}{\text{cm}} \right)^{2/3} \quad \text{als } a < 1 \text{ cm.}$$

$$C = 0,053 \left(\frac{s}{\text{cm}} \right)^{2/3} \quad \text{als } a > 1,5 \text{ cm.}$$

Dat voor de constante C twee waarden gevonden worden afhankelijk van de diameter van de stijgbuis kan verklaard worden door een verandering van de stromingstoestand bij buizen met een diameter van ongeveer 1 à 1,5 cm.

De bespreking van de stromingstoestand, die nu volgt, geeft tevens de mogelijkheid enig inzicht te krijgen in de afstroom langs de bellen, ϕ_B .

Bij buizen met een diameter die veel groter is dan 1,5 cm is de diameter van de bellen zoveel kleiner dan die van de buis, dat men kan stellen, dat het aantal bellen op een doorsnede evenredig is met het oppervlak van de doorsnede, d.w.z. met R^2 . Dit houdt tevens in, dat in dit geval ϕ_B evenredig is met R^2 . Bij kleinere buisdiameters neemt de invloed van de buiswand op de bellen toe, waardoor ϕ_B sneller gaat afnemen dan uit een evenredigheid met R^2 zou volgen. Bij buisdiameters kleiner dan 1 cm krijgt men bellen met een model, zoals geschetst is in figuur 2. De diameter van de bel is nu bijna even groot als de diameter van de buis; tussen de bel en de buiswand bevindt zich slechts een dunne



Figuur 2

vloeistoffilm. De invloed van de wand is nu zó groot geworden, dat ϕ_B zeer snel afneemt met R . Bij een diameter van 0,45 cm is ϕ_B al praktisch gelijk aan nul. Experimenteel kan ϕ_B gevonden worden door de stijgsnelheid van een bel in een buis met stilstaande vloeistof te bepalen. Het is interessant om deze snelheid te vergelijken met de stijgsnelheid van gas, in een buis met vloeistof, die van boven afgesloten is en van onderen geopend.

Het model is in dit geval hetzelfde als getekend in figuur 2 met dit verschil, dat de onderzijde van de bel in verbinding staat met de buitenlucht. Davies en Taylor (3) vonden theoretisch voor de stijgsnelheid van een dergelijke gasbel:

$$V_{rel}^0 = 0,464 \sqrt{g \cdot a} \quad (4)$$

Hierin is: V_{rel}^0 = stijgsnelheid van een bel in een stilstaande vloeistof.

g = versnelling van de zwaartekracht.

Uit het voorgaande is echter al gebleken, dat bij kleine buisdiameters ϕ_B en dus ook V_{rel}^0 afneemt met R tot een macht hoger dan twee. Dit is niet in overeenstemming met vergelijking (4). Uit metingen bleek ook, dat vergelijking (4) voor een buis met een diameter van 0,5 cm niet geldt. Bovendien zal bij gasbellen, die van achteren gesloten zijn ook de wervel achter de bel V_{rel}^0 beïnvloeden. Uit de experimenteel bepaalde V_{rel}^0 kan ϕ_B berekend worden volgens:

$$V_{rel}^0 = \frac{\phi_B}{\pi R^2} \quad (5)$$

Voor de totale relatieve vloeistofstroom ϕ'_V t.o.v. de gasbellen vindt men nu met de vergelijkingen (3) en (5):

$$\phi'_V = \phi_A + \phi_B = C \cdot R^{5/3} (1 - \epsilon) V_g^{5/3} + \pi R^2 V_{rel}^0 \quad (6)$$

Definieert men nu een relatieve snelheid van de vloeistof t.o.v. het gas:

$$v_{rel} = \frac{\phi'_V}{\pi R^2}$$

dan wordt vergelijking (6):

$$V_{\text{rel}} = \frac{C}{\pi} (1 - \epsilon) R^{-1/3} V_g^{5/3} + V_{\text{rel}}^0 \quad (7)$$

Vergelijking (2) kan nu worden omgewerkt tot:

$$\phi_v = \frac{L_0}{L_s} \phi_g - C (1 - \epsilon) R^{5/3} V_g^{5/3} - \pi R^2 V_{\text{rel}}^0 \quad (8)$$

De enige onbekende is nu nog de gasfractie in de stijgbuis, ϵ . Het is mogelijk ϵ te bepalen door bij een in bedrijf zijnde gaslift gelijktijdig gas- en vloeistoftoevoer af te sluiten. Uit de hoogte van de vloeistof, die in de stijgbuis blijft staan, nadat alle bellen naar boven gegaan zijn, kan ϵ eenvoudig bepaald worden. Behringer (2) vond, dat deze hoogte bij alle proeven steeds slechts zeer weinig lager was dan de onderdompeldiepte L_0 . Voor ϵ krijgt men dan:

$$\epsilon = \frac{L - L_0}{L} = \frac{L_s}{L} \quad (9)$$

Deze uitkomst betekent, dat de drukval door wrijvingsverliezen zeer klein is t.o.v. de statische druk onder in de gaslift.

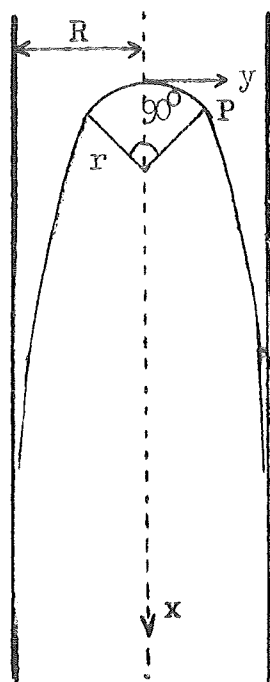
Er zal verder alleen gesproken worden over een gaslift met een buisdiameter van ongeveer 0,5 cm, waarin de belvorm is, zoals geschetst in figuur 2. Voor de berekening van gasabsorptie aan dergelijke bellen is het noodzakelijk om de stromingstoestand aan de wand van de bellen te kennen en de vorm van de bellen. Voor de vloeistof aan de wand van de bellen kan aangenomen worden, dat deze vrij valt onder invloed van de zwaartekracht, zolang de bel niet zo'n grote lengte heeft, dat visceuse krachten een belangrijke of overheersende rol gaan spelen. Op een verticale afstand x van de top van de bel geldt dan voor de vloeistofsnelheid w volgens de Bernoulli-vergelijking:

$$w^2 = 2 g x \quad \text{of} \quad w = \sqrt{2 g x} \quad (10)$$

Een berekening van de contour van de bellen is zeer gecompliceerd. Een eerste benadering wordt gegeven door Davies en Taylor (3), die potentiaal-stroming veronderstellen. Bij een verdere uitwerking van hun rekenwijze zou wellicht een redelijk nauwkeurig resultaat verkregen kunnen worden. Bezwaren

hiertegen zijn echter, dat dit werk zeer tijdrovend is en dat de resultaten niet algebraïsch weergegeven kunnen worden. Daarom werd gezocht naar een benadering, die algebraïsch weer te geven is. Dit bleek zeer goed mogelijk, vooral omdat de vorm van de bellen steeds dezelfde is en alleen de lengte van de bellen varieert onder verschillende omstandigheden. Aan de hand van een groot aantal foto's van bellen kon de

vorm van het oppervlak op de volgende wijze vastgelegd worden:



Figuur 3.

Vorm van een bel.

Er wordt een assenstelsel ingevoerd met een lengtecoördinaat x langs de as van de buis en een radiale coördinaat y . De oorsprong ligt in de top van de bel. In figuur 3 is de vorm van de bel en dit coördinatenstelsel getekend. De top van de bel kan beschreven worden door een bolsegment met straal r voor waarden van $x < r (1 - \frac{1}{2} \sqrt{2})$. D.w.z., dat het oppervlak onder een rechte hoek vanuit het middelpunt gezien wordt langs de x -as. De vergelijking, die dit oppervlak beschrijft heeft de gedaante:

$$x^2 - 2 r x + y^2 = 0 \quad (11)$$

De rest van het oppervlak, voor $x > r (1 - \frac{1}{2} \sqrt{2})$ kan worden weergegeven door een deel van een tak van een hyperbool om de x -as te wentelen. De eisen zijn, dat de buiswand ($y = R$) een asymptoot is en dat hij vloeiend overgaat in de top van de bel. De eerste afgeleide in het overgangspunt P moet dus gelijk zijn aan de eerste afgeleide van een cirkel door de top en het overgangspunt langs het oppervlak in het overgangspunt. Hieraan wordt voldaan als dit deel van het oppervlak beschreven wordt door de vergelijking:

$$(x + R - r)(y - R) = -\frac{1}{2} r^2 + r R \sqrt{2} - R^2 \quad (12)$$

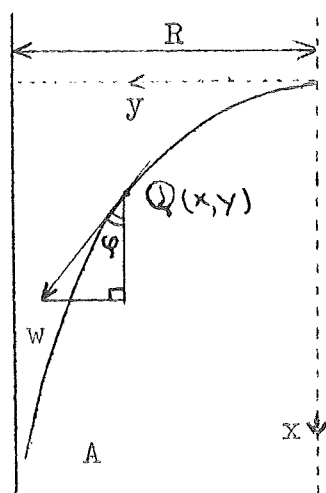
Tenslotte bleek uit metingen van foto's van de bellen, dat : $r = 0,70 R$.

De aldus vastgelegde vorm van het oppervlak is in overeenstemming met een foto en een tekening, die Davies en Taylor (3) geven.

Voor de berekening van de stofoverdracht is het nodig de verandering van het oppervlak, A , van een bel als functie van x te kennen en de verandering van x met de tijd, t , wanneer men een vloeistofelementje aan het oppervlak van de bel volgt. Gevraagd wordt dus:

$$\frac{dA}{dx} = f(x, y) \quad \text{en} \quad \frac{dx}{dt} = f(x, y)$$

waarin het verband tussen x en y door de vergelijkingen (11) en (12) gegeven wordt. In een punt $Q(x, y)$ van het oppervlak van een bel geldt (zie figuur 4):



Figuur 4.

$$dA = \frac{2 \pi y}{\cos \varphi} dx = 2 \pi y \left\{ 1 + \left(\frac{dy}{dx} \right)^2 \right\}^{\frac{1}{2}} dx$$

$$\text{of} \quad \frac{dA}{dx} = 2 \pi y \left\{ 1 + \left(\frac{dy}{dx} \right)^2 \right\}^{\frac{1}{2}} \quad (13)$$

En verder geldt:

$$\frac{dx}{dt} = w \cos \varphi = w \left\{ 1 + \left(\frac{dy}{dx} \right)^2 \right\}^{-\frac{1}{2}}$$

Combinatie hiervan met vergelijking (10) levert:

$$\frac{dx}{dt} = (2 g x)^{\frac{1}{2}} \left\{ 1 + \left(\frac{dy}{dx} \right)^2 \right\}^{-\frac{1}{2}} \quad (14)$$

De tot hier toe gegeven beschouwingen over de hydrodynamica van de gaslift zijn voldoende om in hoofdstuk II.2 de gasabsorptie in de gaslift te kunnen berekenen.

II.2. Gasabsorptie.

Het ligt voor de hand om de gasabsorptie aan een gasbel van een gaslift te vergelijken met de gasabsorptie in een langs een wand naar beneden stromende vloeistoffilm. Bij de laatste kan op elk vloeistofelementje aan het oppervlak de penetratietheorie toegepast worden, waardoor een berekening van de gasabsorptie mogelijk is, omdat de snelheid aan het oppervlak overal dezelfde is. Uit vergelijking (10) is echter gebleken, dat bij een gasbel de snelheid van de vloeistofelementjes voortdurend toeneemt. Hierdoor wordt het op-

pervlak van het vloeistofelementje uitgerekte in de richting van de stroming. Daar de omtrek van de bel in de richting van de stroming steeds groter wordt, vindt ook loodrecht op de stromingsrichting een strekking van het oppervlak plaats.

Het groeien van het oppervlak van de vloeistofelementjes kan alleen plaats vinden als de snelheid loodrecht op het oppervlak ongelijk nul is, hoewel deze snelheid aan het oppervlak wel nul is. Hierdoor vindt transport van het geabsorbeerde gas naar het oppervlak plaats, zodat toepassing van de penetratie-theorie hier niet mogelijk is. Noemen we de coördinaat loodrecht op het oppervlak z en de snelheid langs deze coördinaat v_z , dan luidt de materiaalbalans voor een volume-elementje aan het oppervlak:

$$ID \frac{\partial^2 c_v}{\partial z^2} - v_z \frac{\partial c_v}{\partial z} = \frac{\partial c_v}{\partial t} \quad (15)$$

waarin:

ID = diffusiecoëfficiënt van het geabsorbeerde gas in de vloeistof.

c_v = concentratie van het geabsorbeerde gas in de vloeistof.

De randvoorwaarden zijn:

$$\left. \begin{array}{lll} c_v = 0 & z > 0 & t = 0 \\ c_v = 0 & z = \infty & t \geq 0 \\ c_v = c_0 & z = 0 & t > 0 \end{array} \right\} \quad (16)$$

waarin : c_0 = concentratie aan het oppervlak.

Een algemene analytische oplossing van dit probleem is niet mogelijk, maar wel geven Beek en Kramers (1) een goede benaderende oplossing van de vergelijkingen (15) en (16).

Deze heeft de volgende gedaante:

$$\phi_m = 2 c_0 \left\{ \frac{ID}{\pi} \int_0^{t_e} \left(\frac{dA}{dt} \right)^2 dt \right\}^{\frac{1}{2}} \quad (17)$$

Hierin is:

ϕ_m = massatransport per tijdseenheid.

t_e = maximale leeftijd van een oppervlakte-elementje.

