

---

**SUMMARY**

**Physical-technological aspects of the gas absorption**

A survey is given of the important factors governing mass transfer during aeration processes (driving force  $\Delta c$ , mass transfer coefficient  $k_L$  and surface  $A$ ).  $\Delta c$  is, among others, a function of the ratio air/water. This ratio must be much larger for the desorption of  $\text{CO}_2$  than for the absorption of  $\text{O}_2$ .  $k_L$  varies a factor 2 or 3 at most for different apparatus. In one apparatus  $k_L$  is hardly influenced by the operating conditions. Under conditions of equal power input  $A$  can differ a factor 10 for different apparatus. The design of absorption apparatus is discussed in terms of  $k_L$  and  $A$ . Finally a comparison is given of different aeration apparatus on basis of their power consumption.

---

## Fysisch - technologische aspecten van de gasabsorptie \*)

### Samenvatting

par. 1. Voor stofoverdrachtsprocessen zijn de belangrijkste gegevens:

a. het thermodynamisch evenwicht tussen de betrokken fasen onder de in het apparaat heersende condities van temperatuur en druk; dit evenwicht geeft aan wat men bij zeer intens contact en zeer lange contacttijden zou kunnen bereiken.

b. de snelheid van het stoftransport dat enerzijds wordt bepaald door de gemiddelde afwijking van het thermodynamisch evenwicht in het apparaat (ook wel de „drijvende kracht voor het stofoverdrachtsproces” genoemd), anderzijds door de snelheid van transport per eenheid van drijvende kracht:  $k_L \times A$ . Laatstgenoemde snelheid is het product van het totaal in het apparaat aanwezige grensvlak tussen de fasen:  $A$ , en de stofoverdrachtscoëfficiënt:  $k_L$ .

par. 2. Uit het thermodynamisch evenwicht valt te concluderen dat aeratieprocessen best kunnen verlopen bij een kleine verhouding van luchtdebiet en waterdebiet. Eveneens valt uit het thermodynamisch evenwicht af te leiden dat voor de desorptie van fysisch gebonden  $\text{CO}_2$  een veel grotere verhouding van lucht- en waterdebiet nodig is om enig nuttig effect te bereiken dan bij  $\text{O}_2$ -absorptie. De eis om naast aeratie gelijktijdig

$\text{CO}_2$  te desorberen zal dus noodzakelijk een groter luchtverbruik tot gevolg hebben. Daartegenover staat echter dat aan de eis om  $\text{O}_2$  te absorberen maar  $\text{CO}_2$  niet te desorberen vrijwel kan worden voldaan indien niet meer maar ook niet minder dan  $0,3 \text{ m}^3$  lucht per  $\text{m}^3$  water wordt gebruikt.

par. 3. De kennis over de snelheid van stoftransport bij gegeven drijvende kracht wordt samengevat. Een overzicht van de kennis over stofoverdrachtscoëfficiënten wordt gegeven, (filmtheorie, penetratie-theorie, verversingstheorie).

Het blijkt dat de stofoverdrachtscoëfficiënt voor de verschillende apparaten slechts weinig verschilt (hoogstens een factor 2 à 3) en dat de  $k_L$ -waarden voor één apparaat slechts weinig zijn te beïnvloeden, zelfs niet met drastische maatregelen.

par. 4. Gegevens over het specifiek grensvlak van veel voorkomende contactapparaten zijn verzameld (put, venturi, bellenzuil, gasbelwassers en bassins met kunstmatige oppervlakteverversing; sproeitoren, cokesbedden en overloopbeluchters). Het specifiek grensvlak tussen lucht en water blijkt voor de verschillende apparaten nogal te verschillen (bij gelijk vermogensverbruik liggen deze grensvlakken een factor 10 uiteen; zie afb. 5 en tabel IV).

par. 5. Het ontwerp voor absorptie-apparatuur (of een serieschakeling daarvan) wordt gegeven in termen van stofoverdrachtscoëfficiënt en specifiek grensvlak. De verschillen

de apparaten worden op deze basis vergeleken. Hun fysisch - technologische merites worden op deze wijze duidelijk. Ook wordt aangegeven hoe uit oriënterende proeven deze fysisch technologische basisgegevens kunnen worden verkregen, zodat een zakelijk ontwerp van een vergroot apparaat mogelijk wordt.

par. 6. Een summier vergelijking van de verschillende apparaten op basis van hun energieverbruik sluit de voordracht (zie tabel V). Het blijkt dat de borstelbeluchter, de cokesbedden, de put, de venturi, de bellenzuil en de gasbelwasser uit fysisch technologisch oogpunt vrijwel gelijkwaardig zijn, maar dat sproeitoren, cascadertrappen (overlopen) en bellensbakken (locale luchtinjectie uit geperforeerde pijpen) in fysisch technologisch opzicht minder geschikt zijn.

### 1. Inleiding

Voor stofoverdrachtsprocessen zijn de volgende gegevens van belang:

a. het thermodynamisch evenwicht tussen de betrokken fasen onder de heersende temperatuur ( $T$ ) en druk ( $P$ );

b. de snelheid van het stoftransport in het gekozen apparaat als functie van de operationele variabelen, zoals het water- en gasdebiet ( $\Phi_L$  en  $\Phi_g$ ) en het toerental van de rotor ( $N$ );

c. het benodigde vermogen als functie van de operationele variabelen.

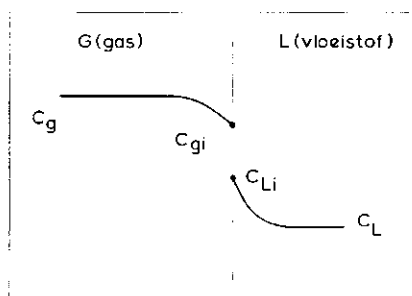
Het thermodynamisch evenwicht tussen de fasen onder de in het apparaat

---

\*) Voordracht gehouden voor de 20e Vakantiecursus in Drinkwatervoorziening, gehouden door de Afdeling der Weg- en Waterbouwkunde van de TH Delft, op 4 en 5 januari 1968. Les no. 1.

heersende condities (T, P) geeft aan wat men bij zeer intens contact tussen de fasen en bij zeer lange contacttijden zou kunnen bereiken. Evenwichtsberekeningen zijn het onderwerp van paragraaf 2.

De snelheid van het stoftransport is echter meestal niet zo groot, dat de gas- en vloeistofstromen die het apparaat verlaten inderdaad in thermodynamisch evenwicht zijn. Kennis van de snelheid van stoftransport is dus noodzakelijk om te kunnen voorspellen in welke mate het evenwicht tussen de uitgaande stromen is benaderd. In deze inleiding zullen we de formele beschrijving geven van de stofoverdrachtssnelheid door een grensvlak-element tussen gas en vloeistof. Nadere gegevens over de in te voeren fysische grootheden volgen dan later (stofoverdrachtscoëfficiënt par. 3, totaal grensvlak par. 4). In afb. 1 is de concentratieverdeling van de te absorberen stof aan weerszijden van het grensvlak getekend. Er zijn con-



Afb. 1 - Concentratieverdeling van de te absorberen stof aan weerszijden van het grensvlak tussen gas en vloeistof ( $C$  in  $\frac{kg}{m^3}$  bijv.).

centratiegradiënten in het gas en in de vloeistof die de absorptiestroom naar de vloeistof onderhouden. Aan het grensvlak heersen in het gas en in de vloeistof concentraties, waarvan men mag aannemen dat ze in thermodynamisch evenwicht zijn.

Voor de gassen waarmee we bij de behandeling van drinkwater te doen hebben is de evenwichtsrelatie een lineair verband:  $C_{Li} = mC_{gi}$  (verdelingswet van Henry<sup>1)</sup>). De grootheid  $m$  wordt de verdelingscoëfficiënt van het gas in water genoemd. Hij is een functie van de temperatuur. Formeel stelt men nu dat de stofstroom door

<sup>1)</sup> In oudere handboeken wordt de verdelingswet als volgt geschreven:  $CL_1 = He.p_{g1}$ , waarin  $p_{g1}$  de partiëlespanning van het te absorberen gas aan het grensvlak is. Gebruikmakend van de ideale gaswet volgt hieruit:  $m = He.RT$  (T in °K).

Tabel I - Overzicht van de relaties voor de stofstroomdichtheid  $\Phi''_m$  [ $kg/m^2s$ ] door het grensvlak

$$\text{Gaszijde: } \Phi''_m = k_g (C_g - C_{gi}) \quad (1)$$

$$\text{Vloeistofzijde: } \Phi''_m = k_L (C_{Li} - C_L) \quad (2)$$

$$\text{Evenwicht aan het grensvlak: } C_{Li} = mC_{gi} \quad (3)$$

Eliminatie van de grensvlakconcentraties  $C_{Li}$  en  $C_{gi}$ , die niet a priori bekend zijn en waarin men meestal niet is geïnteresseerd:

$$\Phi''_m = \left( \frac{1}{k_L} + \frac{m}{k_g} \right)^{-1} (mC_g - C_L) = k_L (mC_g - C_L) \quad (4)$$

het grensvlak per eenheid van oppervlak ( $\Phi''_m$ ) evenredig is met de concentratieval in één van de fasen; de evenredigheidsconstante noemt men de partiële stofoverdrachtscoëfficiënt  $k$ . Dit leidt tot twee uitdrukkingen voor de stofstroomdichtheid, welke respectievelijk betrekking hebben op de concentratieval in de gas- en in de vloeistoffase. Ze zijn gegeven als vgl. (1) en (2) in tabel I. Beide uitdrukkingen voldoen aan de voorwaarde, dat de absorptiestroom nul wordt als de concentratieval nul wordt. In dat geval zijn de fasen in evenwicht, want dan geldt  $C_L = C_{Li} = mC_{gi} = mC_g$ , dus overal in het gas heerst de concentratie  $C_g$  en overal in de vloeistof de evenwichtsconcentratie  $mC_g$ .