In deze vorm is vergelijking (17) echter niet bruikbaar, omdat de top van de bel een stuwpunt is, waardoor de tijd onbepaald wordt. Door transformatie van de tijd, t , naar de lengte, x , wordt vergelijking (17) in een vorm verkregen, die wel bruikbaar is:

$$\phi_m = 2 c_o \left\{ \frac{D}{\pi} \int_0^l \left(\frac{dA}{dx} \right)^2 \frac{dx}{dt} dx \right\}^{\frac{1}{2}} \quad (18)$$

Daar $\frac{dA}{dx}$ en $\frac{dx}{dt}$ bekend zijn als functie van x uit de vergelijkingen (11), (12), (13) en (14) kan vergelijking (18) opgelost worden.

$$\begin{aligned} \phi_m &= 2 c_o \left[\frac{D}{\pi} \cdot 4 \pi^2 \int_0^l y^2 \left\{ 1 + \left(\frac{dy}{dx} \right)^2 \right\}^{\frac{1}{2}} (2 g x)^{\frac{1}{2}} dx \right]^{\frac{1}{2}} = \\ &= 4 c_o \left[\pi \cdot D \int_0^L y^2 \left\{ 1 + \left(\frac{dy}{dx} \right)^2 \right\}^{\frac{1}{2}} dx \right]^{\frac{1}{2}} \end{aligned}$$

of:

$$\frac{\phi_m}{4 c_o (\pi D)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{g}{a} \right)^{1/4} a^2} = \left[\int_0^l \left(\frac{y}{a} \right)^2 \left\{ 1 + \left(\frac{d \frac{y}{a}}{d \frac{x}{a}} \right)^2 \right\}^{\frac{1}{2}} \left(\frac{2 x}{a} \right)^{\frac{1}{2}} d \frac{x}{a} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (19)$$

M.b.v. de vergelijkingen (11) en (12) kan het rechter lid van vergelijking (19) opgelost worden. Een analytische oplossing is niet mogelijk; om deze reden is in grafiek 1 de grafische oplossing gegeven. Het rechter lid van vergelijking (19) zal voortaan aangeduid worden als I . Een voordeel van de dimensieloze weergave van deze vergelijking is, dat I onafhankelijk is van de diameter van de stijgbuis.

Men kan nu voor één gasbel het gemiddeld product van de stofoverdrachtscoëfficiënt en het oppervlak, $\overline{K_v O}$, definiëren door de vergelijking: $\phi_m \equiv \overline{K_v O} \cdot C_o$

In combinatie met vergelijking (19) levert dit:

$$\overline{K_v O} = 4 (\pi D)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{g}{a} \right)^{1/4} \cdot a^2 \cdot I \quad (20)$$

Volledigheidshalve dient opgemerkt te worden, dat wordt aangenomen, dat de weerstand tegen stofoverdracht in de gasfase verwaarloosbaar klein is.

Nu de gasabsorptie aan één bel berekend kan worden rest nog het probleem de gasabsorptie in de gehele gaslift te berekenen. De hierbij optredende moeilijkheden zijn, dat de concentraties in de gasfase en de vloeistoffase veranderen, zodat c_0 niet constant is, en dat niet precies bekend is wat er in de vloeistof tussen de bellen gebeurt. Daar zich achter iedere bel een wervel bevindt kan zonder bezwaar aangenomen worden, dat volledige menging in radiale richting optreedt. In hoeverre menging in axiale richting optreedt is daarentegen moeilijk te zeggen, hoewel door de wervel achter iedere bel zeker enige menging in axiale richting optreedt. Ook het snelheidsprofiel in de vloeistof is van invloed, maar hierover kan vrijwel niets met zekerheid gezegd worden. Zolang de absorptie van het gas langzaam verloopt en derhalve de concentratiegradient in axiale richting klein is, zal enige menging in deze richting niet veel invloed hebben. Ook de aanwezigheid van een groot aantal bellen en een betrekkelijk korte afstand tussen de bellen heeft hierop een gunstige invloed. Aan deze voorwaarde kan, naar later zal blijken, worden voldaan (zie ook appendix 1).

De gasabsorptie in de gehele gaslift zal nu op twee manieren berekend worden. Beide berusten op de veronderstellingen van volledige radiale menging en geen axiale menging. Het verschil tussen de beide beschouwingsmethoden bestaat hierin, dat de eerste continu is, terwijl bij de tweede wel rekening wordt gehouden met het bestaan van afzonderlijke bellen, waardoor de uitkomst exacter zal zijn. In de limiet overgang, d.w.z. bij een oneindig groot aantal bellen zal de tweede methode in de eerste overgaan, zoals nog aangetoond zal worden. De beide rekenmethoden zullen in het vervolg aangeduid worden met model 1 en model 2. Bij het eerste model zal een rekenwijze worden toegepast zoals bij een warmtewisselaar met gelijkstroom, bij het tweede model zal worden berekend hoeveel gasbellen ieder vloeistof-volume-elementje gemiddeld passeert, waaruit in combinatie met de stofbalans de absorptie berekend kan worden.

Model 1:

Stel, dat x is de afstand van de gasinlaat tot een bepaald punt in de stijgbuis, waar de gemiddelde concentratie van de beschouwde component in de gasfase en de vloeistoffase resp. c_g en c_v zijn. Stel de getransporteerde stofstroom over het stuk tussen de gasinlaat en het punt x gelijk aan ϕ_m en de concentratie in het gas van de beschouwde component bij de gasinlaat gelijk aan c_g^0 . De stofbalans over het stuk x luidt nu:

$$\phi_m = \phi_g (c_g^0 - c_g) = \phi_v c_v \quad (21)$$

en over een stukje dx :

$$d \phi_m = \left(\frac{c_g}{H} - c_v \right) \overline{K_v S} \cdot dx \quad (22)$$

Hierin is H de verdelingscoëfficiënt : $c_o = \frac{c_g}{H}$.

$\overline{K_v S}$ is het product van stofoverdrachtscoëfficiënt en uitwisselend oppervlak per lengte-eenheid van de stijgbuis:

$$\overline{K_v S} = \frac{N}{L} \cdot K_v O \quad (23)$$

waarin: N = het totaal aantal bellen in de stijgbuis.

L = lengte van de stijgbuis.

Uit de vergelijkingen (21) en (22) kan men afleiden:

$$d \phi_m = \left(\frac{c_g^0}{H} - \frac{\phi_m}{H \cdot \phi_g} \right) \overline{K_v S} dx$$

Integratie over de gehele stijgbuis levert:

$$\phi_m = \frac{\phi_g \phi_v}{\phi_v + H \phi_g} c_g^0 \left\{ 1 - e^{-\frac{\phi_v + H \phi_g}{H \phi_v \phi_g} \overline{K_v S} \cdot L} \right\}$$

Omwerken m.b.v. de vergelijkingen (21) en (23) geeft:

$$\frac{c_g^0 - c_g^u}{c_g^0} = \frac{\phi_v}{\phi_v + H \phi_g} \left\{ 1 - e^{-\frac{\phi_v + H \phi_g}{H \phi_v \phi_g} K_v O : N} \right\} \quad (24)$$

waarin: c_g^u = concentratie in het uitgaande gas.

Een theoretische berekening van het totaal aantal bellen in de gaslift, N , is niet mogelijk, daar de bellengte sterk afhankelijk is van de vorm en de stand van de gasinlaat ! Alleen kan met zekerheid gezegd worden, dat de bellengte groter wordt bij een hogere gasbelasting. N zal steeds bij iedere proef uit foto's bepaald moeten worden.

Om het hier beschreven model te mogen gebruiken moet aan enige voorwaarden zijn voldaan: De menging in radiale richting achter iedere bel moet volledig zijn, menging in axiale richting moet verwaarloosbaar zijn en de concentratie-verandering over één bel mag niet erg groot zijn, want voor de berekening van $\overline{K_V O}$ over één bel is het concentratieverschil tussen gas en vloeistof constant, terwijl hier een continu verlopend concentratieverschil optreedt. Daar het aantal bellen, N , in de gaslift hoog is, wordt, zoals in appendix 1 wordt aangetoond, voldoende aan deze voorwaarden voldaan.

Model 2:

Stel, dat ieder vloeistofelementje gemiddeld n gasbellen tijdens zijn verblijf in de gaslift passeert. Men kan zich nu een model voorstellen, waarbij zich in een buis n bellen bevinden, die op hun plaats blijven en waarlangs een vloeistofstroom ϕ_V' loopt, die gelijk is aan de eerder genoemde relatieve vloeistofstroom. Verder neemt men aan, dat tussen de bellen volledige radiale menging, maar geen axiale menging optreedt. Het verband tussen de constante concentratie van de beschouwde component in het gas en de concentratie van deze component in de vloeistof, wordt voor iedere bel gegeven door de stofbalans, die voor de gaslift geldt. Wordt bij het opstellen van deze balans een punt genomen, dat samenvalt met het zwaartepunt van een gasbel, dan kan voor de concentratie in de vloeistof het gemiddelde genomen worden van de concentraties in de vloeistof boven en onder deze gasbel (zie figuur 5):

$$\phi_g c_g^0 = \phi_g c_g^m + \phi_V \frac{1}{2} (c_V^m + c_V^{m+1}) \quad (25)$$

Hierin is:

c_g^m = de concentratie van de beschouwde component in de m^{de} gasbel.

c_V^m = de concentratie van de beschouwde component in de vloeistof tussen de $m-1^{\text{de}}$ en m^{de} gasbel.



Figuur 5
Model 2

Voor het massatransport van één bel naar de vloeistof geldt:

$$\phi_m = \overline{K_{VO}} \left(\frac{c_g^m}{H} - c_v^m \right)$$

De massabalans over één bel wordt dus

$$\phi'_v c_v^m + \overline{K_{VO}} \left(\frac{c_g^m}{H} - c_v^m \right) = \phi'_v c_v^{m+1} \quad (26)$$

Na eliminatie van c_g^m uit de vergelijkingen (25) en (26) vindt men:

$$H \frac{c_v^m}{c_g^o} + \frac{\overline{K_{VO}}}{\phi'_v} \left\{ 1 - \frac{1}{2} \frac{\phi_v}{H \cdot \phi_g} \left(H \frac{c_v^m}{c_g^o} + H \frac{c_v^{m+1}}{c_g^o} \right) - H \frac{c_v^m}{c_g^o} \right\} = H \frac{c_v^{m+1}}{c_g^o} \quad (27)$$

$$\text{Stel : } H \frac{c_v^m}{c_g^o} = X_m, \quad C_1 = \frac{1 - \frac{1}{2} \frac{\overline{K_{VO}}}{\phi'_v} \cdot \frac{\phi_v}{H \phi_g} - \frac{\overline{K_{VO}}}{\phi'_v}}{1 + \frac{1}{2} \frac{\overline{K_{VO}}}{\phi'_v} \cdot \frac{\phi_v}{H \phi_g}}$$

$$\text{en } C_2 = \frac{\frac{\overline{K_{VO}}}{\phi'_v}}{1 + \frac{1}{2} \frac{\overline{K_{VO}}}{\phi'_v} \cdot \frac{\phi_v}{H \phi_g}},$$

dan wordt vergelijking (27) na omwerken:

$$X_{m+1} = C_1 X_m + C_2$$

Hieruit kan men afleiden, dat:

$$X_{m+1} = C_1^{(m-1)} C_2 + C_1^{(m-2)} C_2 + C_1^{(m-3)} C_2 + \dots + C_2$$

met:

$$X_1 = H \frac{c_v^1}{c_g^o} = 0$$

$$\text{Nu wordt : } X_m = C_2 \frac{1 - C_1^{(m-1)}}{1 - C_1}$$

Voor n bellen geldt dus: $X_{n+1} = C_2 \frac{1 - C_1^n}{1 - C_1}$

Waaruit volgt, na enig omrekenen:

$$\frac{c_g^o - c_g^u}{c_g^o} = \frac{\phi_v}{\phi_v + H \phi_g} \left\{ 1 - \frac{\left(1 - \frac{1}{2} \frac{\overline{K_v O} \cdot \phi_v}{H \cdot \phi_g \cdot \phi_v'} - \frac{\overline{K_v O}}{\phi_v'} \right)^n}{1 + \frac{1}{2} \frac{\overline{K_v O} \cdot \phi_v}{H \cdot \phi_g \phi_v'}} \right\} \quad (28)$$

Gemakkelijk is in te zien, dat $\frac{n}{N} = \frac{\phi_v'}{\phi_v}$ of $n = \frac{\phi_v'}{\phi_v} \cdot N$.

Als N dus uit foto's bekend is kan n berekend worden, want ϕ_v' kan worden afgeleid, hetzij uit vergelijking (6), hetzij uit metingen, waarop in het volgende hoofdstuk nog wordt teruggekomen.

Nu zal nog aangetoond worden, dat model 2 in de limietovergang gelijk is aan model 1. Er wordt uitgegaan van vergelijking (28). Als het aantal bellen zeer groot wordt, wordt $\frac{\overline{K_v O}}{\phi_v'}$ zeer klein, zodat men kan schrijven:

$$\frac{c_g^o - c_g^u}{c_g^o} = \frac{\phi_v}{\phi_v + H \cdot \phi_g} \left\{ 1 - \frac{\overline{K_v O}}{\phi_v'} \left(\frac{\phi_v}{H \phi_g} + 1 \right) \right\}^n$$

Een zeer groot aantal bellen houdt tevens in, dat $n \gg 1$. Dit geeft:

$$\frac{c_g^o - c_g^u}{c_g^o} = \frac{\phi_v}{\phi_v + H \cdot \phi_g} \left\{ 1 - e^{-\frac{\overline{K_v O}}{\phi_v'} \cdot n \left(\frac{\phi_v}{H \cdot \phi_g} + 1 \right)} \right\}$$

Daar $\frac{n}{\phi_v'} = \frac{N}{\phi_v}$, vindt men:

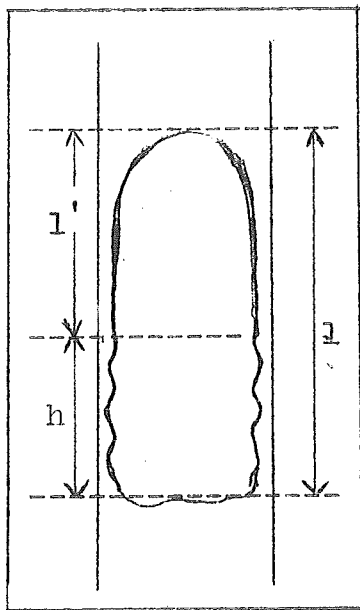
$$\frac{c_g^o - c_g^u}{c_g^o} = \frac{\phi_v}{\phi_v + H \cdot \phi_g} \left\{ 1 - e^{-\frac{\phi_v + H \cdot \phi_g}{H \phi_v \phi_g} \cdot \overline{K_v O} \cdot N} \right\}$$

Dit is juist vergelijking (24) van model 1. Later zal blijken, dat bij dit onderzoek het aantal bellen zo groot is, dat deze limietovergang slechts een kleine fout veroorzaakt.

Tot nu toe is nog niet gesproken over de gasabsorptie aan de achterkant van de bel. Daar de hydrodynamische omstandigheden hier niet goed bekend zijn, zou een berekening van de gasabsorptie op grote moeilijkheden stuiten. Uit de meetresultaten is echter gebleken, dat de gasabsorptie over de gehele bel niet groter maar kleiner is dan men zou verwachten volgens vergelijking (19). Dit op het eerste gezicht merkwaaardige feit kan als volgt verklaard worden: Bij bestudering van de foto's van de gasbellen kan men langs het achterste deel van het zij-oppervlak een rimpeling waarnemen (zie figuur 6). Hetzelfde verschijnsel is waargenomen bij de natte-

wand kolom en vloeistofstraaltjes.

Lynn, Straatemeier en Kramers (4) namen waar, dat de absorptie in dit gedeelte zeer klein is t.o.v. de absorptie in het niet-gerimpelde deel van het oppervlak. Zij toonden aan, dat het gerimpelde deel van het oppervlak vrijwel star is. Cullen en Davidson (5) geven hiervoor een verklaring, die berust op het feit, dat stoffen, die in het water aanwezig zijn en die de oppervlakte-spanning verlagen, de neiging vertonen aan het oppervlak te gaan zitten, omdat hierdoor een energetisch gunstiger situatie ontstaat. Anderzijds wordt het oppervlak van boven af voortdurend ververst en daardoor zal er een evenwichtssituatie ontstaan waarbij



Figuur 6.

Foto van een gasbel
in de gaslift.
(zie hiernaast).

het gerimpelde starre oppervlak een bepaalde hoogte heeft. Het is waarschijnlijk, dat ook de achterzijde van de bel door een dergelijk star oppervlak begrensd wordt, zodat ook hier de gasabsorptie zeer klein is.

In vergelijking (19) moet de lengte van de bel, l , dus gecorrigeerd worden met de hoogte, h , van het gerimpelde oppervlak. Voor de gecorrigeerde lengte geldt dan:

$$l^i = l - h \quad (29)$$

De absorptie in het starre oppervlak wordt dus verwaarloosd t.o.v. de absorptie in het vrij vallende oppervlak.

Hoewel het nu mogelijk is de gasabsorptie aan één gasbel redelijk nauwkeurig te berekenen, is het nog interessant na te gaan in welke mate de absorptie versterkt wordt door de strekking van het oppervlak. Houdt men geen rekening met de strekking, dan geldt volgens Beek en Kramers (1):

$$\phi_m = c_o \sqrt{\frac{D}{\pi}} \int_0^{t_e} t^{-\frac{1}{2}} \frac{dA}{dt} dt \quad (30)$$

terwijl in werkelijkheid vergelijking (18) geldt. Vergelijking (30) kan echter niet van t naar x getransformeerd worden, zoals bij vergelijking (17) gebeurd is. Daarom zal de versterking hier berekend worden voor een oppervlak, waarvoor geldt:

$$A = C \cdot t^p \quad (31)$$

waarin: $C = \text{constante}$ en $p = \text{constante}$. ($p \geq 1$).

Achteraf zal de waarde van p voor verschillende punten van de bel berekend worden.

Definieert men nu een versterkingsfactor F , die het quotient is van de massastromen met en zonder rekening te houden met de strekking van het oppervlak, dan vindt men uit de vergelijkingen (17), (30) en (31) na enig rekenen:

$$F = \sqrt{2p - 1} \quad (32)$$

M.b.v. de vergelijkingen (11), (12), (13) en (14) kan p berekend worden. In de buurt van de top heeft p een hoge waarde, die ongeveer twaalf bedraagt. In het vrijwel cilindervormige deel van de bel nadert p tot twee. Hieruit blijkt duidelijk, dat de strekking van het oppervlak een grote invloed heeft op de gasabsorptie.

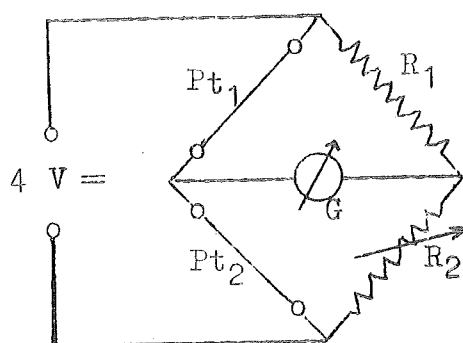
III. Meetmethode en Opstelling van de Proef.

III.1. Meetmethode voor de gasabsorptie.

In hoofdstuk I.2 werd er reeds op gewezen, dat het gedeelte van het gas, dat geabsorbeerd wordt klein moet zijn, daar anders het volume van de bel, en dus ook het oppervlak, te sterk zou veranderen. Het tegengestelde effect van gasabsorptie en drukval over de gaslift maakt het mogelijk om het gasvolume vrijwel constant te houden. De drukval over de gaslift kan binnen zekere grenzen gevarieerd worden door verandering van de onderdompeldiepte, welke bij de gebruikte lengte van de stijgbuis van één meter tussen 60 en 80 cm kan liggen zonder dat de bellenstroom onregelmatig wordt. Dit betekent, dat de absorptie tussen 6 en 8 % mag liggen. Hiertoe werd een mengsel van 25 % koolzuurgas en 75 % stikstof gebruikt. Men kan aantonen, dat de gasfaseweerstand bij de absorptie in dit geval juist nog verwaarloosbaar is. Daar de geabsorbeerde hoeveelheid koolzuurgas betrekkelijk klein is, is gezocht naar een nauwkeurige meetmethode. Gekozen werd de bepaling m.b.v. een katharometer, omdat hiermee de samenstelling van een gasmengsel tot op enige honderdsten procenten nauwkeurig bepaald kan worden. Het principe van deze meetmethode berust op het feit, dat de warmtegeleidbaarheid van een gasmengsel verandert wanneer de verhouding van de samenstellende componenten verandert. De katharometer bestaat uit een metalen blok waarin zich een langwerpige cilindrische cel bevindt met aan beide zijden een aansluiting van gas-toevoer en -afvoer. In de as van de cel bevindt zich een zeer dunne platina draad waarover een constant potentiaalverschil wordt aangelegd, waardoor de temperatuur van de draad zal stijgen. Wordt het metalen blok op constante temperatuur gehouden door het in een thermostat te plaatsen, dan zal de temperatuur van de platina-draad bepaald worden door de warmtegeleidbaarheid, en dus de samenstelling, van het gas en de snelheid waarmee het gas door de cel stroomt. De laatste factor werd geëlimineerd door steeds met stilstaand gas in de cel te meten.

Verandert de temperatuur van de platina-draad, dan verandert ook zijn ohmse weerstand en de laatste kan b.v. in een brug van Wheatstone gemeten worden. Omdat het verband tussen

samenstelling en warmtegeleidbaarheid en ook tussen warmtegeleidbaarheid en weerstandsverandering niet volkomen lineair is werd i.p.v. een theoretische berekening de voorkeur gegeven aan ijking van de apparatuur met ijk-gassen, waarvan de samenstelling nauwkeurig bepaald is. Om de nauwkeurigheid nog verder op te voeren werd een katharometer met twee cellen gebruikt, waardoor steeds vergeleken kan worden met het gas voordat de absorptie plaats vindt. In figuur 7 is een schema gegeven van het elektrische meetcircuit. De gelijkspanning van vier volt wordt geleverd door een gestabiliseerd gelijkspanningsapparaat.



Figuur 7.

Meetschakeling van de katharometer.

Pt_1 , Pt_2 = platina-draden.
van 25 Ω in de
beide katharome-
tercellen.

R_1 = weerstandsbank van
20.000 Ω

R_2 = variabele weerstands-
bank van 20.000 Ω

G = galvanometer

De ene tak van de brug bestaat uit de beide platina-draden van de katharometercellen, de andere tak uit twee weerstandsbanken, waarvan er één tot op 0,1 Ω gevariëerd kan worden. Het is dus mogelijk om relatieve weerstandsveranderingen van één tweehonderdduizendste in te stellen, hetgeen overeenkomt met een samenstellingsverandering van ongeveer 0,01 %. De galvanometer is gevoelig genoeg om een dergelijke kleine verandering inderdaad te kunnen meten.

Uit de ijkmetingen bleek, dat de reproduceerbaarheid overeenkomt met een samenstellingsverandering van 0,05 %.

De ijkings en metingen worden nu als volgt uitgevoerd:
Eerst worden beide cellen van de katharometer gevuld met het gas, dat voor de metingen gebruikt wordt. De weerstand R_2 wordt zó ingesteld, dat de brug stroomloos is. Men

bepaalt nu het verschil tussen R_2 en R_1 *):

$$\Delta R_0 = R_2 - R_1 \quad (33)$$

Vervolgens wordt de tweede cel gevuld met het ijkgas of het gas, dat uit de gaslift komt. De brug wordt weer stroomloos gemaakt m.b.v. de weerstand R_2 en het verschil tussen R_2 en R_1 wordt bepaald:

$$\Delta R = R_2 - R_1 \quad (34)$$

$\Delta R_0 - \Delta R$ is nu een maat voor de verandering van de gassamenstelling in de tweede cel. Men kan volgens de theorie van de brug van Wheatstone een grootheid ΔR_{rel} definiëren, die onafhankelijk is van de absolute waarden van R_1 en R_2 :

$$\Delta R_{rel} = \frac{\Delta R_0 - \Delta R}{R_1 + R_2} \quad (35)$$

waarin ΔR_0 en ΔR berekend worden uit de vergelijkingen (33) en (34).

Voor de beschrijving van het maken en het analyseren van de ijkgasen, waarvan de samenstelling tot op 0,1 % nauwkeurig bekend moet zijn, wordt verwezen naar appendix 2.

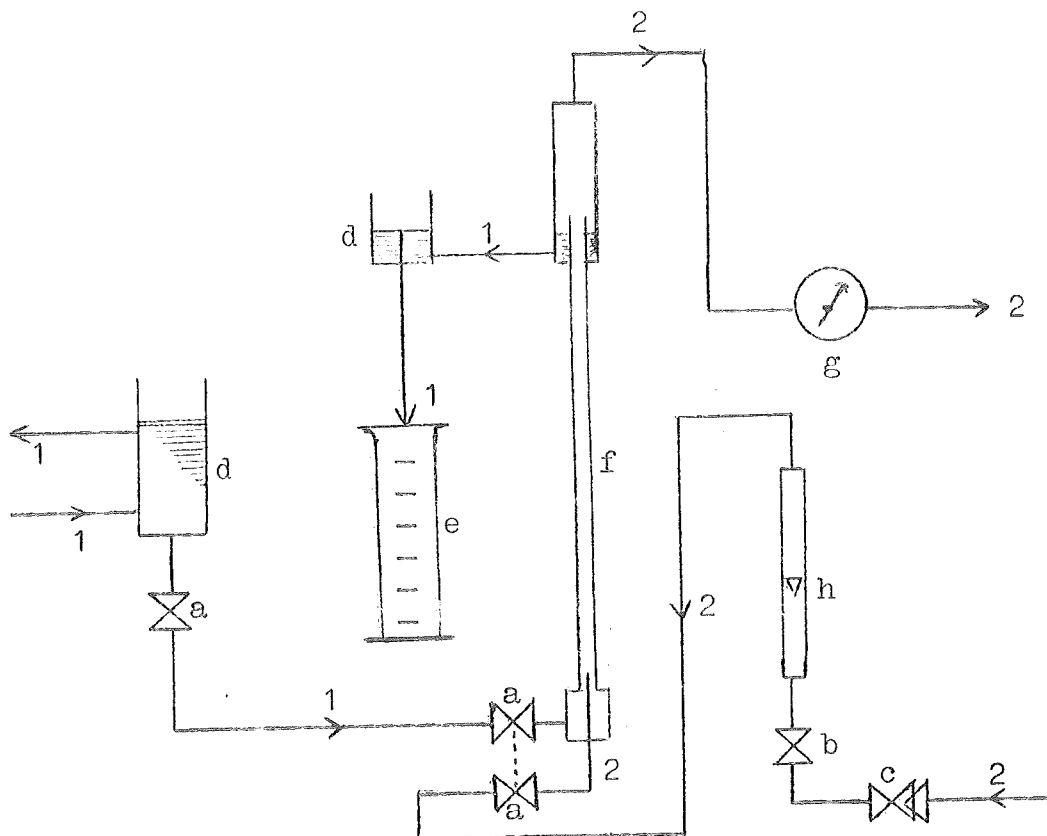
III.2. Opstelling van de proef.

a. voor de hydrodynamische metingen **):

Een schema van de apparatuur is gegeven in figuur 8. Bij de hydrodynamische proeven is steeds water als vloeistof en lucht als gas gebruikt. Het water wordt toegevoerd in een overloopvat, waarin een constant niveau gehandhaafd wordt,

*) Zouden beide cellen volledig identiek zijn, dan moet dit verschil nul zijn, dit is in werkelijkheid niet het geval.

***) Deze metingen werden verricht door R. van de Berge.



Figuur 8.