Nu is het voor berekeningen onpraktisch de beide concentraties aan het grensvlak ( $C_{gi}$  en  $C_{Li}$ ) in de beschrijving mee te nemen, omdat ze niet a priori bekend zijn en men zelden in deze concentraties geïnteresseerd is. Met de evenwichtsrelatie kunnen ze uit (1) en (2) worden geëlimineerd. Het resultaat is als vgl. (4) ook in tabel I gegeven. Hieruit volgt dat de absorptiestroomdichtheid evenredig is met  $(mC_g - C_L)$ , dat is met het verschil tussen de concentratie die in de vloeistof in evenwicht zou zijn met de concentratie in het gas en de concentratie in de vloeistof. Ook hier is — natuurlijk — de absorptiestroom nul als er evenwicht is. De evenredigheidsconstante  $K_L$ , blijkt samengesteld te zijn uit de partiële stofoverdrachtscoëfficiënten,  $k_L$  en  $k_g$ , en uit de verdelingscoëfficiënt  $m$ :

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{m}{k_g} \left[ \frac{m}{s} \right] \quad (5)$$

Later zal blijken dat de partiële stofoverdrachtscoëfficiënten evenredig zijn met de diffusiecoëfficiënt van het te absorberen gas in de betrokken fase tot de macht 0,5. Nu zijn de diffusiecoëfficiënten in vloeistoffen van de orde  $10^{-9}$   $m^2/s$  en in gassen van de orde  $10^{-5}$   $m^2/s$ , dus in de regel is

$k_g \gg k_L$ . Bovendien zal blijken dat voor de gassen waar wij mee te maken hebben  $m$  kleiner is dan 2, en vaak veel kleiner dan 1. Hieruit volgt met behulp van vgl. (5) dat  $K_L \approx k_L$ ; dus voor de beschrijving van de gasabsorptie is alleen de stofoverdrachtscoëfficiënt in de vloeistoffase van belang. Gegevens over  $k_L$  worden gegeven in par. 3.

In par. 4 volgen gegevens over het grensvlak in verschillende apparaten. Deze gegevens worden in par. 5 gebruikt om de hoofdafmetingen van de benodigde apparatuur uit te rekenen, terwijl in par. 6 summier wordt ingegaan op het vermogen dat aan de verschillende apparaten moet worden toegevoerd om het gewenste grensvlak te handhaven.

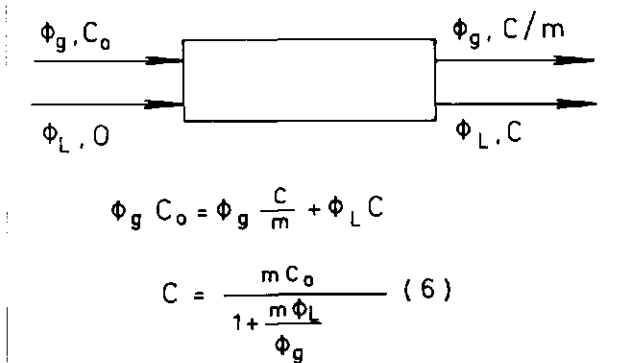
## 2. Evenwichtsbeschouwingen

In afb. 2 is een apparaat geschetst waarin een gasstroom ( $\Phi_g$   $m^3/s$ , ingangconcentratie  $C_0$   $kg/m^3$ ) door absorptie in evenwicht komt met een vloeistofstroom ( $\Phi_L$   $m^3/s$ , ingangconcentratie 0).

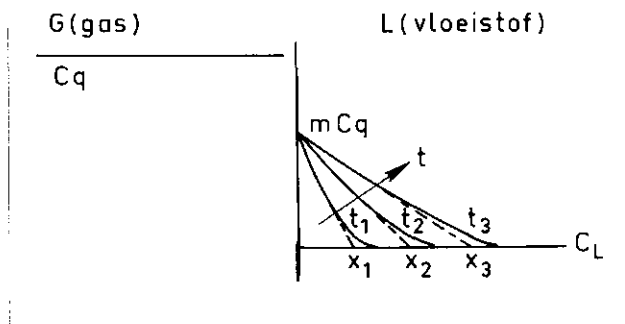
Uit een massabalans (stofstroom in = stofstroom uit) blijkt dat de concentratie in de uitgaande vloeistof gelijk is aan:

$$C = \frac{mC_0}{1 + \frac{m\Phi_L}{\Phi_g}} \quad (6)$$

Wil men een zo hoog mogelijke uitgangconcentratie in de vloeistof dan zal dus de verhouding  $m\Phi_L/\Phi_g$  zo klein mogelijk moeten zijn, zeg  $\Phi_g = 10 m\Phi_L$ . De gewenste verhouding tussen de stromen  $\Phi_g/\Phi_L$ , wordt derhalve bepaald door de verdelingscoëfficiënt. Waarden van deze coëfficiënt zijn voor enkele, voor ons belangrijke gassen gegeven in tabel II. Voor slecht oplosbare gassen, zoals  $O_2$ , is het voldoende  $\Phi_g/\Phi_L \approx 0,3$  te kiezen, voor goed oplosbare gassen, zoals  $CO_2$ , moet  $\Phi_g/\Phi_L \approx 10$  zijn. Deze op de thermodynamica gebaseerde uitspra-



Afb. 2 - De massabalans voor een apparaat, waarin absorptie-evenwicht wordt bereikt ( $\phi$  in  $[m^3/s]$ , in  $C$  in  $[\frac{kg}{m^3}]$ ).



Afb. 3 - Niet-stationaire indringing in een vloeistof (concentratie  $C_L$ ), indien het grensvlak op  $t = 0$  op een concentratie  $mC_g$  wordt gebracht en gehouden.

ken zijn geldig ongeacht of het een af- of desorptieproces betreft: bij goed oplosbare gassen is een grote verhouding  $\phi_g/\phi_L$  nodig om a) bij absorptie het gas niet te veel uit te putten en b) bij desorptie niet een te grote tegen-druk van de te desorberen component in het gas op te bouwen.

Daar de eerste beslissing bij het kiezen van apparatuur is of men het water dan wel de lucht zal verdelen (watervalbeluchters tegenover bellenbeluchters), is het op grond van deze beschouwing reeds duidelijk dat goed oplosbare gassen slechts efficiënt kunnen worden overgedragen bij hoge waarden van  $\phi_g/\phi_L$ , zodat voor de overdracht van deze gassen ( $CO_2$ !) bellenbeluchters in het nadeel zijn t.o.v. watervalbeluchters. Voor het overdragen van slecht oplosbare gassen ( $O_2$ ) is zulk een geringe verversing van het gas nodig dat daaraan altijd wel te voldoen is, welk apparaat men ook kiest. Dit betekent echter ook, dat men bij het aëren van drinkwater waarin men de reeds aanwezige concentratie van fysisch opgelost  $CO_2$  wil handhaven, beter bellenbeluchters kan gebruiken dan watervalbeluchters.

Tabel II - Verdelingscoëfficiënten voor verschillende gassen

m	T = 0° C	T = 20° C
N <sub>2</sub>	0,023	0,016
O <sub>2</sub>	0,049	0,033*
CH <sub>4</sub>	0,055	0,034
CO <sub>2</sub>	1,69	0,92
H <sub>2</sub> S	4,6	2,7

\*) Hieruit is de oplosbaarheid van  $O_2$  uit lucht bij 20° C te berekenen. Lucht bevat 0,21/22,4 mol  $O_2$ /l of  $0,21 \times 32/22,4$  g $O_2$ /l. Hiermee is in water in evenwicht bij 20° C:  $0,033 \times 0,21 \times 32/22,4 = 10^{-2}$  g $O_2$ /l = 10 mg  $O_2$ /l.

### 3. De Stofoverdrachtscoëfficiënt in de vloeistoffase, $k_L$

Zoals we reeds zagen wordt de stofstroom per eenheid van oppervlak,  $\phi''_m$  [kg/m<sup>2</sup>s], in een vloeistof met een concentratie  $C_L$  [kg/m<sup>3</sup>] van een gas met oplosbaarheid  $mC_g$  gegeven door:

$$\phi''_m = k_L (mC_g - C_L) \quad (4)$$

Hierin is  $k_L$  de stofoverdrachtcoëfficiënt in de vloeistoffase, met eenheid  $[\frac{m}{s}]$ . Deze grootte heeft alleen fenomenologische betekenis. Zelden is hij theoretisch te voorspellen, doordat hij afhankelijk is van de meestal onbekende, lokale stromingstoestand. Wel zijn er inmiddels veel metingen van de stofoverdrachtcoëfficiënt  $k_L$  bij gasabsorptie bekend. De gemeten waarden van  $k_L$  zijn gecorrigeerd aan de fysische grootheden die de stroming beschrijven (snelheid, afmetingen, soortelijke massa, viscositeit, energiedissipatie per volume). Indien deze correlaties met fysisch inzicht zijn opgesteld zijn de metingen van  $k_L$  in een klein apparaat te gebruiken voor voorspellingen in een groot apparaat. Het is ondoenlijk hier alle metingen over  $k_L$ -waarden bij gasabsorptie samen te vatten; verder is het weinig zinvol daar uit alle metingen met water als vloeistof blijkt dat  $k_L \approx 10^{-4}$  m/s. De stromingscondities hebben dus blijkbaar geen grote invloed op de waarde van  $k_L$ .

Dit volgt ook uit de penetratie-theorie, welke de meest kwantitatieve beschrijving is van het overdrachtsproces tussen bellen en vloeistof of tussen een gas en stralen of druppels. In deze theorie nemen we aan dat op tijdstip  $t = 0$  een oppervlakte-element van vloeistof met concentratie  $C_L$  in aanraking komt met een gas, dat een oplosbaarheid  $mC_g$  in de vloeistof heeft.

Verder nemen we aan dat er in de vloeistof geen snelheden loodrecht op het grensvlak voorkomen (bijv. door wervels), die het stofoverdrachtsproces kunnen versnellen (hierop komen we nog terug).

Met het verstrijken van de tijd zal dan door diffusie een niet-stationaire indringing (penetratie) van het gas in de vloeistof plaatsvinden; zie afb. 3. De wiskunde van dit proces is een lange som, die we hier niet zullen herhalen, omdat de uitkomst belangrijker is. Het blijkt nl. dat de concentratieverdelingen in de vloeistof met grote nauwkeurigheid (3 %) benaderd kunnen worden door rechte lijnen welke gaan door de concentratie  $mC_g$  aan het grensvlak en door de concentratie  $C_L$  op een afstand  $x$  van het grensvlakvlak. Voor grotere afstanden van het grensvlak dan  $x$  is de concentratie nog steeds de oorspronkelijke concentratie  $C_L$ .

De afstand  $x$  wordt de penetratiediepte genoemd. Hij zal toenemen naarmate de tijd  $t$ , toeneemt, gedurende welke het oppervlakteelement aan het gas bloot staat. Uit de theorie volgt:

$$x = \sqrt{\pi} Dt, \quad (5)$$

waarin  $D$  de diffusiecoëfficiënt van het gas in de vloeistof is (gegevens over diffusiecoëfficiënten van enkele gassen in water zijn te vinden in tabel III; ze zijn voor alle gassen, die voor ons van belang zijn vrijwel gelijk en bij 20° C gemiddeld  $1,5 \cdot 10^{-9}$  m<sup>2</sup>/s). Gaat men nu bij de gebruikelijke absorptieprocessen na hoe lang vers gevormd oppervlak blijft bestaan dan is dat hoogstens enkele seconden en vaak veel korter. Derhalve is op grond van vgl. (5) de indringdiepte aan het eind van het proces hoogstens gelijk aan  $\sqrt{\pi} \cdot 1,5 \cdot 10^{-9} \cdot 2 = 10^{-4}$  m (0,1 mm = 100  $\mu$ ). Hiermee is te begrijpen

Tabel III - Diffusiecoëfficiënten van enkele gassen in water\*)

D 10 <sup>-9</sup> m <sup>2</sup> /s	T = 10° C	T = 20° C	T = 30° C
N <sub>2</sub>	1,27	1,64	2,20
O <sub>2</sub>	1,39	1,80	2,42
CH <sub>4</sub>	1,16	1,50	2,02
CO <sub>2</sub>	1,30	1,68	2,26
H <sub>2</sub> S	1,09	1,41	1,90
H <sub>2</sub>	3,98	5,13	6,90

\*) Voor ieder gas is het produkt  $D\eta/T$  vrijwel constant ( $\eta$  = dyn. viscositeit van de vloeistof,  $T$  = abs. temperatuur). Dit geeft de mogelijkheid om diffusiecoëfficiënten op andere temperaturen om te rekenen.

dat een verhoging van de turbulentie in de „bulk” van de vloeistof slechts een zeer geringe invloed op de concentratieverdeling aan het grensvlak heeft en dus ook op de stofoverdrachtscoëfficiënt en op de stofstroom per eenheid van grensvlak. Het proces vindt zo dicht aan het grensvlak plaats, dat wervels daar niet effectief kunnen doordringen om aan het overdrachtsproces bij te dragen. Onze veronderstelling over de afwezigheid van wervels was dus geoorloofd. Wel wordt door een grotere mate van turbulentie het grensvlak vergroot (de bellen of druppels worden kleiner), zodat hierdoor de stofoverdrachtssnelheid wordt verhoogd (zie de volgende paragraaf).

Keren we terug tot de penetratietheorie (afb. 3, vgl. (5)), dan blijkt onze kennis voldoende te zijn om de stofstroomdichtheid door het grensvlak  $\Phi''_m$ , als functie van de tijd te kunnen voorspellen. We maken hierbij gebruik van de definitie van de diffusiecoëfficiënt:

$$\Phi''_m(t) = D \times (\text{concentratiegradiënt aan het grensvlak}) = D \times \frac{mC_g - C_L}{\sqrt{\pi Dt}}$$

$$= \sqrt{\frac{D}{\pi t}} (mC_g - C_L) \quad (6)$$

Indien er nu veel grensvlakelementen zijn, die leeftijden hebben tussen  $t = 0$  x de maximaal mogelijke leeftijd  $t = t_m$ , dan is de fractie van het oppervlak met een leeftijd tussen  $t$  en  $t + dt$  gelijk aan  $dt/t_m$ . De gemiddelde stofstroomdichtheid over al deze grensvlakelementen is dus gelijk aan:

$$\Phi''_m = \int_0^{t_m} \Phi''_m(t) \frac{dt}{t_m} =$$

$$= 2 \sqrt{\frac{D}{\pi t_m}} (mC_g - C_L) \quad (7)$$

Vergelijken we deze uitdrukking met vgl. (4), welke de definitievergelijking

voor  $k_L$  is, dan vinden we dat de penetratietheorie voorspelt:

$$k_L = 2 \sqrt{\frac{D}{\pi t_m}} \quad (8)$$

Het gaat er nu om voor ieder proces een goede schatting te maken van de tijd  $t_m$ , de een grensvlak maximaal kan bestaan. Deze tijd heeft in de regel niets te maken met de verblijftijd van het gas in de vloeistof, zoals uit de volgende voorbeelden duidelijk wordt.

Ten eerste denken we aan bellen in water, waarbij we 2 gevallen onderscheiden: het grensvlak beweegt (bel groter dan 1 mm) of het grensvlak is star (bel kleiner dan 1 mm). Indien het grensvlak beweegt heeft de bel zich van een nieuwe „jas” voorzien, indien hij één beldiameter is verplaatst. In dat geval is  $t_m = d/v_r$ , waarin  $d$  de beldiameter is en  $v_r$  de snelheid van de bel t.o.v. de vloeistof. In afb. 4 is de stijgsnelheid van bellen in water uitgezet als functie van de beldiameter. Op grond van het voorgaande is daaruit met vgl. (8) de waarde van  $k_L$  berekend en ook in afb. 4 uitgezet. De aldus berekende waarden komen overeen met de ge-

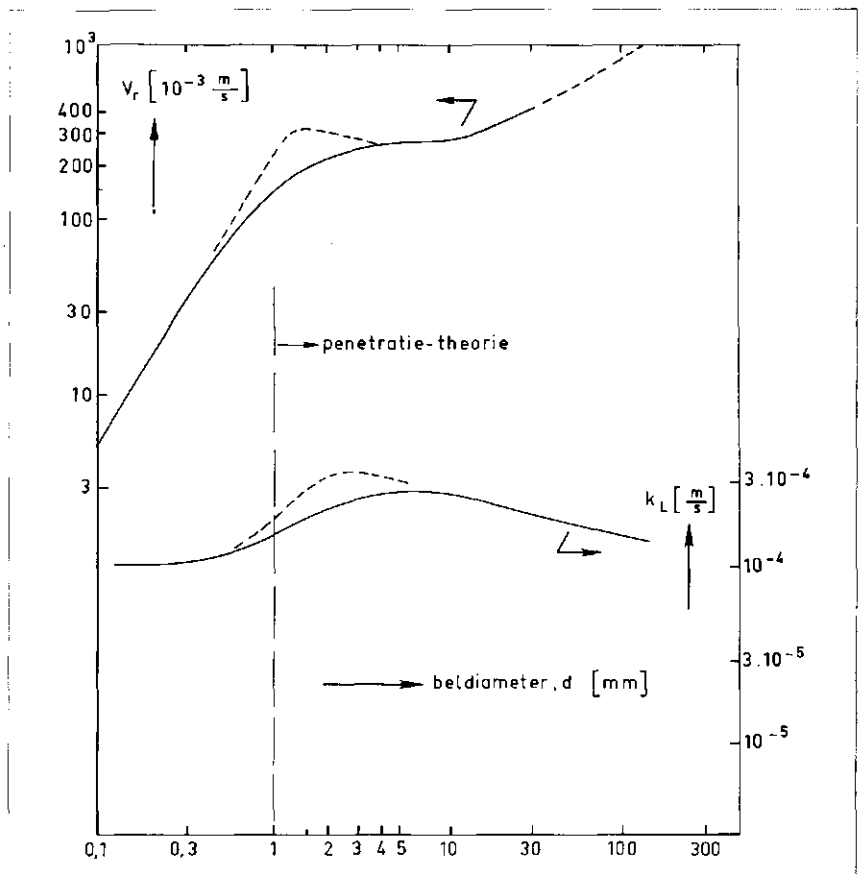
meten waarden van  $k_L$ . De grafiek is aangevuld met gegevens over  $k_L$  voor starre bellen (waarvoor de correlaties hier niet zullen worden herhaald), om de bewering te staven dat voor bellen in water (ongeacht hun afmeting)  $k_L = 1$  à  $2 \cdot 10^{-4}$  m/s.