Opstelling voor de hydrodynamische metingen.

a. kraan	e. maatglas
b. regelventiel	f. gaslift
c. reduceerventiel	g. natte gasmeter
d. overloopvat	h. rotameter.

1. waterstroom

2. luchtstroom

a = 0,49 cm.

L = 98 cm.

dat de onderdompeldiepte bepaalt. Dit vat is via twee kranen verbonden met de onderkant van de gaslift. De eerste kraan dient om voor het begin en na het eind van een proef de watertoevoer te kunnen stoppen. De tweede kraan is gekoppeld aan een kraan in de gastoevoer, zodat het mogelijk is gas- en watertoevoer precies tegelijk te stoppen voor de bepaling van \mathcal{E} (zie blz. 7). De luchttoevoer wordt afgenomen van de perslucht-leiding. De druk wordt eerst verlaagd in een reduceerventiel. Vervolgens passeert de lucht een regelventiel, een rotameter en de kraan, die gekoppeld is aan de kraan in de

watertoevoerleiding. Het gastoevoerbuisje steekt ongeveer één centimeter in de stijgbuis. De buitendiameter van het gastoevoerbuisje bedraagt ongeveer 0,3 cm., de binnendiameter van de stijgbuis is 0,49 cm en de lengte van de stijgbuis 98 cm.

Boven om de stijgbuis bevindt zich een gesloten ruimte met twee aansluitingen, één voor de waterafvoer en één voor de gasafvoer (zie fig. 8). Om te voorkomen, dat gas meegevoerd wordt in de waterafvoer is deze verbonden met een overloopvatje waardoor het waterniveau iets boven de waterafvoer staat. Het gas kan bovenaan afgevoerd worden, waarna het via een natte gasmeter, waarmee het debiet gemeten wordt, naar de buitenlucht stroomt. De waterafvoer uit het overloopvatje kan in een maatglas opgevangen worden om het waterdebiet te bepalen.

Bij het aan- en afzetten van de gaslift moet men er steeds rekening mee houden, dat de watertoevoer niet open mag staan, zolang de gastoevoer niet openstaat en dat de watertoevoer bij het starten niet te snel wordt opgedraaid, omdat anders water in het gastoevoerbuisje loopt, waardoor de gastoevoer onregelmatig wordt of zelfs geheel ophoudt.

Het uiteinde van het gastoevoerbuisje is bedekt met een laagje siliconenlak, dat waterafstotend is, waardoor het naar binnen lopen van water in dit buisje voorkomen wordt tijdens een proef. Bij het bepalen van ξ is het van groot belang, dat de twee gekoppelde kranen zeer snel dichtgedraaid worden. Liep de gaslift regelmatig, dan moeten tot onderin de buis direct na het sluiten van deze kranen de bellen overal even groot zijn en op gelijke afstand van elkaar liggen en het water mag niet of nauwelijks in het gastoevoerbuisje binnengedrongen zijn. Nadat alle bellen opgestegen zijn wordt de vloeistofhoogte in de stijgbuis afgelezen op een meetlat, die langs de stijgbuis is gemonteerd.

b. Voor de gasabsorptiemetingen:

In figuur 9 is een schema gegeven van de apparatuur, die voor de gasabsorptiemetingen is gebruikt. Met het oog op de overzichtelijkheid zijn de leidingen met thermostaatwater en een aantal aansluitingen, die gebruikt zijn bij de ijking, weggelaten.

Het stikstof-koolzuurmengsel bevindt zich in bombe a₁

onder een druk van ongeveer 125 atm. Via het reduceerventiel b_1 , waarin de druk verlaagd wordt tot ongeveer 1,5 atm gaat het gas naar een warmtewisselaar die in een thermostaat geplaatst is (c_1). Hierin wordt de temperatuur van het gas op 25°C gebracht. Vervolgens passeert het gas het regelventiel d_1 , waarmee het gewenste debiet ingesteld en constant gehouden wordt, hetgeen kan worden afgelezen op de rotameter e , die voorzien is van een glazen mantel, waardoor thermostaatwater stroomt van 25°C om de temperatuur constant te houden. Achter de rotameter bevindt zich aan de gasleiding een manometer (v_1), die dient om te controleren dat de druk in dit deel van de apparatuur niet te hoog oploopt. In de verzadiger (f) wordt het gas verzadigd met waterdamp om te voorkomen, dat in de gaslift naast de koolzuur-absorptie ook verdampen van water optreedt. De verzadiger bestaat uit een perspex koker, waarin zich op korte afstand boven de bodem een zeefplaatje bevindt, waarboven water staat. Het gas wordt onder het zeefplaatje ingevoerd, gaat door de zeefplaat heen en stijgt verdeeld in kleine bellen op in het water. Bovenaan wordt het met waterdamp verzadigde gas afgevoerd. Het water kan in de verzadiger worden gebracht uit het watervoorraadvatje g via kraan k_1 . Bij stoppen van de gasstroom loopt het water door de zeefplaat en kan worden afgetapt via kraan k_2 . De gastoevoerbuis onder in de verzadiger is aan het einde omgebogen om te voorkomen, dat water in deze leiding kan lopen. Van de verzadiger loopt het gas door een leiding, die ligt in een wijdere leiding waardoor het thermostaatwater van 25°C loopt om condensatie van waterdamp te voorkomen, naar een driewegkraan (h_1).

Het gas kan nu òf direct via kraan k_3 en het regelventiel d_2 in de gaslift gevoerd worden, òf via kraan k_5 , cel 1 van de katharometer, kraan k_4 en het regelventiel d_2 . Het regelventiel dient om vlak voor de gaslift een drukval van ongeveer 0,1 atm. in te stellen; dit heeft tot resultaat, dat in de gaslift geen fluctuaties in de gasstroom optreden. De katharometer is geplaatst in een thermostaat, die op 25°C is ingesteld. De bijbehorende leidingen en kranen bevinden zich in een plastic "tent", waaronder warme lucht van 26°C geblazen wordt om condensatie van waterdamp en afkoeling van het gas te voorkomen.

----- warmte-isolatie.

↓ thermometer

- a. bombe
 - b. reduceerventiel
 - c. warmtewisselaar in
en thermostaat
 - d. regelventiel
 - e. rotameter
 - f. verzadiger
 - g. watervoorraadvaatje
 - h. driewegkraan
 - k. kraan
 - l. katharometer
 - m. gaslift
 - n. overloopvaatje
 - o. maatglas
 - p. natte gasmeter
 - r. opvangvat
 - s. windpersketel
 - t. membraanpomp
 - u. watervoorraadvat
 - v. manometer
 - w. waterafscheider
-
- 1. N_2/CO_2 mengsel
 - 2. N_2/CO_2 mengsel verzadigd met H_2O
 - 3. idem na CO_2 -absorptie
 - 4. water
 - 5. water met geabsorbeerd CO_2

Het water komt uit een voorraadvat van ca. 200 liter (u), waarin het is opgeslagen onder een stikstofatmosfeer, die wordt verkregen uit bombe a_2 via het reduceerventiel b_2 . Bij watergebruik moet kraan k_3 geopend zijn om te voorkomen, dat in het vat een onderdruk ontstaat. Het water wordt via kraan k_9 door de membraanpomp t_2 in een perswindketel s gepompt. Deze zorgt er voor, dat de sterk pulserende waterstroom, die de pomp levert, geen onregelmatigheden in de gaslift kan veroorzaken; zonder deze perswindketel liep de gaslift niet regelmatig. Van de perswindketel gaat het water naar het overloopvat q , waarmee de onderdompeldiepte van de gaslift ingesteld kan worden. Het teveel aan toegevoerd water loopt over in het opvangvat r waarvandaan het door de membraanpomp t_1 weer in het voorraadvat gepompt wordt. Onderaan het overloopvat is een aansluiting die via kraan k_7 , die dient om de wassertoevoer naar de gaslift te kunnen stoppen, en via een thermostaat (c_2) naar de onderkant van de gaslift gaat. De thermostaat brengt het water op een temperatuur van 25°C .

De verbindingsleiding tussen het overloopvat en de gaslift is wijd, omdat de stromingsweerstand hierin verwaarloosbaar klein moet zijn, wil de hoogte van het waterniveau in het overloopvat een maat zijn voor de onderdompeldiepte.

De gaslift zelf is in drie delen uitgevoerd, die gezamenlijk een stijgbuis van een meter lengte geven. Het onderste en bovenste deel zijn omgeven door vierkante perspex kokers met aansluitingen voor thermostaatwater, die dienen om fotograferen van de bellen zonder ernstige vervorming mogelijk te maken. Het middelste deel bevindt zich in een wijdere glazen buis, die eveneens aansluitingen heeft voor thermostaatwater om een temperatuur van 25°C te kunnen handhaven. Een gedetailleerde tekening van de onderkant en de bovenkant van de gaslift zijn gegeven in figuur 10. De uitvoering wijkt niet veel af van de constructie voor de hydrodynamische metingen.

De scheiding van gas en vloeistof na het verlaten van de stijgbuis moet snel plaats vinden, omdat anders een te grote absorptie wordt gemeten. Hiertoe is, zoals in figuur 10 is aangegeven, een glazen kapje over het einde van de stijgbuis aangebracht. De vloeistof wordt hierdoor gedwongen onmiddellijk naar beneden te stromen. Evenals bij de hydrodynamische metingen wordt in deze ruimte een bepaald vloeistofniveau

gehandhaafd door de vloeistofafvoer via een overloopvatje (n) te laten plaats vinden. Het niveau wordt zó ingesteld, dat dit zich juist in het vernauwde gedeelte van de gesloten ruimte bevindt, waardoor het aanrakingsoppervlak tussen gas en vloeistof zo klein mogelijk wordt gehouden om gasabsorptie hier zoveel mogelijk tegen te gaan. De gasafvoer geschiedt boven aan de gesloten ruimte via een leiding die in een wijdere leiding ligt waardoor thermostaatwater van 25°C stroomt. Via de driewegkraan h_2 , die zich in de plastic „tent“ bevindt kan het gas òf door cel 2 van de katharometer en kraan k_6 òf door een natte gasmeter, waarmee het gasdebiet gemeten wordt, naar de buitenlucht afgevoerd worden. Bovenaan de gaslift bevindt zich een waterafscheider om te voorkomen, dat water in de katharometer kan komen als door bijzondere omstandigheden water door het gas wordt meegenomen; bovendien bevindt zich hier een water-U-buis manometer om de druk te controleren. De overdruk mag niet meer dan 1 à 2 cm waterkolom bedragen. Het waterdebiet wordt gemeten door de uit het overloopvatje n overlopende vloeistof in een maatglas (o) op te vangen.

Een meting wordt nu als volgt uitgevoerd:

De bombe a_1 wordt geopend en het gas wordt via de rotameter en de verzadiger en verder door een juiste instelling van de kranen door cel 1 van de katharometer geleid en verder via de gaslift, de waterafscheider en kraan h_2 door cel 2 van de katharometer.

Kraan k_3 blijft gesloten evenals de watertoevoer naar de gaslift. Vervolgens worden de thermostaten en de luchtverwarming van de plastic „tent“ aangezet. Wanneer deze de gewenste temperatuur hebben bereikt, wordt de verzadiger uit het wattervoorraadvatje met water gevuld. Nadat ook dit water een temperatuur van 25°C heeft bereikt, wordt minstens één uur met gas doorgespoeld, omdat het water in de verzadiger in het begin koolzuur absorbeert.

Hierna wordt kraan k_3 geopend, waardoor het gas direct naar de gaslift gaat, en de kranen k_4 , k_5 en k_6 worden gesloten en kraan h_2 wordt zó ingesteld, dat het gas door de gasmeter naar buiten gaat. Na ongeveer tien minuten wachten wordt ΔR_0 gemeten op de eerder besproken wijze.

Inmiddels wordt de gaslift aangezet door de kranen k_8 en k_9 te openen en de pompen t_1 en t_2 te starten. Kraan k_7 wordt daarna langzaam geopend om het binnendringen van water in de gastoevoer te vermijden. De thermostaat c_2 was reeds bij het begin van de proef aangezet. De gastoevoer wordt met het regelventiel d_1 op de gewenste waarde ingesteld. Na de meting van ΔR_0 worden de kranen h_2 en k_6 zó ingesteld, dat het gas weer door cel 2 van de katharometer gaat. Cel 1 blijft gesloten. Na ongeveer één uur, waarin het waterdebiet gemeten kan worden, wordt cel 2 gesloten en het gas loopt weer via de gasmeter naar buiten. Na tien minuten wordt ΔR gemeten. Inmiddels kan het gasdebiet m.b.v. de gasmeter worden bepaald. Hoewel hier de gasstroom na de absorptie gemeten wordt, kan deze waarde voor de volumestroom toch direct gebruikt worden voor de berekeningen, omdat de drukval over de gaslift juist zo groot is, dat het volume praktisch constant blijft.

Bij een volgende meting wordt eerst de watertoevoer naar de gaslift stop gezet, waarna de beide cellen van de katharometer weer met gas worden doorgespoeld.

Bij het beëindigen van een serie metingen wordt allereerst de watertoevoer afgezet door sluiten van kraan k_7 en vervolgens worden de pompen gestopt en de kranen k_8 en k_9 gesloten. Voordat men de gastoevoer en de verwarming uitzet, laat men eerst de verzadiger leeg lopen door kraan k_2 te openen. De katharometercellen wordt nu met droog gas doorgespoeld om condensatie van water te voorkomen na afzetten van de verwarming. Tenslotte wordt de gastoevoer afgesloten.

Om tijdens de proeven de stikstofatmosfeer in het grote watervoorraadvat te handhaven wordt zóveel stikstof uit bombe a_2 toegevoerd, dat juist een klein beetje uit kraan k_3 ontwijkt.

Mocht tijdens de proeven om de één of andere reden condensatie van water optreden, dan moet er steeds op gelet worden dat dit niet in de katharometer kan komen. Voor de verwijdering van condensaat zijn hier en daar aftapjes aangebracht; deze zijn in figuur 9 niet aangegeven.

IV. Metingen en Berekeningen.

IV.1. Metingen en berekeningen van de hydrodynamische proeven.

Bij de hydrodynamische proeven zijn de vloeistofstromen en de gasfractie (ϵ) gemeten als functie van de onderdompeldiepte en de gasstroom. Daar het van belang is uit de hydrodynamische metingen de relatieve vloeistofstroom ϕ_v' te leren kennen, is het interessant de resultaten met vergelijking (7) te vergelijken:

$$v_{rel} = \frac{c}{\pi} (1 - \epsilon) R^{-1/3} v_g^{5/3} + v_{rel}^0.$$

Omdat bij constante R gemeten wordt, zou volgens deze vergelijking $\frac{v_{rel}}{1 - \epsilon}$ dubbellogaritmisch grafisch uitgezet tegen v_g een rechte moeten geven met een hellingshoek waarvan de tangens $5/3$ is, omdat v_{rel}^0 zeer klein is t.o.v. v_{rel} . v_{rel}^0 zal verder buiten beschouwing gelaten worden. De gassnelheid v_g kan direct uit de gasstroom berekend worden:

$$v_g = \frac{\phi_g}{\pi R^2}$$

Ook v_{rel} kan uit de metingen bepaald worden. Bedenkt men, dat de gemiddelde relatieve snelheid van de vloeistof t.o.v. de gasbellen gelijk moet zijn aan het verschil van de gassnelheid en de gemiddelde vloeistofsnelheid, dan kan men schrijven:

$$\frac{\phi_v'}{\pi R^2 (1 - \epsilon)} = \frac{\phi_g}{\pi R^2 \epsilon} - \frac{\phi_v}{\pi R^2 (1 - \epsilon)}$$

Omdat $v_{rel} = \frac{\phi_v'}{\pi R^2}$ kan men hiervoor ook schrijven:

$$v_{rel} = \frac{1 - \epsilon}{\epsilon} \frac{\phi_g}{\pi R^2} - \frac{\phi_v}{\pi R^2}$$

v_{rel} kan hieruit berekend worden. Bij het op de eerder genoemde wijze grafisch uitzetten van de resultaten bleek een grote spreiding op te treden t.o.v. de verwachte rechte lijn. Werd echter v_{rel} en niet $v_{rel}/1 - \epsilon$ tegen v_g dubbellogaritmisch uitgezet, dan bleek de spreiding t.o.v. één rechte lijn

klein te zijn. In grafiek 2 zijn de resultaten op deze wijze weergegeven. Zij blijken te voldoen aan een experimentele formule van de volgende vorm:

$$v_{\text{rel.}} = C(R) \cdot v_g^{4/3} \quad (36)$$

De constante $C(R)$ zal nog een functie van R zijn. De invloed van R werd echter niet onderzocht, omdat bij de absorptieproeven steeds met dezelfde stijgbuis gewerkt werd. Bij de gebruikte stijgbuis is:

$$C(R) = 1 \left[\frac{\text{cm}}{\text{s}} \right]^{-1/3}$$

Opmerkelijk is, dat de gasfractie ϵ in vergelijking (36) niet voorkomt.

Om iets te weten te komen over de invloed van de lengte van de gasbellen werd ook een serie metingen verricht met een nauwere gasinlaat in de gaslift, waardoor de bellen korter worden. Bij deze korte bellen blijkt een aanzienlijke afwijking te ontstaan van vergelijking (36), zoals men in grafiek 3 kan zien. De afwijkingen zijn het grootst bij lage gassnelheden en dit is begrijpelijk, wanneer men bedenkt, dat de bellengte afneemt bij afnemende gassnelheid.

Vergelijking (36) zal dus waarschijnlijk slechts boven een bepaalde bellengte gelden. Er zijn echter nog te weinig gegevens om te bepalen welke deze lengte is.

IV.2. Metingen en berekeningen van de gasabsorptieproeven.

a. Meetresultaten van de ijking van de katharometer.

In tabel 1 is een overzicht gegeven van de meetresultaten en de daaruit berekende waarden van $\Delta R_{\text{rel.}}$. Gas n^o I werd gebruikt voor de metingen.

De gassen 1, 2, 3 enz. zijn ijkgassen. Alle metingen zijn in duplo uitgevoerd. In grafiek 4 is het verband tussen het percentage koolzuurgas en $\Delta R_{\text{rel.}}$ grafisch weergegeven. Het verloop wijkt niet veel van een rechte lijn af. De nauwkeurigheid van de ijkingen is voldoende om de samenstelling van de gassen na absorptie tot op 0,1 % te bepalen. Dit houdt in, dat bij een absorptie van 5 % van de totale hoeveelheid gas een fout van 2 % in de meting gemaakt kan worden.

Tabel 1.

Meetresultaten van de ijkingen van de katharometer.

Gas no	Percentage CO ₂ verzadigd		R ₁ Ω	Δ R ₀ Ω	Δ R Ω	Δ R _{rel.}
	droog	met H ₂ O				
I	24,3 ⁵	23,6	20.000	35,0	46,6	- 2,9 · 10 ⁻⁴
			20.000	34,2	45,9	
1	24,7	23,9 ⁵	20.000	34,7	52,5	- 4,5 · 10 ⁻⁴
			20.000	33,7	51,8	
2	22,0	21,3	20.000	34,5	15,1	4,9 · 10 ⁻⁴
			20.000	35,9	16,3	
3	21,1	20,2 ⁵	20.000	35,8	8,6	6,8 · 10 ⁻⁴
			20.000	35,1	7,6	
4	20,0 ⁵	19,4	20.010	35,2	- 6,2	10,4 · 10 ⁻⁴
			20.010	35,1	- 6,5	
5	19,0 ⁵	18,4 ⁵	20.020	35,2	-19,1	13,6 · 10 ⁻⁴
			20.020	34,8	-19,6	
6	17,8	17,2 ⁵	20.040	35,4	-33,9	17,3 · 10 ⁻⁴
			20.040	34,9	-34,4	
7	15,9	15,4	20.060	34,8	-58,2	23,2 · 10 ⁻⁴
			20.060	34,6	-57,9	
8	13,6 ⁵	13,2	20.090	35,0	-82,2	29,3 · 10 ⁻⁴
			20.090	35,1	-82,3	

Het bereiden van de ijkgasen is beschreven in appendix 2.

b. Metingen en berekeningen van de gasabsorptieproeven:

In tabel 2 is een overzicht gegeven van de gemeten en de daaruit berekende grootheden:

De onderdompeldiepte L_0 volgt direct uit de hoogte van het overloopvat voor de vloeistoftoevoer. De gasstroom ϕ_g werd gemeten met een natte gasmeter, die echter niet op een temperatuur van 25°C gehouden werd. Een correctie voor temperatuurdaling en condensatie van enig water moest aangebracht worden. De meting van de vloeistofstroom ϕ_v leverde geen enkele bijkomstige moeilijkheid. De relatieve vloeistofstroom ϕ_v' kan uit ϕ_g en L_0 berekend worden m.b.v. de resultaten van de hydrodynamische proeven. De nauwkeurigheid van deze waarden is niet erg groot. Een fout van 10 % is niet onmogelijk.

Uit de bij iedere proef gemeten ΔR_{rel} kan het geabsorbeerde percentage gas gevonden worden door gebruikmaking van grafiek 4. Tenslotte wordt hieruit de geabsorbeerde fractie van het koolzuurgas berekend. Bij alle proeven werd gas I gebruikt.

Om uit de theorie de gasabsorptie te kunnen berekenen, werden een aantal metingen verricht om daaruit de grootheden te bepalen, die voor deze berekening bekend moeten zijn.

De lengte van de bellen, l , werd opgemeten uit de gemaakte foto's (zie figuur 6). Een redelijke nauwkeurigheid werd verkregen door bij iedere proef een groot aantal foto's te maken (ca. dertig bellen). Door gebruik te maken van grafiek 1 en vergelijking (20) kan het product van stofoverdrachtscoëfficiënt en oppervlak voor één bel, $\overline{K_v O}$, berekend worden. Eveneens uit de foto's kan de voor het gerimpelde deel van de bel gecorrigeerde lengte l' gemeten worden, hoewel het moeilijk te zien is waar de grens ligt. Uit deze lengte wordt vervolgens een gecorrigeerd product van stofoverdrachtscoëfficiënt en oppervlak, $\overline{K_v O}'$, berekend. Daar de lengte van de bellen en de afstand tussen de bellen uit de foto's bekend is, kan het aantal bellen in de gaslift, N , hieruit gevonden worden. Het aantal bellen, dat gemiddeld door een vloeistof-elementje gepasseerd wordt, n , kan uit N berekend worden m.b.v. de reeds eerder genoemde vergelijking:

Tabel 2.

De meetresultaten van de gasabsorptieproeven en een aantal daaruit berekende grootheden (ϕ_V' , $K_V O$, $K_V O'$, n).

Proef no	L_0 cm	ϕ_g cm ³ /s	ϕ_V cm ³ /s	ϕ_V' cm ³ /s	l cm	$\overline{K_V O}$ cm ³ /s .10 ⁻²	l' cm	$\overline{K_V O}'$ cm ³ /s .10 ⁻²	N	n	ΔR_{rel} .10 ⁻⁴	% gas geab- sor- beerd	$\frac{c_{g'}^o - c_{g'}^u}{c_g^c}$
1	63	2,14	2,07	0,56	1,26	4,34	0,77	2,84	39,3	10,6	20,1	6,3	0,27
2	63	2,53	2,40	0,67	1,57	5,30	0,92	3,38	33,1	9,2	17,9	5,5	0,23
3	63	2,59	2,45	0,69	1,62	5,35	1,01	3,62	31,9	9,0	17,8	5,5	0,23
4	68	1,49	2,00	0,42	1,04	3,71	0,54	2,12	41,4	8,7	21,9	6,8	0,29
5	68	1,97	2,35	0,56	1,28	4,43	0,78	2,89	35,6	8,5	20,0	6,2	0,26
6	68	2,12	2,50	0,58	1,47	4,96	0,85	3,13	31,3	7,3	19,5	6,1	0,26
7	68	2,64	2,90	0,74	1,73	5,64	1,11	3,62	28,1	7,2	18,3	5,7	0,25
8	73	1,18	2,07	0,31	0,88	3,23	0,55	2,12	40,4	6,0	26,0	8,2	0,35
9	73	1,54	2,21	0,43	1,08	3,81	0,66	2,51	34,2	6,7	22,6	7,1	0,30
10	73	1,74	2,59	0,49	1,23	4,24	0,76	2,82	32,9	6,2	21,8	6,8	0,29
11	73	2,02	2,78	0,60	1,46	4,92	0,90	3,28	28,9	6,2	20,7	6,4	0,27

$L = 99 \text{ cm.}$

$D = 1,94 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s.}$

$a = 0,48 \text{ cm.}$

$$n = \frac{\phi'_V}{\phi_V} \cdot N$$

Onder tabel 2 zijn de waarden van enkele grootheden gegeven, die in de berekeningen voorkomen.

c. Berekening van de gasabsorptie volgens de theorie.

Met de gemeten en berekende grootheden uit tabel 2 kan nu de gasabsorptie gevonden worden langs theoretische weg volgens de beide beschouwingswijzen, die in hoofdstuk II.2. besproken zijn. De geabsorbeerde gasfractie wordt berekend uit de vergelijkingen (24) en (28).

Om een indruk te krijgen van de invloed van de toegepaste correctie voor het gerimpelde deel van de bel is de theoretische absorptie zowel met als zonder deze correctie berekend. Daarnaast zijn ter vergelijking de meetresultaten opgenomen. Het geheel is samengevat in tabel 3.

Tabel 3.

Gemeten en berekende geabsorbeerde gasfracties.

proef no	gemeten	$\frac{c_g^o - c_g^u}{c_g^o}$			
		ongecorrigeerd		gecorrigeerd	
		1	2	1	2
1	0,27	0,34	0,33	0,27	0,27
2	0,23	0,31	0,32	0,24	0,25
3	0,23	0,31	0,31	0,24	0,25
4	0,29	0,41	0,42	0,31	0,31
5	0,26	0,36	0,37	0,28	0,29
6	0,26	0,34	0,35	0,26	0,25
7	0,25	0,30	0,31	0,24	0,24
8	0,35	0,46	0,47	0,37	0,38
9	0,30	0,38	0,41	0,30	0,30
10	0,29	0,37	0,38	0,29	0,29
11	0,27	0,35	0,37	0,27	0,27

Voor de theoretische berekeningen moet men de verdeelingscoëfficiënt, H, van CO₂ kennen bij 25°C. Deze kan b.v. uit de Henry-coëfficiënt of de oplosbaarheid van koolzuurgas berekend worden. H = 1,24.

Uit tabel 3 kan men duidelijk zien, dat de correctie voor het niet-actieve deel van het oppervlak, die ongeveer 20 - 25 % bedraagt, een grote invloed heeft op het resultaat. Na het aanbrengen van de correctie liggen de verschillen tussen de gemeten en berekende waarden van de geabsorbeerde gasfractie nergens verder uit elkaar dan ongeveer 10 %. Zonder de correctie zijn de gemeten waarden ongeveer 30 % lager dan de berekende waarden. Bovendien blijkt, dat de twee theoretische berekeningsmethoden resultaten geven, die goed met elkaar overeenstemmen. De verschillen liggen alle binnen de 5 %.

Het zou interessant zijn om te kijken of de verschillen tussen de gemeten en berekende waarden te verklaren zijn uit de resultaten van een foutenberekening. Een dergelijke berekening is echter niet goed mogelijk, omdat een aantal fouten onbekend zijn, zoals het begin- en eindeffect in de gaslift en de fout bij het opmeten van de gecorrigeerde bellengte op de foto's. Naar schatting is een mogelijke fout van 10 % echter niet onwaarschijnlijk. Wel kan men zeggen, naar aanleiding van het op blz. 32 vermelde over de nauwkeurigheid van de metingen, dat de mogelijke fout in de gasabsorptiemetingen ongeveer 4 % bedraagt.