Tevens is in afb. 4 aangegeven dat er een meetbaar verschil is tussen  $v_r$  (en dus  $k_L$ ) in gedestilleerd water en in leidingwater (oppervlakte actieve stoffen), maar dat dit verschil praktisch te verwaarlozen is. Wel is de invloed van oppervlakte actieve stoffen op de belgrootte en dus op het totale grensvlak aanzienlijk, zodat deze stoffen toch — via de grootte van het grensvlak — het stofoverdrachtsproces beïnvloeden; daarop zal niet verder worden ingegaan.

Vervolgens kijken we naar druppels die in omgevingslucht vallen (diameter  $d$ , valsnelheid  $v_r$ ). De grootste druppel die nog juist kan bestaan heeft een diameter van 6 mm<sup>2</sup>); zijn valsnelheid

2) Voor grote druppels zijn de oppervlaktetensionkrachten ( $\div \sigma d$ ) niet meer opgewassen tegen de traagheidskrachten ( $\div \rho_g v_r^2 d^2$ ). Druppels breken tijdens hun val indien de verhouding  $\rho_g v_r^2 d^2 / \sigma d \geq 2$  is.

Afb. 4 - De relatieve snelheid van bellen in water en de stofoverdrachtscoëfficiënt  $k_L$  als functie van de beldiameter (--- zuiver water, — leidingwater).



is ong. 7 m/s. Valt de druppelzwerm over een afstand van 3,5 m, dan bevindt zich in de zwerm grensvlak dat leeftijden bezit tussen 0 en 0,5 s.

De penetratietheorie voorspelt dan dat  $k_L \approx 0,7 \cdot 10^{-4}$  m/s. Valt de zwerm over 1,75 m i.p.v. over 3,5 m dan wordt  $k_L$  volgens de penetratietheorie  $\sqrt{2}$  x zo groot, dus  $k_L \approx 10^{-4}$  m/s. Door deze ingreep is dus weer  $k_L$  nauwelijks beïnvloed, maar wel is het oppervlak van de zwerm door het halveren van de hoogte met een factor 2 verkleind. Deze voorspellingen van de penetratietheorie zijn juist en zijn door experimenten bevestigd door druppels die star zijn en dus niet circuleren.

Immers, de penetratietheorie gaat er van uit dat er geen stroming is van het grensvlak naar de „bulk”, waardoor het transport van materie wordt geholpen. *Kronig* en *Brink* [1] berekenden de invloed van een volledig ontwikkelde circulatiestroming in een druppel op de stofoverdracht en vonden de algemeen geldende uitspraak, dat de circulatiestroming de „stofoverdrachtscoëfficiënt volgens de penetratietheorie” met een factor 1,5 vergroot. Ook hier is de invloed van de extra bewegelijkheid in de vloeistof op  $k_L$  dus gering.

Beschouwen we nu een forse waterstraal (fontein), die met een beginsnelheid van 10 m/s loodrecht omhoog wordt gespoten. Laten we aannemen dat deze straal over vrijwel de gehele lengte (= 5 m) intact blijft. Bij de straalpijp is de leeftijd van het grensvlak 0 s, terwijl op het hoogste punt van de fontein de leeftijd van het grensvlak 1 s is. Volgens vgl. (8) is dan  $k_L \approx 0,5 \cdot 10^{-4}$  m/s, dus ongeveer gelijk aan de waarde van  $k_L$  voor de druppels die uit de straal worden gevormd.

Als laatste voorbeeld beschouwen we een met water bevoeid cokesbed (diameter cokesdeeltjes 3 cm,  $\phi''_L = 10$  kg/s.m<sup>2</sup>bed). Uit de theorie over vrij afstromende vloeistoffilms berekenen we hieruit een gemiddelde dikte  $d$ , van de vloeistoffilms van  $1,5 \cdot 10^{-4}$  m en een oppervlaktesnelheid,  $V_{opp}$ , van de film van  $0,1$  m/s<sup>3</sup>). De verblijftijd van de film op één cokesdeeltje is dus  $0,3$  s<sup>4</sup>).

<sup>3</sup>)  $V_{opp} = \frac{\rho g d^2}{2\eta}$ .

<sup>4</sup>) De indringdiepte is dan volgens vgl. (5)  $3 \cdot 10^{-5}$  m, wat veel kleiner is dan de filmdikte,  $1,5 \cdot 10^{-4}$  m. Dit moet natuurlijk ook het geval zijn wil de penetratietheorie toepasbaar zijn.

Als de vloeistof na het passeren van één deeltje op de contactplaats met een onderliggend deeltje goed wordt gemengd, bezit dus alle oppervlak in het bed leeftijden tussen 0 en 0,3 s. Dus is volgens de penetratietheorie (vgl. (8))  $k_L = 0,8 \cdot 10^{-4}$  m/s. Wederom wordt dus dezelfde grootte orde voor  $k_L$  gevonden, als voor druppels en stralen, terwijl men zelf kan nagaan dat alle gekozen voorbeelden realistisch zijn en dat andere realistische bedrijfscondities geen drastische verhoging of verlaging van  $k_L$  geven. Metingen van stofoverdrachtcoëfficiënten bevestigen deze berekeningen van  $k_L$ ; zie bijv. de dissertaties [2].

Naast de penetratietheorie zijn nog twee beschrijvingen van het stofoverdrachtsproces in gebruik, die echter veel minder geschikt zijn om kwantitatieve voorspellingen te doen dan de penetratietheorie. Zij worden resp. de *filmtheorie* en de *oppervlakteverversingstheorie* (van *Danckwerts*) genoemd.

In de *filmtheorie* legt men verband tussen de stofoverdrachtscoëfficiënt en de dikte van de laag,  $x_f$ , waarover de concentratieval ( $mC_g - C_L$ ) plaatsvindt. Men neemt aan dat de concentratie lineair verloopt van de waarde  $mC_g$  aan het grensvlak tot  $C_L$  op een afstand  $x_f$  van het grensvlak. In deze film van dikte  $x_f$  vinden geen stromen loodrecht op het grensvlak plaats, die de stofoverdracht kunnen versnellen. Het transport in deze laag is dus een diffusieproces en wederom gebruikmakend van de definitievergelijking voor de diffusiecoëfficiënt kunnen we voor de stofstroomdichtheid door het grensvlak schrijven:

$$\phi''_m = D \frac{mC_g - C_L}{x_f}$$

waaruit met de definitievergelijking voor  $k_L$  (vgl. (4)) volgt

$$k_L = \frac{D}{x_f}$$

Het enige dat we nu bereikt hebben is dat een verband is gelegd tussen een a-priori onbekende coëfficiënt  $k_L$  en een a-priori onbekende filmdikte  $x_f$ . Bouwt men nu dit model uit, door zich meer in detail voor te stellen wat er aan het grensvlak gebeurt, dan kan men wel onafhankelijke schattingen van  $x_f$  maken. Dit is bijv. reeds gedaan in het penetratiemodel, met als resultaat  $x_f = 0,5 x = 0,5 \pi Dt_m$ . In de praktijk wordt de filmtheorie eigenlijk alleen gebruikt om de laagdikte te schatten waarin het diffusie-

proces plaatsvindt, indien  $k_L$  bekend is. Het vrij algemene resultaat voor gasabsorptie in water:  $k_L \approx 10^{-4}$  m/s kan dus m.b.v. vgl. (9) ook als volgt worden geformuleerd: bij gasabsorptie in water is de filmdikte  $x_f \approx 1,5 \cdot 10^{-5}$  m.

Waar de filmtheorie een gebrekkige beschrijving van de stofoverdracht is, die aan de penetratietheorie voorafging, probeert de *oppervlakteverversingstheorie* van *Danckwerts* een vervolg op (een verdieping van?) de penetratietheorie te geven. *Danckwerts* gaat weer uit van de niet-stationaire penetratie in de vloeistof (vgl. (6)). Hij neemt nu echter aan dat er in een apparaat grensvlak van alle leeftijden voorkomt en wel met zulk een verdeling dat de fractie grensvlak met leeftijd tussen  $t$  en  $t + dt$  wordt gegeven door  $s \exp(-st)dt$ . Dit is het geval indien een grensvlakelement, onafhankelijk van zijn voorgeschiedenis, op ieder moment een kans  $sdt$  heeft om in een tijd  $dt$  te verdwijnen, d.w.z. het grensvlak wordt verversd met een gemiddelde frekwentie  $s$ . Voor de stofstroomdichtheid in het apparaat vindt men dan:

$$\phi''_m = \int_0^{\infty} s e^{-st} \phi''_m(t) dt =$$

$\sqrt{Ds} (mC_g - C_L)$ , waarin gebruik is gemaakt van vgl. (6). Deze uitkomst is ook te lezen als:

$$k_L = \sqrt{Ds}. \quad (10)$$

Ook hier is een verband gelegd tussen een a-priori onbekende  $k_L$  en een a-priori onbekende andere grootte: de verversingsfrekwentie  $s$ , die niet op onafhankelijke wijze te meten is. Er zijn wel pogingen gedaan om uit gemeten  $k_L$ -waarden,  $s$ -waarden te berekenen en deze te correleren met het vermogen dat per massa-eenheid vloeistof wordt gedissipeerd,  $\varepsilon$ . Al deze pogingen, die voornamelijk absorptiemetingen aan het vrij oppervlak van een turbulente stroom betreffen, tonen aan dat  $s \div \sqrt{\varepsilon}$ , dus  $k_L \div \varepsilon^{1/4}$ .