V. Conclusies en Opmerkingen.

V.1. Conclusies t.a.v. de hydrodynamica.

Vergelijkt men de resultaten van Behringer (2) met de bij dit onderzoek verrichte hydrodynamische metingen, dan blijken er twee opvallende verschillen te zijn: Het verband tussen v_g en $v_{rel.}$, dat werd gemeten, en is vastgelegd in vergelijking (36), stemt niet overeen met vergelijking (7), die afgeleid werd uit de experimentele formule van Behringer. Ten tweede werd steeds een grotere gasfractie, ϵ , gemeten, dan wordt gegeven door vergelijking (9), die van Behringer afkomstig is. Deze verschillen moeten waarschijnlijk gezocht worden in het feit, dat Behringer met veel kleinere belLEN werkte door een ander model gas-inlaat toe te passen en het merendeel van zijn proeven met grotere buisdiameters deed, waardoor de stroming sterk verandert.

Over de bij dit onderzoek gevonden hoge waarden van de gasfractie, d.w.z. lage waarden van de vloeistoffractie, kan gezegd worden, dat grotere wrijvingsverliezen dan bij de proeven van Behringer hiervan de oorzaak moeten zijn. De bellengte zou hierin dus een belangrijke rol moeten spelen: bij langere belLEN een grotere wrijving.

De afwijkingen van vergelijking (36) met de proeven met kleine belLEN zouden er op kunnen wijzen, dat hier juist gemeten is in een overgangsgebied tussen de hier gegeven experimentele formule en die van Behringer.

Voor een goed onderzoek van deze factoren is een veel groter aantal metingen nodig dan tot nu toe is gedaan. Om de invloed van de lengte van de belLEN te bepalen zou bovendien bij elke proef een serie foto's gemaakt moeten worden, want een kleine verandering in de stand of de vorm van de gas-inlaat kan al een grote invloed op de lengte van de belLEN hebben.

V.2. Conclusies en opmerkingen t.a.v. de gasabsorptie.

De goede overeenstemming tussen de metingen en de theoretisch berekende absorptie zou er op kunnen wijzen, dat het toepassen van de theorie van Beek en Kramers (1) hier juist is. Toch blijft er nog een dubieus punt.

Bij het aanbrengeN van de correctie is aangenomen, dat

snelheid van de vloeistof aan de belwand in het bovenste deel bepaald wordt door een vrije val en dat in het onderste deel het oppervlak star is.

Het is echter niet waarschijnlijk, dat de grens tussen deze beide gebieden volkomen scherp is, temeer omdat tijdens het schrijven van dit rapport enige twijfel is gerezen over de juistheid van de beschouwingwijze die dit starre oppervlak verklaart. (zie blz. 17). Er wordt nog onderzocht of het effect misschien uitsluitend van hydrodynamische aard is door bestudering van vallende waterstraaltjes.

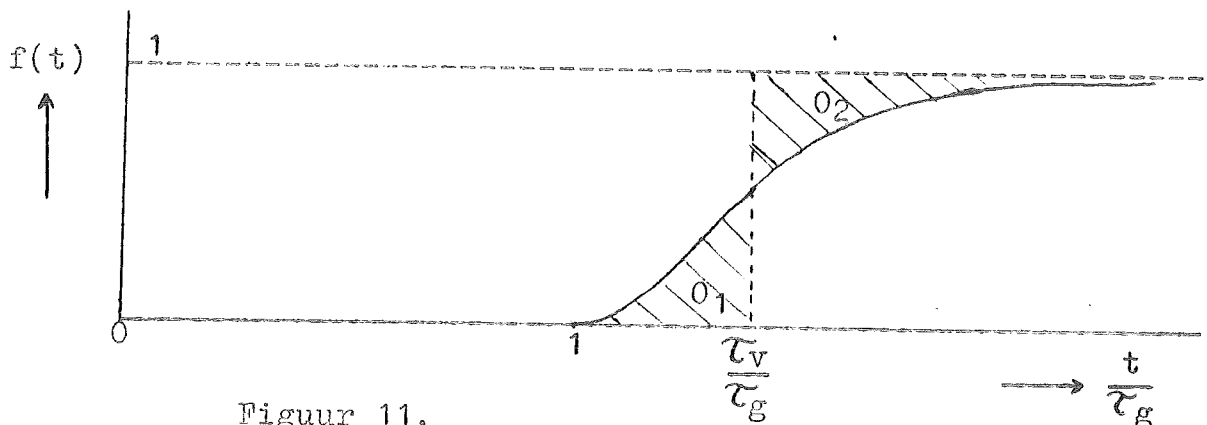
Men kan zich dan voorstellen, dat in het achterste deel van de bel de valsnelheid afneemt waardoor in tegenstelling tot het bovenste deel van de bel inkrimping van het oppervlak ontstaat. In een dergelijk inkrimpend oppervlak wordt de absorptie al spoedig zeer klein, zodat het effect vrijwel hetzelfde is als bij een star oppervlak, namelijk dat de absorptie in dit deel te verwaarlozen is t.o.v. de absorptie in het bovenste deel van de bel. Ook bij deze beschouwingwijze zal de grens tussen beide delen waarschijnlijk niet scherp zijn, maar geleidelijk. Over de invloed hiervan op de absorptie kan op dit ogenblik nog niet veel gezegd worden.

De invloed van de axiale menging tussen de bellen in de gaslift is verwaarloosd en redenen zijn aangevoerd, waarom dit toelaatbaar zou zijn (zie blz. 12). Door metingen van de verblijfstijdspreiding in de gaslift en verwerking van de resultaten in de theorie is in appendix 1 aangetoond, dat deze verwaarlozing inderdaad toelaatbaar is.

Appendices.

1. De invloed van axiale vloeistof-menging op de stof-overdracht.

Om de invloed van axiale menging in de gaslift na te gaan werd in de voor de hydrodynamische metingen gebruikte apparatuur de responsie op een sprongfunctie in de vloeistof-fase gemeten. Dit gebeurde door naast de gastoevoer in het water een geconcentreerde zout-oplossing te injecteren. De sprongfunctie werd verkregen door het plotseling stoppen van de zouttoevoer. De zoutconcentratie bij het verlaten van de gaslift werd gemeten door een geleidbaarheidsceel, die verbonden was met een geleidbaarheidsmeter en een schrijvend registratie-apparaat. In figuur 11 is een dergelijke doorbraakkromme getekend, waarbij het signaal gegeven is als functie van het quotient van de tijd en de verblijftijd van het gas.



Figuur 11.

$f(t)$ = functie die het relatieve zoutconcentratieverloop weergeeft.

τ_g = verblijftijd van het gas in de gaslift [s].

τ_v = gemiddelde verblijftijd van de vloeistof in de gaslift [s].

O_1 en O_2 zijn de beide gearceerde oppervlakken.

Daar vloeistofelementjes alleen langs een bel kunnen afstromen, maar nooit de omgekeerde weg kunnen afleggen, is het begrijpelijk, dat voorafgaande aan het tijdstip $t = \tau_g$ nog niets te merken is, als de sprongfunctie op het tijdstip $t = 0$ ingevoerd wordt. Het verdere verloop van de doorbraakkromme heeft het verloop, dat goed overeenkomt met de doorbraakkromme van een cascade schakeling van een aantal mengers. Hoe ho-

ger de gassnelheid des te groter is het aantal mengers. Dit aantal varieert van één tot drie. De gemiddelde verblijftijd van de vloeistof vindt men door een lijn loodrecht op de t/τ_g -as te trekken zó, dat de oppervlakken O_1 en O_2 aan elkaar gelijk zijn. Ook de verblijftijd in de mengers, τ_m , kan men nu berekenen, want:

$$\tau_m = \tau_v - \tau_g$$

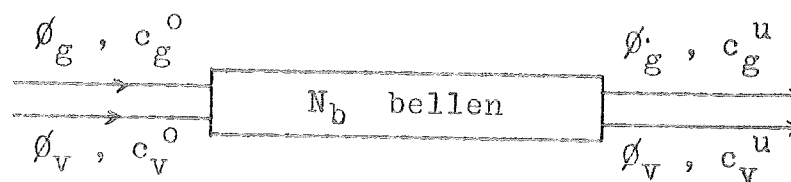
Voor de berekening van de stofoverdracht kan het gehele proces nu beschreven worden door serieschakeling van een continue propstroom stofwisselaar met een verblijftijd τ_g en één of meer mengers met een gezamenlijke verblijftijd τ_m . Het aantal mengers, M , wordt uit het model van de doorbraakkromme bepaald. De resultaten van de metingen zijn samengevat in tabel 4.

Tabel 4.

Resultaten van de verblijftijdspreidingsmetingen.

Proef no	L_0 cm	ϕ_v cm ³ /s	τ_g s	τ_v s	τ_m s	N	M
1	65	1,89	4,2 ⁵	5,3 ⁵	1,1	44	1 à 2
2	65	2,31	3,4	4,5	1,1	53	1 à 2
3	65	2,73	2,5	3,5	1,0	39	2
4	70	2,26	4,1 ⁵	5,0 ⁵	0,9	36	1
5	70	2,54	3,4	4,6	1,2	31	1
6	70	2,97	2,6	3,6 ⁵	1,0 ⁵	27	2
7	70	3,32	2,3	3,2	0,9	35	2
8	75	2,19	3,9	5,0	1,1	48	1
9	75	2,28	3,5	4,5 ⁵	1,0 ⁵	59	1 à 2
10	75	2,47	2,9	3,8 ⁵	0,9 ⁵	52	1 à 2
11	75	3,02	2,4	3,3 ⁵	0,9 ⁵	35	2 à 3

Voor de berekening van de stofoverdracht doet het er niet toe of de continue stofwisselaar dan wel de mengers voorop gezet worden, omdat beide eerste orde processen zijn en alleen verhoudingen van ingaande en uitgaande concentraties een rol spelen. Voor de berekening van de gasabsorptie in de continue stofwisselaar kan vergelijking (24) (model 1) gebruikt worden (zie ook figuur 12).



Figuur 12

Continue propstroom stofwisselaar.

Dit geeft:

$$\frac{c_g^o - c_g^u}{c_g^o - Hc_v^o} = \frac{\phi_v}{\phi_v + H\phi_g} \left(1 - e^{-\frac{\phi_v + H\phi_g}{H\phi_g\phi_v} k_v^o \cdot N_b} \right)$$

of:

$$\frac{c_g^u - Hc_v^u}{c_g^o - Hc_v^o} = e^{-\frac{\phi_v + H\phi_g}{H\phi_g\phi_v} k_v^o \cdot N_b} \quad (37)$$

Hierin is N_b het aantal gasbellen in de buis van de propstroom stofwisselaar.

$$N_b = \frac{\tau_g}{\tau_v} \cdot N \quad (38)$$

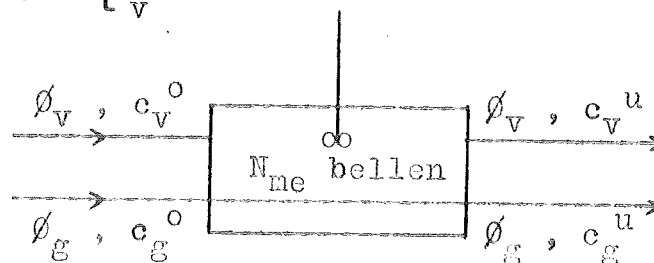
Voor één menger geldt (zie ook figuur 13):

$$-\phi_g \frac{d c_g}{d N_m} = \overline{K_1^o} \left(\frac{c_g}{H} - c_v^u \right) \quad (39)$$

$$\phi_v (c_v^u - c_v^o) = \overline{K_1^o} \cdot N_{me} \left(\frac{c_g}{H} - c_v^u \right) \quad (40)$$

Bij de stofbalans gegeven in vergelijking (38) moet er rekening mee gehouden worden, dat het gas als een propstroom door de menger heengaat. Alleen de vloeistof is ideaal gemengd. Voor het aantal bellen in de menger geldt:

$$N_{me} = \frac{\tau_m}{\tau_v} \cdot N \quad (41)$$



Figuur 13.

Uit de vergelijkingen (38) en (39) kan afgeleid worden:

$$\frac{c_g^u - Hc_v^u}{c_g^o - Hc_v^o} = \frac{1}{1 + \frac{\overline{K_V O} \cdot N_m}{\phi_v}} e^{-\frac{\overline{K_V O} \cdot N_m}{H \phi_g}} \quad (42)$$

Staan nu de propstroom stofwisselaar en één menger in serie, dan geldt voor het gehele proces, onafhankelijk van de volgorde van de onderdelen, volgens de vergelijkingen (37) en (42):

$$\begin{aligned} \frac{c_g^u - Hc_v^u}{c_g^o - Hc_v^o} &= \left(\frac{c_g^u - Hc_v^u}{c_g^o - Hc_v^o} \right)_{\text{propstroom}} \times \left(\frac{c_g^u - Hc_v^u}{c_g^o - Hc_v^o} \right)_{\text{menger}} = \\ &= \frac{e^{-\left\{ \frac{\phi_v + H \phi_g}{H \phi_g \phi_v} \cdot \overline{K_V O} N_b + \frac{\overline{K_V O} N_m}{H \phi_g} \right\}}}{1 + \frac{\overline{K_V O} \cdot N_m}{\phi_v}} \end{aligned}$$

waaruit volgt met $\phi_g c_g^o + \phi_v c_v^o = \phi_g c_g^u + \phi_v c_v^u$ en $c_v^o = 0$ voor de geabsorbeerde gasfractie:

$$\begin{aligned} \frac{c_g^o - c_g^u}{c_g^o} &= \frac{\phi_v}{\phi_v + H \phi_g} \left\{ 1 - \frac{1}{1 + \frac{\overline{K_V O} \cdot N \cdot \tau_m}{\phi_v \cdot \tau_v}} \right. \\ &\quad \left. - \left(\frac{\tau_g}{\tau_v} + \frac{\phi_v}{\phi_v + H \phi_g} \cdot \frac{\tau_m}{\tau_v} \right) \frac{\phi_v + H \phi_g}{H \phi_g \phi_v} \cdot \overline{K_V O} \cdot N \right\} e \end{aligned} \quad (43)$$

Voor een propstroom stofwisselaar en N mengers in serie kan men afleiden:

$$\frac{c_g^o - c_g^u}{c_g^o} = \frac{\phi_v}{\phi_v + H \phi_g} \left\{ 1 - \left(1 + \frac{\overline{K_v O}}{\phi_v} \cdot \frac{\tau_m}{M \cdot \tau_v} \right)^{-M} - \left(\frac{\tau_g}{\tau_v} + \frac{\phi_v}{\phi_v + H \phi_g} \cdot \frac{\tau_m}{\tau_v} \right) \frac{\phi_v + H \phi_g}{H \phi_g \phi_v} \overline{K_v O} \cdot N \right\} \quad (44)$$

Als M en τ_m nul worden vindt men, zoals te verwachten is, vergelijking (24), die model 1 beschrijft.