Ook hier blijkt weer dat het vergroten van het vermogen om turbulentie te bewerkstelligen een zeer geringe verhoging van de stofoverdrachtscoëfficiënt teweeg brengt. Bij een uniforme dissipatie in water van  $\varepsilon = 0,5$  W/kg (normale praktijkwaarde) blijkt de stofoverdrachtscoëfficiënt aan het vrije grensvlak  $k_L = 0,5 \cdot 10^{-4}$  m/s te zijn, hetgeen iets lager is dan de waarden van  $k_L$  die we in de andere situaties vonden.

De lezer die deze materie bestudeert,

zal het misschien op prijs stellen, indien hij zich met de gegevens die tot dusver geëtaleerd zijn vertrouwd kan maken door zich te oefenen. Hiertoe wordt de mogelijkheid in de volgende vier vraagstukken gegeven.

**Vraagstuk 1.** Op het Velperplein te Arnhem staat een fontein (geschonken aan de gemeente door de AKU). Het bassin bevat ongeveer 360 m<sup>3</sup> water. In de zomer van 1962 (20° C) mat ik de concentratie zuurstof in het water, direct nadat de fontein was aangezet, als functie van de tijd. Ik vond op t = 0 5,0 mgO<sub>2</sub>/l, t = 1h 6,0 mgO<sub>2</sub>/l, t = 2h 6,7 mgO<sub>2</sub>/l. Geef een schatting van het totale grensvlak van de fontein (stralen, druppels en bassin). Welke concentratie zou ik gemeten hebben als ik nog een uur had gewacht?

Antwoorden: 220 m<sup>2</sup>, 7,3 mgO<sub>2</sub>/l.

**Vraagstuk 2.** Een waterdruppel van 2 mm diameter valt 4 m door omgevingslucht (20° C). Oorspronkelijk bevatte de druppel geen zuurstof. Wat is zijn gemiddelde zuurstofconcentratie na 4 m? Indien hij oorspronkelijk 5 mgO<sub>2</sub>/l had bevat, wat zou dan zijn gemiddelde zuurstofconcentratie na 4 m geweest zijn?

Antwoorden: 1,8 mgO<sub>2</sub>/l, 5,9 mgO<sub>2</sub>/l.

**Vraagstuk 3.** In een *Pasveer*-sloot houdt een hoge concentratie aan actief materiaal de zuurstofconcentratie laag. Bij een gegeven circulatiedebiet is de absorptiesnelheid 0,6 mgO<sub>2</sub>/s.m<sup>2</sup> slootoppervlak. Indien het circulatiedebiet verviervoudigd wordt, wat wordt dan de absorptiesnelheid en met welke factor neemt het benodigde vermogen toe?

Antwoorden:  $4\sqrt{4^2 \times 1.2} = 0,8$  mgO<sub>2</sub>/s.m<sup>2</sup> slootoppervlak,  $4^3 = 64 \times$

**Vraagstuk 4.** Midden op de bodem van een bak ligt over de breedte een pijp met gaatjes waardoor lucht wordt geblazen. Hierdoor ontstaan twee circulatiestromen in de vloeistof, waardoor het bovenoppervlak van de vloeistof in de bak wordt ververst. Het is bekend dat de circulatiestroom in de vloeistof toeneemt met het gasdebiet tot de macht 1/3. Met welke factor wordt de absorptiesnelheid in het bovenvlak van de vloeistof vergroot indien het gasdebiet wordt verdrievoudigd?

Antwoord:  $31^{1/3} = 1.2 \times$ .

## Conclusies

De conclusies van par. 3 zijn de volgende:

1. voor watervalbeluchters (druppels, stralen, schotels) is  $k_L \approx 0,7 \cdot 10^{-4}$  m/s, voor bellen is  $k_L \approx 1,5 \cdot 10^{-4}$  m/s en voor een vrij (niet stagnerend) wateroppervlak is  $k_L \approx 0,5 \cdot 10^{-4}$  m/s.
2. door de operationele condities van de verschillende apparaten te veranderen is de waarde van de stofoverdrachtscoëfficiënt vrijwel niet te beïnvloeden.

### 4. Het specifiek grensvlak in contactapparaten voor gas en water

Het is praktisch ondoenlijk hier alle gegevens over het grensvlak tussen gas en water voor alle gebruikelijke apparaten te geven als functie van hun bedrijfscondities. We moeten ons tevreden stellen met een globaal overzicht.

Dit overzicht zullen we als volgt indelen:

- 4.1 watervalbeluchters (sproeiers, schotels, cascaden)
- 4.2 belbeluchters
  - 4.2.1 niet-mechanische luchtinvoer (put, venturi, bellenzuil);
  - 4.2.2 mechanische luchtinvoer (bellenwasser, borstels)

#### 4.1 watervalbeluchters

De watervalbeluchters zijn van fysisch technologisch standpunt bezien het eenvoudigst te beschrijven. We zullen die beschrijving hier geven, opdat duidelijk wordt hoe het totale grensvlak tussen water en lucht de werking van het apparaat mede bepaalt.

Doordat het water relatief kort in de sproei, in een trap van de cascade of op een schotel verblijft is de concentratieverandering in het water per passage gering. In dat geval mag men schrijven dat de gemiddelde concentratie in het water op een schotel (in een cascadetrap of in de sproei) ongeveer gelijk is aan de uitgangsconcentratie van het water  $C_{L,u}$ . De totale massastroom O<sub>2</sub> naar het water wordt dan dus gegeven door:

$k_L A (mC_g - C_{L,i})$ , waarin A het totale grensvlak op de schotel (etc.) is.

In de stationaire toestand (dus als de zuurstofconcentratie in de beluchter niet meer stijgt), moet de massastroom O<sub>2</sub>, die door absorptie in het water komt, door het water worden

afgevoerd. Het water dat de schotel binnenstroomt voert per tijdseenheid een massa O<sub>2</sub> mee, welke gelijk is aan  $\Phi_L C_{L,i}$  en evenzo voert het water van de schotel af een massastroom  $\Phi_L C_{L,u}$ . Wat het water per tijdseenheid meer afvoert dan toevoert is de geabsorbeerde hoeveelheid per tijdseenheid, dus:

$$\Phi_L (C_{L,u} - C_{L,i}) = k_L A (mC_g - C_{L,u})$$

Voert men nu het *overdrachtskental*  $T = k_L A / \Phi_L$  (dimensieloos!) in, dan volgt uit bovenstaande vergelijking:

$$\frac{C_{L,u}}{mC_g} = \frac{T}{1+T} + \frac{1}{1+T} \frac{C_{L,i}}{mC_g}, \quad (11)$$

mits  $T < 0,3$ , opdat  $C_L \approx C_{L,u}$ .

Dus, voor iedere serie metingen waarin T constant is (wat praktisch betekent voor iedere serie waarin  $\Phi_L$  constant is) vindt men een lineaire relatie tussen  $C_{L,u}/mC_g$  en  $C_{L,i}/mC_g$ . Dit blijkt in de praktijk ook inderdaad het geval te zijn. We komen daarop in par. 5 terug.

Het is uit vgl. (11) ook duidelijk dat men de werking van deze beluchters a-priori kan voorspellen, indien de dimensieloze groep T a-priori bekend is. Van deze groep is alleen A nog onbekend, zodat we onze aandacht daarop nu richten.

Het totale grensvlak in een apparaat is vaak evenredig met zijn volume, zodat het gebruikelijk is over het grensvlak per volume-eenheid te spreken. Er zijn dan drie mogelijkheden:

- A\* grensvlak per volume-eenheid apparaat
- A<sub>L</sub>\* grensvlak per volume-eenheid vloeistof
- A<sub>g</sub>\* grensvlak per volume-eenheid gas

Deze drie grootheden hangen natuurlijk samen.

Indien  $\varphi$  de volumefractie vloeistof in het apparaat is (welke slechts in enkele gevallen bekend is), geldt:

$$A^* = \varphi A^*_L = (1 - \varphi) A^*_g \quad (12)$$

In een sproeikolom is het totale oppervlak per volume-eenheid vloeistof gelijk aan  $A^*_L = 6/d$  (d is een gemiddelde druppeldiameter).

Indien de druppels uit forse waterstralen en watergordijnen ontstaan is  $d \approx 3$  mm, d.w.z. ongeveer de helft van de maximaal mogelijke diameter, dus  $A^*_L = 2000$  m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> vloeistof. Men kan het specifiek grensvlak in de sproei vergroten door kleinere druppels te verstuiven (uit gaatjes of sleuven kleiner dan 1 mm  $\Phi$ ), maar dat

is niet aan te raden (drukval, verstopping). De volumefractie vloeistof in een sproei is echter gering:  $\varphi \cong 0,1$ , dus is het totaal grensvlak per  $m^3$  apparaat gering:  $A^* \cong 200 m^2/m^3$ . In een cokesbed (schotel) wordt het totaal grensvlak per  $m^3$  apparaat bepaald door de diameter  $d_p$  van de cokesdeeltjes en de porositeit  $\varepsilon$  van het bed:  $A^* = 6(1 - \varepsilon)/d_p$ .

Dus voor een normale stapeling van ongeveer ronde deeltjes ( $\varepsilon = 0,5$ ,  $d_p = 3$  cm) is  $A^* = 100 m^2/m^3$ . Ook hier kan men de afmetingen van de cokesdeeltjes niet ongestraft verkleinen om  $A^*$  te vergroten (verstopping, vloeistof — gas contact wordt geringer doordat beide fasen eigen voorkeurskanalen gaan volgen, uitputting van het gas, etc.).

Van metingen aan een trap van een cascade zijn mij slechts de resultaten van J. Zweegman en H. Vaessen bekend, afstudeerders van prof. ir. L. Huisman. Zij gebruikten trappen van  $1 \times 0,5 \times 0,5 m^3$ , waarbij het water over de smalle kant stroomde. De valhoogte werd gevarieerd van 0,15 tot 0,8 m en het waterdebiet van  $6 \cdot 10^{-3}$  tot  $20 \cdot 10^{-3} m^3/s$  m overstortrand. Uit hun metingen is (m.b.v. vgl. (11)) te berekenen het product van  $k_L$  en het grensvlak per  $m^2$  watergordijn,  $A''$  (het oppervlak van het watergordijn werd gelijk gesteld aan de breedte van de bak  $\times$  de valhoogte). Dit produkt  $k_L A''$  bleek bij hun proeven vrijwel onafhankelijk van  $\Phi_L$  en van de valhoogte te zijn en gelijk aan  $(20 \pm 3) 10^{-4} m/s$ . Bedenkt men zich dat in bellen en stralen  $k_L = 10^{-4} m/s$ , dan blijkt dus dat het totale grensvlak in een cascadetrap  $(20 \pm 3) \times$  zo groot is als het oppervlak van het watergordijn, indien dit gordijn als gesloten wordt voorgesteld en wel is deze factor zo onafhankelijk van het debiet en van de valhoogte. Het blijkt dus dat de druppels en de bellen, die door de waterval worden gemaakt aanzienlijk tot het uitwisselend oppervlak bijdragen. Het is opvallend dat de factor 20 onafhankelijk is van het debiet en van de valhoogte.

#### 4.2.1 Belbeluchters (niet-mechanische luchtinvoer)

Ons uitgangspunt is weer de reeds bekende relatie van het specifiek grensvlak per  $m^3$  apparaat  $A^* = 6(1 - \varphi)/d$ , waarin  $(1 - \varphi)$  de volumefractie gas is en  $d$  de gemiddelde beldiameter. Deze relatie is alleen geldig zolang de bellen vrij uniform over het apparaat zijn verdeeld. Dit kan het geval zijn bij putten en venturi-buizen en bij

injectie door geperforeerde platen (bellenzuil). In al deze gevallen is onder normale operationele condities de turbulentie reeds zo hoog dat de gemiddelde beldiameter een niet meer te beïnvloeden waarde van 5 mm (voor leidingwater) krijgt. We maken nu onderscheid tussen apparaten met geforceerde vloeistofstroming (put, venturi) en zonder geforceerde vloeistofstroming (bellenzuil).

Bij geforceerde vloeistofstroming geldt, indien  $\Phi_g/\Phi_L < 0,25$  en  $\Phi''_L > 1,5 m^3/m^2s$ , dat

$$1 - \varphi = \frac{\Phi_g}{2\Phi_L}$$

Hieruit volgt dat bij put- en venturi-beluchting  $A^* = 600 \Phi_g/\Phi_L [m^2/m^3]$ . Dus voor de maximale waarde van  $\Phi_g/\Phi_L = 0,25$  is  $A^* = 150 m^2/m^3$ . Ook hier is  $A^*$  weer te vergroten door bewust kleine bellen aan te zuigen (uit gaatjes kleiner dan 1 mm  $\Phi$ ), met alle bezwaren die daarbij naar voren komen.

Bij luchtinjectie door geperforeerde platen en bij afwezigheid van een geforceerde vloeistofstroming met de bellen mee of tegen de bellen in (bellenzuil), geldt:

$$1 - \varphi = \frac{\Phi''_g}{v_r}, \text{ indien } \frac{\Phi''_g}{v_r} \leq 0,2,$$

waarin  $\Phi''_g$  het luchtdebiet per eenheid van doorsnede van het apparaat is en  $v_r$  de stijgsnelheid van individuele bellen (zie afb. 4,  $v_r = 0,3 m/s$  in water). In deze apparaten is dus

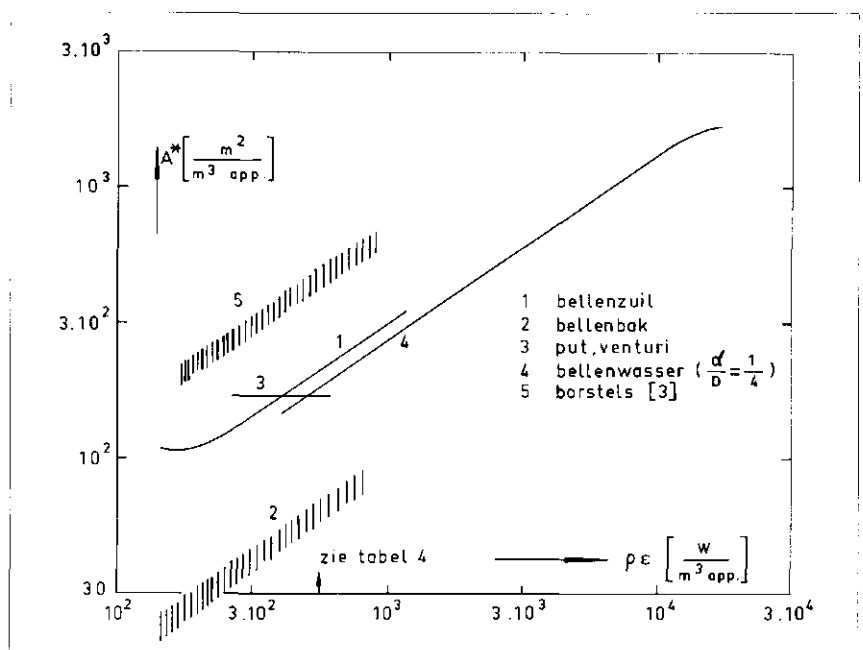
$$A^* = 1200 \Phi''_g/v_r \text{ (dus voor } \Phi''_g/v_r = 0,2 \text{ is } A^* = 250 m^2/m^3).$$

Over de apparaten, waarin de bellen niet uniform over het volume verdeeld zijn, is weinig te zeggen. In deze apparaten dient de bellenstroom enerzijds om de vloeistof te circuleren en het bovenoppervlak van de vloeistof te verversen, anderzijds draagt de bellenstroom zelf tot de stofoverdracht bij. Nu is het specifiek grensvlak in deze apparaten bij afwezigheid van bellen klein  $< 10 m^2/m^3$  (bij vloeistofhoogten  $> 1$  dm), terwijl ook de stofoverdrachtscoëfficiënt aan het vrije oppervlak aan de lage kant is ( $k_L \cong 0,5 \cdot 10^{-4} m/s$ ). Daarnaast is de stofoverdrachtscoëfficiënt voor bellen wat hoger ( $1,5 \cdot 10^{-4} m/s$ ), terwijl ook hun bijdrage aan het grensvlak relatief hoog zal zijn. Zo verwacht men in een bak, die door een schot in twee gelijke compartimenten wordt gescheiden, bij een vrij uniforme beluchting op de bodem van de bak aan één zijde van het schot, specifieke grensvlakken in de orde van  $60 m^2/m^3$  totale vloeistofinhoud. De bellen dragen dus aanzienlijk meer tot de gasabsorptie bij dan het vrije oppervlak (verhouding ongeveer 5 : 1).

#### 4.2.2 Belbeluchters (mechanische luchtinvoer)

Indien men hevig in de vloeistof roert, is het specifiek grensvlak te vergroten, echter met extra energieverlies. In afb. 5 is het specifiek grensvlak uitgezet als functie van het be-

Afb. 5 - De specifieke grensvlakken in gasbelbeluchters als functie van het vermogensverbruik per  $m^3$ .



nodige vermogen per m<sup>3</sup> apparaat, voor de belbeluchters die we reeds bespraken (put, venturi, bellenzuil, bellenbak) en voor de apparaten die we hier zullen bespreken: de bak voorzien van een zelfaanzuigende roerder (bellenwasser) en de bak voorzien van borstels.

Voor de bellenwasser zijn gegevens gebruikt verkregen aan een cilindrisch vat (vloeistofhoogte = diameter) waarin halverwege een 6-bladige turbineerder draaide (diameter van roerder = 0,25 vatdiameter).

Voor de bak met borstels ontleende ik de gegevens aan de bekende proefopstelling van *Baars* en *Muskat* [3]. Daarbij maakte ik gebruik van de volgende omrekeningsformule voor het zuurstoftoevoervermogen (oxygenation capacity, OC):

$$OC = k_L A^* m C_g, \text{ en van } k_L = 10^{-4} \text{ m/s}$$

Het blijkt dat het verschil in specifiek oppervlak tussen de verschillende belbeluchters bij hetzelfde toegevoegde vermogen een factor 10 kan bedragen. De borstelbeluchters in de opstelling van *Baars* en *Muskat* leveren per eenheid van vermogen duidelijk meer grensvlak dan de andere apparaten, de bellenbak (luchttoevoer door een geperforeerde pijp in een tank) is duidelijk uit fysisch-technologisch opzicht de minste.