Berekent men nu m.b.v. vergelijking (44) opnieuw de theoretische uitkomsten, dan vindt men waarden, die gezien de nauwkeurigheid nauwelijks verschillen van die, welke berekend zijn volgens model 1. Dit is als volgt eenvoudig in te zien:

Het relatieve verschil tussen de tweede termen tussen accolades van de vergelijkingen (24) en (43) is van de orde:

$$1 - \frac{e \frac{\overline{K_v O} \cdot N_m}{\phi_v}}{1 + \frac{\overline{K_v O} \cdot H_m}{\phi_v}} \approx \frac{\left(\frac{\overline{K_v O} \cdot N_m}{\phi_v} \right)^2}{2 \left(1 + \frac{\overline{K_v O} \cdot N_m}{\phi_v} \right)} \approx 0,08$$

voor de bij dit onderzoek uitgevoerde proeven.

De tweede term tussen de accolades zelf is ongeveer van de grootte van een kwart, zodat men voor de relatieve fout in de geabsorbeerde gasfractie door verwaarlozing van menging vindt:

$$0,08 \cdot \frac{1}{4} \cdot 100 = 2 \%$$

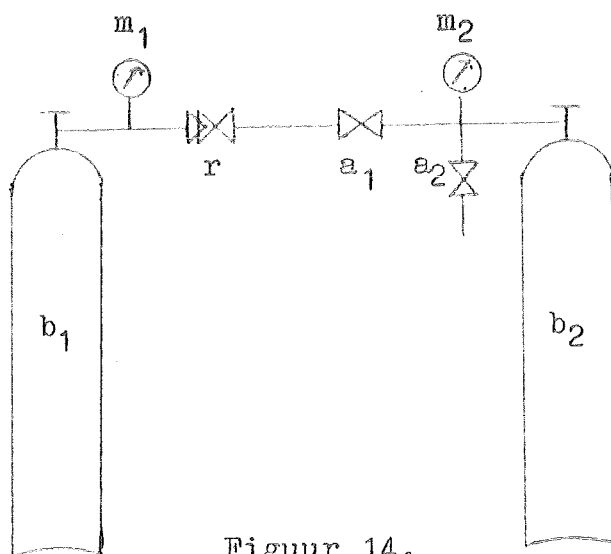
Hieruit kan geconcludeerde worden, dat deze fout nooit de correctie voor het gerimpelde deel van de bel overbodig maakt. Deze correctie moet in het eindeffect van de bellen gezocht worden.

2. Het maken van de gassen voor de ijking van de katharometer.

Om stikstof-koolzuur mengsels te maken, waarvan de samenstelling tot op 0,1 % nauwkeurig bekend is, werd als volgt te werk gegaan. Door gebruik te maken van precisie-manometers werden de mengsels eerst in bombes gemaakt met een nauwkeurigheid van 1 %. Door analyse werd vervolgens de samenstelling tot op 0,1 % nauwkeurig bepaald. Tegelijkertijd met de ijkgassen werd ook het gas gemaakt, dat voor de proeven gebruikt werd (gas I). Er werd uitgegaan van acht kleine bombes (inhoud ca. 15 ltr.) gevuld met koolzuur onder een druk van 60 atm en twee grote bombes (inhoud ca. 40 ltr.) gevuld met stikstof onder een druk van resp. 150 en 200 atm. Bovendien was een grote lege bombe ter beschikking om het gasmengsel voor de proeven in te persen. Met een deel van de koolzuur uit de kleine bombes werd in de lege bombe een koolzuur gebracht tot een druk van 27,5 atm. Daarna werd nog zoveel koolzuur uit de kleine bombes gespuid, dat een serie drukken verkregen werd lopend van 11,5 - 6,5 atm. De grote bombe met 27,5 atm. koolzuur werd vervolgens m.b.v. de beide stikstofbombes van resp. 150 en 200 atm. aangevuld met stikstof tot een druk van 120 atm., waardoor een koolzuurgehalte van ca. 25 % verkregen werd. Met de resterende stikstof in de beide stikstofcylinders werden de kleine bombes allen aangevuld tot een druk van 50 atm., waardoor een serie ijkgassen werd verkregen met een koolzuurgehalte lopend van 25 - 14 %. De verhoudingen van de partiaal-drukken wijken af van de verhouding van de componenten omdat koolzuur zich bij deze drukken niet als een ideaal gas gedraagt. In figuur 14 is een schema gegeven van de installatie voor het overpersen van de gassen.

Met het oog op de veiligheid werd aan de zijde van de te vullen bombe een afsluiter naar de buitenlucht aangebracht (a_2).

De analyses van de gasmengsels werden verricht door het laboratorium voor massascheiding van de Stichting voor Fundamenteel Onderzoek der Materie in Amsterdam. Het gas werd volgens twee methoden geanalyseerd, waarvan de eerste het nauwkeurigst is.



Figuur 14.

Installatie voor het overpersen van gassen.

a_1	=	regelafsluiter	m_1	=	manometer
a_2	=	veiligheidsafsluiter	m_2	=	precisiemanometer
b_1	=	voorraadbombe	r	=	reduceerventiel
b_2	=	te vullen bombe			

Bij de eerste analysemethode wordt een monster van het gas in een afgesloten ruimte gebracht, waarin de druk zeer nauwkeurig wordt gemeten m.b.v. een kwikmanometer. Door een deel van deze ruimte af te koelen met vloeibare lucht en het gas te laten circuleren wordt alle koolzuur bevroren in dit gedeelte. De stikstof wordt met een vacuumpomp weggepompt, waarna men het koolzuur weer laat ontdooien. De druk wordt nu weer bij precies dezelfde temperatuur zeer nauwkeurig gemeten. Uit de verhouding van de twee gemeten drukken kan de gassamenstelling tot op 0,1 % nauwkeurig berekend worden. De resultaten van deze metingen zijn reeds eerder in tabel 1 weergegeven.

Ten tweede werden de gassen ook geanalyseerd met de massaspectrograaf. Hoewel deze methode iets minder nauwkeurig is bleken de uitkomsten op één uitzondering na niet meer dan 0,2 % te verschillen.

Lijst van symbolen.

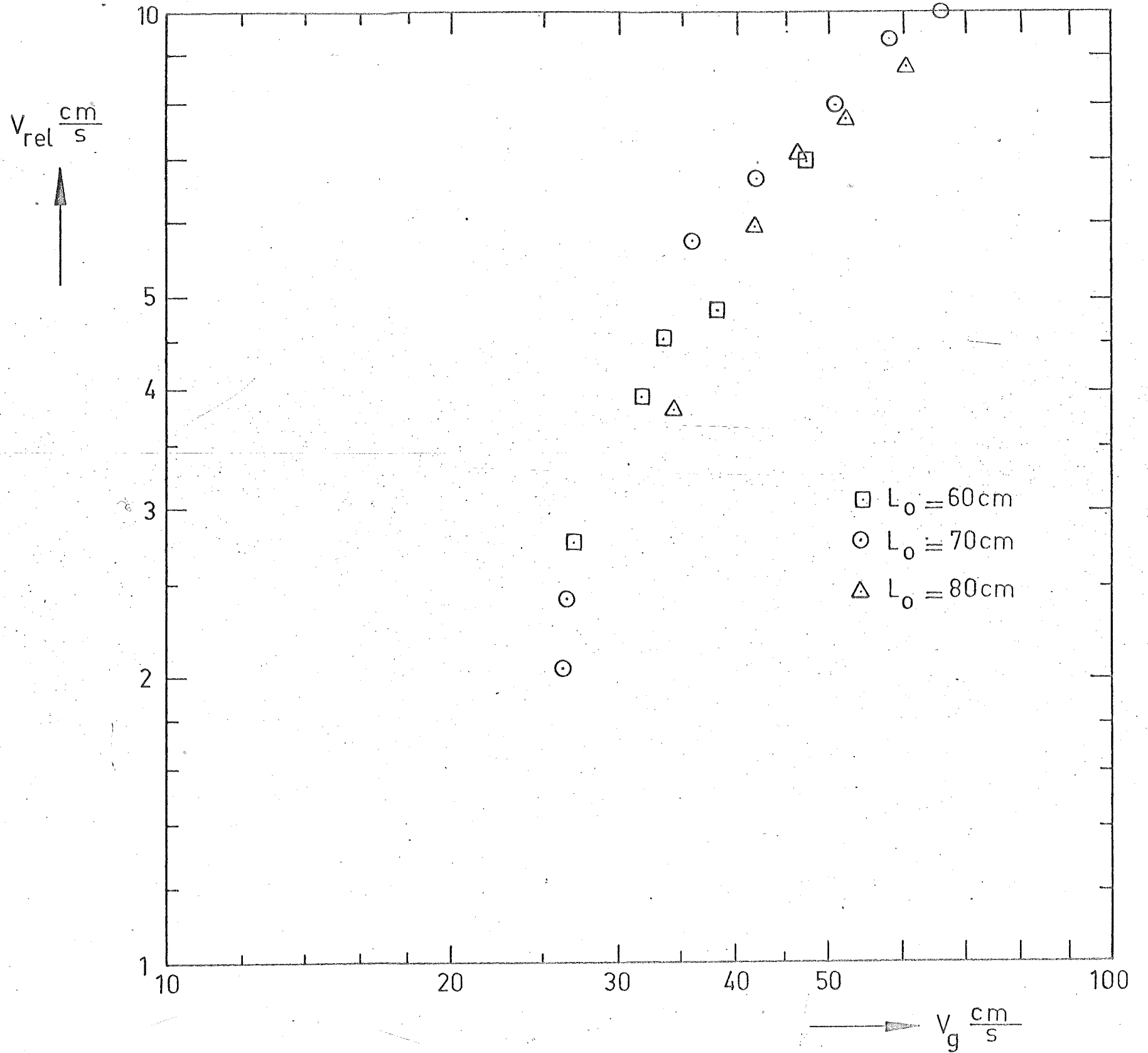
- a = diameter van de stijgbuis [cm]
 A = oppervlak van een bel over de lengte x [cm²]
 b = correctiefactor op het gasdebiet voor de overdruk in de gaslift.
 c_o = concentratie in de vloeistof op de fasegrens [g/cm³]
 c_g = concentratie van de beschouwde component in de gasfase [g/cm³]
 c_g^o = idem, aan de ingang van het proces [g/cm³]
 c_g^m = idem, in de m^{de} gasbel volgens model 2 [g/cm³]
 c_g^u = idem, na afloop van het proces [g/cm³]
 c_v = concentratie van de beschouwde component in de vloeistof [g/cm³]
 c_v^o = idem, aan de ingang van het proces [g/cm³]
 c_v^m = idem, tussen de $m-1^{\text{de}}$ en m^{de} gasbel volgens model 2 [g/cm³]
 c_v^u = idem, na afloop van het proces [g/cm³]
 D = diffusiecoëfficiënt in de vloeistof [cm²/s]
 $f(t)$ = tijdsfunctie, die het verloop van de relatieve zoutconcentratie weergeeft.
 F = versterkingsfactor voor de gasabsorptie door strekking van het oppervlak.
 g = versnelling van de zwaartekracht [cm/s²]
 h = hoogte van het gerimpeld deel van het oppervlak van een bel in de gaslift [cm]
 H = verdelingscoëfficiënt voor gas en vloeistof van de beschouwde component.
 I = rechter lid van vergelijking (19).
 $\overline{K_v O}$ = gemiddeld product van stofoverdrachtscoëfficiënt en oppervlak voor één bel in de gaslift [cm³/s]
 $\overline{K_v O}'$ = idem, gecorrigeerd voor het gerimpelde deel van de gasbel [cm³/s]
 $\overline{K_v S}$ = gemiddeld product van stofoverdrachtscoëfficiënt en oppervlak van de bellen per lengte-eenheid van de stijgbuis [cm²/s]

- l = lengte van een gasbel in de gaslift [cm]
 l' = idem, gecorrigeerd voor de hoogte van het gerimpeld oppervlak van de bel [cm]
 L = lengte van de stijgbuis [cm]
 L_0 = onderdempeldiepte [cm]
 L_s = stijghoogte [cm]
 M = aantal mengers volgens vergelijking (44).
 n = aantal gasbellen, dat ieder vloeistofdeeltje gemiddeld tijdens zijn verblijf in de gaslift passeert.
 N = totaal aantal bellen in de gaslift.
 N_b = aantal bellen in de propstroomstofwisselaar, gedefinieerd door vergelijking (38).
 N_m = aantal bellen in de menger(s) gerekend vanaf de ingang tot een bepaalde plaats.
 N_{me} = aantal bellen in de menger(s), gedefinieerd door vergelijking (41).
 p = macht waarmee een oppervlak zich in de tijd uitbreidt.
 r = straal van de top van een bel in de gaslift [cm]
 R = straal van de stijgbuis [cm]
 R_1, R_2 = elektrische weerstanden [Ω]
 $\Delta R_0, \Delta R$ = weerstandsverschillen [Ω]
 ΔR_{rel} = relatief weerstandsverschil.
 t = tijd [s]
 t_e = maximale leeftijd van een vloeistofelementje aan de fasegrens [s]
 v_g = absolute snelheid van de gasbellen in de stijgbuis [cm/s]
 v_{rel} = relatieve snelheid van het gas t.o.v. de vloeistof [cm/s]
 v_{rel}^0 = idem, bij stilstaande vloeistof [cm/s]
 v_z = snelheid van de vloeistof in de z-richting [cm/s]
 x = lengtecoördinaat langs de as van de stijgbuis [cm]
 y = radiale coördinaat in de stijgbuis [cm]
 z = coördinaat loodrecht op het oppervlak van een gasbel [cm]