Met de bellenwasser (zelfaanzuigende roerder) zijn zeer hoge waarden van het specifiek grensvlak te bereiken, terwijl het benodigde vermogen per m<sup>2</sup> grensvlak zelfs tot een hoog specifiek grensvlak (bijv. 2000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>) niet noemenswaard verschilt van het vermogen per m<sup>2</sup>, dat in een put-, venturi- of bellenzuil-beluchting nodig is. Dat betekent dat in een bellenwasser het benodigde grensvlak in een veel kleiner volume is onder te brengen zonder dat dit meer aan vermogen kost dan de put, de venturi of de bellenzuil. Uit het oogpunt van investering, onderhoud en plaatsruimte zou het derhalve in sommige gevallen aanbeveling kunnen verdienen de gasbelwasser te gebruiken. Op het eerste gezicht lijkt hij vanwege energiekosten oneconomisch t.o.v. de 3 genoemde alternatieven, maar dit is schijn: in al deze apparaten is het even duur een m<sup>2</sup> grensvlak in stand te houden.

### Conclusie

Het specifiek grensvlak loopt in de verschillende apparaten sterk uiteen. Bij hetzelfde vermogensverbruik kan

het specifiek grensvlak A\* een factor 10 verschillen; zie afb. 5.

In de vorige paragraaf zagen we reeds dat de waarden voor de stofoverdrachtscoëfficiënt k<sub>L</sub> voor de verschillende apparaten veel minder verschillen (hoogstens factor 2 à 3). De tot dusver verzamelde gegevens van A\* en k<sub>L</sub>A\* zijn nog eens bijeengezet in tabel IV. Uit deze tabel is duidelijk dat onder de belbeluchters de volgorde van fysisch technologisch goede naar minder goede apparaten als volgt is: borstels, bellenzuil (geperforeerde plaat), bellenwasser (zelfaanzuigende roerder), put of venturi en bellenbak. De bellenzuil komt hier relatief goed naar voren, hetgeen juist is als de drukval over de bodemplaat relatief klein wordt gehouden t.o.v. de hydrostatische hoogte (gebruik van relatief grove gaatjes (≥ 1 mm Ø)). Hoe de watervalbeluchters in deze rij thuis horen is pas te zeggen, zodra we ook het energieverbruik van deze apparaten hebben gezien (par. 6). In tabel IV zijn naast k<sub>L</sub>A\* waarden voor de volledigheid k<sub>L</sub>A\* m C<sub>g</sub> (OC)-waarden opgenomen voor de diverse apparaten.

### 5. Berekening van de hoofdafmetingen van beluchters

In het voorgaande is al gebleken dat bij absorptieprocessen de snelheid van stoftransport wordt gegeven door het product: k<sub>L</sub> x (m C<sub>g</sub> - C<sub>L</sub>) x dA, d.w.z. stofoverdrachtscoëfficiënt in de vloeistoffase x drijvende kracht x het oppervlakte-element waarover de drijvende kracht (m C<sub>g</sub> - C<sub>L</sub>) is. We

schrijven hier bewust dA (infinitimaal klein element), omdat in het apparaat de drijvende kracht over verschillende grensvlakelementen verschillend kan zijn, omdat het gas wordt uitgeput en de vloeistof verzadigd raakt. Indien dit het geval is (put, venturi, bellenzuil) wordt de werking van het apparaat beschreven door over een klein stukje lengte in de stromingsrichting de massabalans voor O<sub>2</sub> op te schrijven en de aldus verkregen differentiaalvergelijking te integreren. We zullen dit wiskundig slavenwerk hier niet verrichten, maar hier wel de uitkomst noteren (voor het geval C<sub>L</sub>i = 0 en de uitputting van het gas te verwaarlozen is):

$$\frac{C_{L_u}}{m C_g} = 1 - e^{-T} + \frac{\rho_L g L (1 + \beta) (L - H)}{\{(1 + \beta) L - \beta H\} P_{atm}} \cdot \left\{ 1 - \frac{1 - e^{-T}}{T} \right\}, \quad (13)$$

met  $\beta = D^3 (D_u - D)^2 (D_u + D)$  en C<sub>g</sub> de concentratie O<sub>2</sub> in omgevingslucht.

De derde term in het rechterlid van vgl. (13) is alleen van belang voor een diepe put. Voor de ondiepe put, de venturi-buis of de bellenzuil kan men volstaan met de twee eerste termen in het rechterlid. De derde term geeft aan dat toenemende hydrostatische druk in een diepe put de onoplosbaarheid verhoogt. Als voorbeeld voor de berekening is de put van *Bruyn* en *Tuinzaad* [4] genomen, die een lengte L had, een inwendige diameter D, een waterhoogte H als drijvende kracht

Tabel IV - Waarden van A\*[m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>], k<sub>L</sub>A\*[1/s] en OC(= k<sub>L</sub>A\* m C<sub>g</sub>) [g/m<sup>3</sup>h]

	A*[m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> ]	k <sub>L</sub> A*[1/s]	OC[g/m <sup>3</sup> h]
<b>A. Watervalbeluchters</b>			
(k <sub>L</sub> ≈ 0,7 · 10 <sup>-4</sup> m/s)			
— sproeitors	200	1,4 · 10 <sup>-2</sup>	510
— cokesbedden (schotels)	100	0,7 · 10 <sup>-2</sup>	255
— cascadetrap (overloop) (1 x 1 m <sup>2</sup> , 1 m onder elkaar)	20	0,15 · 10 <sup>-2</sup>	54
<b>B. Belbeluchters (alle A*-waarden bij een verbruik van 500 W/m<sup>3</sup>)</b>			
<b>B1. niet-mech. injectie</b>			
(k <sub>L</sub> = 1,5 · 10 <sup>-4</sup> m/s)			
— put, venturi	150	2,25 · 10 <sup>-2</sup>	815
— bellenzuil (geperf. plaat)	250	3,75 · 10 <sup>-2</sup>	1350
— bellenbak (plaatselijke injectie)	50	0,75 · 10 <sup>-2</sup> (+ 20 %)	270 (+ 20 %)
<b>B2. mech. injectie</b>			
— bellenwasser (k <sub>L</sub> = 1,5 · 10 <sup>-4</sup> m/s) (aanzuigende roerder)	200	3,0 · 10 <sup>-2</sup>	1080
— borstels (k <sub>L</sub> = 10 <sup>-4</sup> m/s) [3]	400	4,0 · 10 <sup>-2</sup>	1440

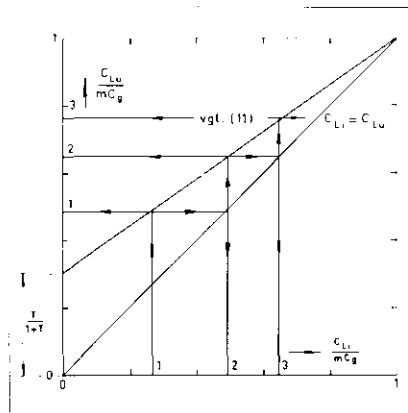


voor de stroming en welke uitkwam in een koker met diameter  $D_n$ .

Vanzelfsprekend beschrijft vgl. (13) mut. mut. ook de  $N_2$ -absorptie, zodat men hiermee ook kan berekenen hoezeer in een put de  $N_2$ -concentratie toeneemt! Stelt men nu een eis aan de waarde van  $C_{Lu}/mC_g$  dan kan men bij verschillende waarden van  $\rho_L g L$ ,  $(1 + \beta)(L - H)/\{(1 + \beta)L - \beta H\}$   $P_{atm}$  de vereiste waarde van  $T$  berekenen en aldus tot de hoofdmetingen van de put komen voor een gegeven  $\Phi_L$ . In deze berekening is  $A$  ( $\equiv A^* \times$  Volume put) nog onbekend, maar zodra men oplegt, welk gasdebiet,  $\Phi_g$ , het water aan moet zuigen, is met de gegevens van par. 4 het specifiek grensvlak  $A^*$  te berekenen. We richten ons nu naar de andere apparaten, waarin de drijvende kracht ( $mC_g - C_L$ ) vrijwel niet van de plaats in het apparaat afhangt. Zoals we reeds in par. 4 zagen is dit het geval bij alle watervalbeluchters omdat het gas in die apparaten vrijwel niet uitgeput wordt en de concentratieverandering in de vloeistof tijdens één passage gering is. Ook in bellenwassers en doorstroomde bakken met borstels is de drijvende kracht ( $mC_g - C_L$ ) vrijwel constant, omdat het gas vrijwel niet uitgeput wordt en de vloeistof, tijdens zijn vrij lang verblijf in het apparaat, goed wordt gemengd, zodat  $C_L$  in de gehele bak ongeveer dezelfde waarde heeft. In die gevallen beschrijft de reeds geïntroduceerde vgl. (11) de stofoverdracht:

$$\frac{C_{Lu}}{mC_g} = \frac{T}{1 + T} + \frac{1}{1 + T} \frac{C_{Li}}{mC_g} \quad (11)$$

Ook hieruit volgt bij een gegeven ingangconcentratie  $C_{Li}$  en een vereiste waarde van de uitgangconcentratie  $C_{Lu}$  de vereiste waarde van het stofoverdrachtental  $T$ , waarmee voor een gegeven waterdebiet  $\Phi_L$  de waarde van  $k_L A$  ( $\equiv T \times \Phi_L$ ) vast ligt en daarmee het volume van het apparaat, omdat gegevens over  $k_L$  en het grensvlak per volume-eenheid apparaat  $A^*$  voldoende bekend zijn of in semi-technische apparatuur gemeten kunnen worden. Uit vgl. (11) is het ook duidelijk hoe metingen aan semi-technische apparatuur geïnterpreteerd moeten worden en hoe men daaruit m.b.v. de gevonden waarde van  $T$ , het product  $k_L A^*$  berekent. Indien het semi-technische apparaat een getrouw schaalmodel is van het industriële apparaat en indien het stromingsregime in het semi-technische apparaat overeenkomt met dat wat men



Afb. 6 - Grafische bepaling van het aantal trappen in een cascade.

in het technische apparaat waarneemt, zijn de aldus uit schaalproeven gevonden waarden van  $k_L A^*$  te gebruiken voor het ontwerp van grote apparaten [5]. De reeds genoemde meetgegevens van *Baars en Muskat* [3] en van *Zweegman en Vaessen* heb ik op deze wijze verkregen.