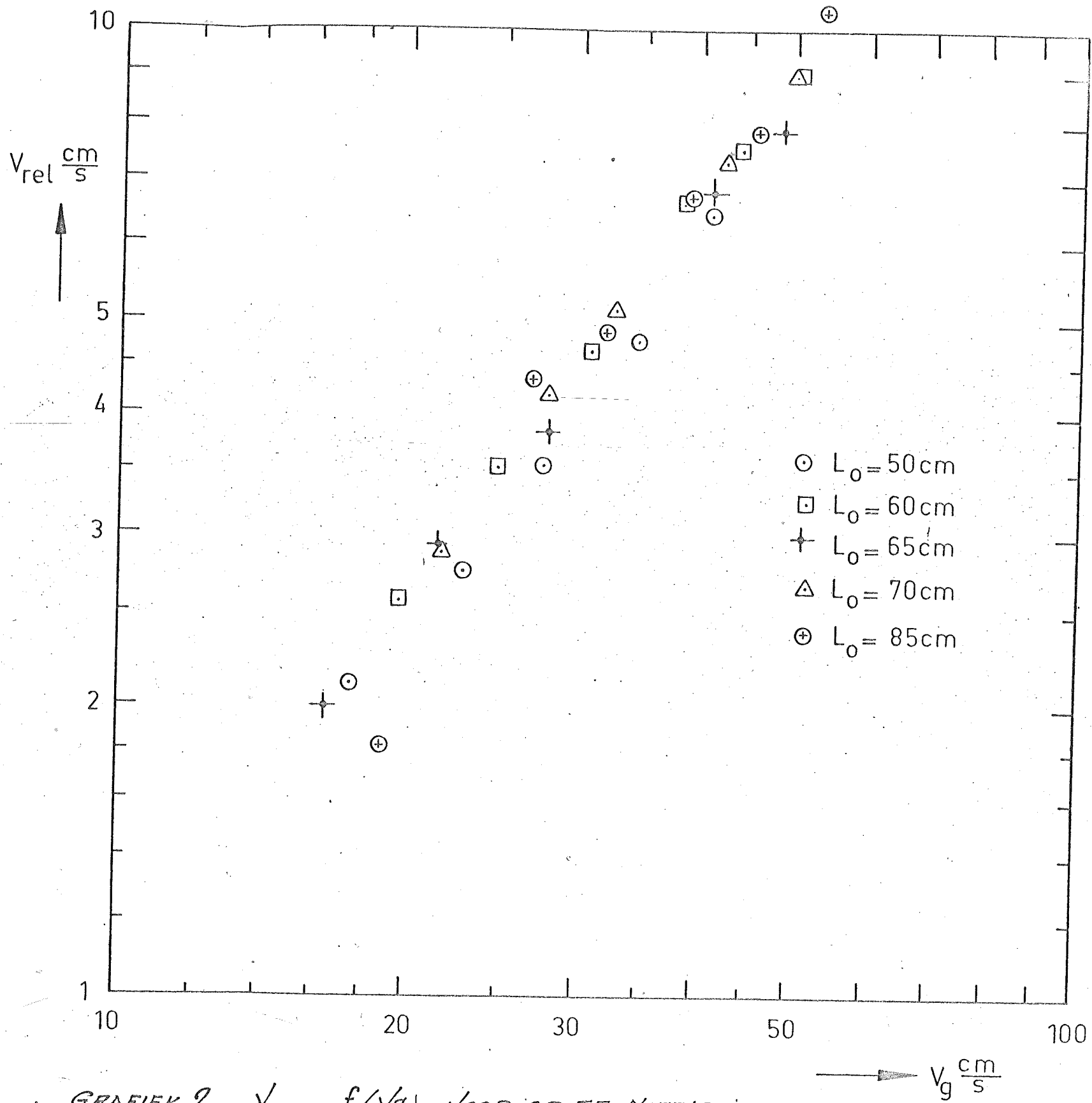
- ϵ = gasvolume gedeeld door totaalvolume in de stijgbuis.
 τ_g = verblijftijd van het gas in de gaslift [s]
 τ_v = gemiddelde verblijftijd van de vloeistof in de gaslift [s]
 φ = hoek van het oppervlak van een bel met de as van de stijgbuis.
 ϕ_g = gasdebiet [cm³/s]
 ϕ_m = stoftransport per tijdseenheid [g/s]
 ϕ_v = vloeistofdebiet [cm³/s]
 ϕ'_v = relatieve vloeistofstroom t.o.v. de gasbellen [cm³/s]
-

Literatuuropgave.

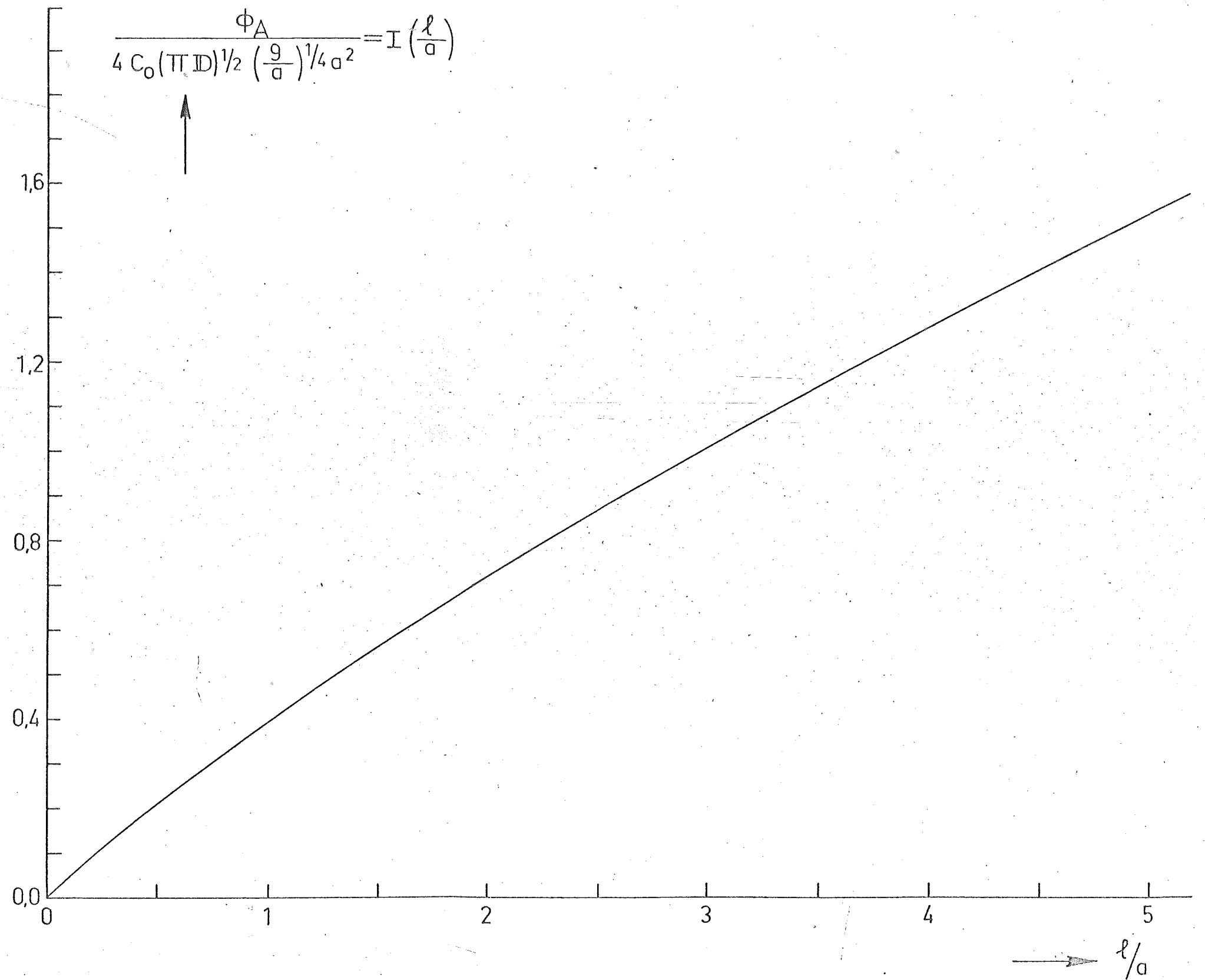
- 1) W.J.Beek en H.Kramers : Mass transfer with a change
in interfacial area. (wordt gepubliceerd).
- 2) H.Behringer : Die Flüssigkeitsförderung nach dem Prinzip
der Mammutpumpe, Dissertatie, Karlsruhe,
1930.
- 3) R.M.Davies en G.Taylor : The mechanics of large bubbles
rising through extended liquids and through
liquids in tubes, Proc.Roy.Soc. London,
200 A, 375 (1950).
- 4) S.Lynn, J.R.Straatemeier en H.Kramers : Absorption
studies in the light of the penetration
theory, Chem.Eng.Sci., 4, 58 - 62 (1955).
- 5) E.J.Cullen en J.F.Davidson, Absorption of gases in
liquid jets, Trans.Far.Soc., 52, 113
(1956).



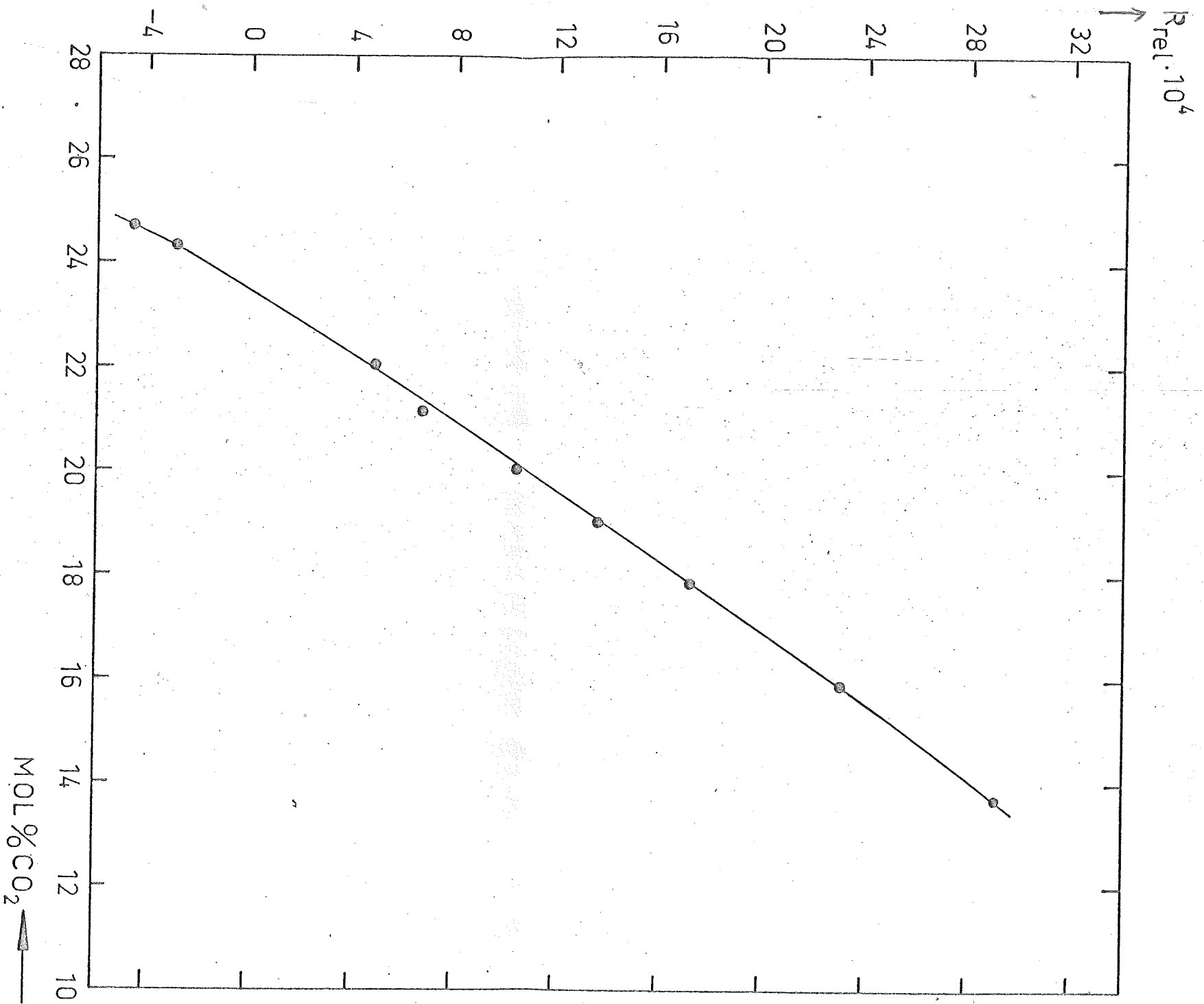
GRAFIEK 3 $V_{rel} = f(V_g)$ VOOR KLEINE NOZZLE



GRAFIEK 2. $V_{rel} = f(V_g)$ VOOR GROTE NOZZLE



GRAFIEK 1. $I = I(l/a)$



GRAFIK 4. YKING KATHAROMETER