Vaak zal men ontdekken dat bij gegeven  $C_{Li}$  de vereiste  $C_{Lu}$  slechts te bereiken is voor een hoge waarde van  $T$  ( $T > 0,3$ ). Het is dan meestal praktisch ondoenlijk het vereiste grensvlak in één apparaat onder te brengen, zodat men overgaat tot een cascade-schakeling van overlopen, een serie bedden of schotels of een recirculatie van water door een sproeitoren. Het effect hiervan op de stofoverdracht is m.b.v. vgl. (11) grafisch te bepalen. Hiertoe is afb. 6 opgenomen, waarin  $C_{Lu}/mC_g$  tegen  $C_{Li}/mC_g$  is uitgezet. Ook is in de afb. de lijn  $C_{Li} = C_{Lu}$  getrokken. De grafische constructie gaat nu als volgt: Stel het water komt met een concentratie 1 de eerste trap binnen, dan is grafisch de uitgangconcentratie van de eerste trap eenvoudig te vinden; zie de afb.

Deze uitgangconcentratie is ook de ingangconcentratie 2 van de 2e trap en de bijbehorende uitgangconcentratie van deze trap is weer op dezelfde wijze eenvoudig grafisch te bepalen, enz. Op deze wijze volgt snel hoeveel trappen men in een cascade nodig heeft (of hoeveel schotels, of hoevaak men moet circuleren) om aan de gestelde eisen te voldoen.

Men behoeft deze berekening niet grafisch te doen (althoewel dit wel het eenvoudigst is), maar kan de uitgangconcentratie ook analytisch berekenen. We zullen het resultaat van deze berekening hier noemen, omdat hier-

aan nog een principiële kwestie te illustreren is:

$$\frac{C_{Lu}}{mC_g} = 1 - \left(1 - \frac{C_{Li}}{mC_g}\right) (1 + T)^n, \quad (14)$$

waarin  $C_{Lu}$  de uitgangconcentratie van trap  $n$  is,  $C_{Li}$  de ingangconcentratie van de eerste trap en  $T = k_L A / \Phi_L$  per trap! Voert men nu het aantal trappen op, terwijl men  $T_{tot} = k_L A_{tot} / \Phi_L = nT$  constant houdt (dus bijv.  $n$  borstels werken niet in één grote bak, maar iedere borstel werkt in een eigen compartiment, zodat de vloeistof van compartiment naar compartiment stroomt zonder dat hij mengt met de gehele inhoud van het apparaat), dan gaat vgl. (14) voor grote waarde van  $n$  ( $n > 5$ ) over in:

$$\frac{C_{Lu}}{mC_g} = 1 - \left(1 - \frac{C_{Li}}{mC_g}\right) e^{-T_{tot}} \quad (13a)$$

Dit is in wezen de uitkomst die we voor een put, een venturi en een belenzuil vonden; zie vgl. (13). We hebben dan ook in wezen niet veel anders gedaan dan daar: het apparaat in de stromingsrichting van de vloeistof verdeeld in kleine afstanden, voor elk waarvan we de drijvende kracht opnieuw berekenden.

Het blijkt nu dat de uitgangconcentratie voor een apparaat dat door schotjes in compartimenten in onderverdeeld groter is dan de uitgangconcentratie van dit apparaat zonder schotten.

De fysische reden hiervoor is dat de schotjes de menging tegengaan van de vers intredende vloeistof en de reeds aanwezige, gedeeltelijk verzadigde vloeistof, zodat gemiddeld de drijvende kracht ( $mC_g - C_L$ ) in het apparaat met schotjes groter is dan in het apparaat zonder schotjes (waarin  $C_L$  gemiddeld hoger is). Op fysisch technologische gronden kan het dus aanbeveling verdienen een grote beluchtingstank met eenvoudige middelen in een aantal kleinere onder te verdelen en het water van compartiment naar compartiment te geleiden.

## 6. Het benodigde vermogen per $m^2$ oppervlak

Als laatste onderwerp behandelen we het benodigde vermogen per  $m^2$  oppervlak, waarover we reeds iets zeiden in par. 4. Daar werd afb. 5 geïntroduceerd, die voor beluchters reeds alle informatie over dit onderwerp geeft. Ook voor de watervalbeluchters

Tabel V - Nominaal vermogen per m<sup>2</sup> grensvlak

	$\rho_L \epsilon / A^* [W/m^2]$	$\rho_L \epsilon / k_L A^* [10^4 \text{ g/m}^3]$	$\rho_L \epsilon / k_L A^* m C_g [kWh/kgO_2]$
<b>A. Watervalbeluchters</b>			
— sproeitoren	15	20	5,5
— cokesbedden	1	1,5	0,4
— cascadetrap ( $\Theta'_L = 50 \text{ m}^3/\text{mh}$ )	7	10	3,0
<b>B. Belbeluchters</b>			
— put, venturi	3	2	0,5 <sup>5</sup>
— bellenzuil	2	1,5	0,4
— bellenbak	10	7	1,9
— bellenwasser	2,5	1,7 <sup>5</sup>	0,5
— borstels [3]	1	1	0,3

D	diffusiecoëfficiënt	[m <sup>2</sup> /s]
g	zwaartekrachtsversnelling	[m/s <sup>2</sup> ]
H	lengte (vgl. (13))	[m]
k	partiële stofoverdrachtscoëfficiënt	[m/s]
K	totale stofoverdrachtscoëfficiënt	[m/s]
L	lengte	[m]
m	verdelingcoëfficiënt	[—]
n	aantal trappen	[—]
P	partiaaldruk	[N/m <sup>2</sup> ]
s	verversingsfrequentie	[s <sup>-1</sup> ]
t	tijd van vloeistofelement aan grensvlak	[s]
t <sub>m</sub>	maximale verblijftijd van vloeistofelement aan grensvlak	[s]
T	(abs.) temperatuur	[°C, °K]
T	$k_L A / \Theta_L$	[—]
v <sub>r</sub>	stijgsnelheid van individuele bellen	[m/s]
x	penetratiediepte	[m]
x <sub>f</sub>	filmdikte	[m]
Ø	volumestroom	[m <sup>3</sup> /s]
Ø''	volumestroom per eenheid van doorsnede	[m/s]
Ø <sub>m</sub>	absorptiesnelheid	[kg/s]
Ø'' <sub>m</sub>	absorptiesnelheid per eenheid van grensvlak	[kg/m <sup>2</sup> s]
η	dynamische viscositeit	[kg/ms]
ρ	soortelijke massa	[kg/m <sup>3</sup> ]
ε	volumefractie vrije ruimte	[—]
ε	vermogen per eenheid van massa	[W/kg]
φ	volumefractie vloeistof	[—]

heb ik het vermogen, dat theoretisch nodig is voor één m<sup>2</sup> grensvlak, berekend. De resultaten zijn vermeld in tabel V, samen met de gegevens voor belbeluchters. Het blijkt dat de verschillende apparaten in vermogensverbruik nogal uiteenlopen. Om uit te maken welke apparaten fysisch technologisch het best voldoen, is in tabel V ook uitgezet het benodigde vermogen per eenheid van  $k_L A^*$ . Immers met een zo gering mogelijk vermogen wil men als fysisch technoloog een zo groot mogelijke waarde van  $k_L A^*$  bereiken opdat het apparaat bij gegeven vloeistofdebiet  $\Theta_L$  een zo gering mogelijk volume krijgt.

Uit deze tabel blijkt dat:

1. borstelbeluchters, bellenzuilen (geperforeerde plaat), cokesbedden, bellenwassers (zelfaanzuigende roeders) en put- of venturibeluchting fysisch technologisch allen vrijwel even goed voldoen, al zullen op grond van thermodynamische eisen (par. 2), economische overwegingen (investering) en praktische overwegingen (vervuiling, corrosie, etc.) van geval tot geval voorkeuren uit te spreken zijn.

2. bellenbakken (locale luchtinjectie door een geperforeerde pijp), sproeitoren en cascaden van overlopen voldoen om fysisch technologische redenen minder (slecht gebruik van de totaal beschikbare ruimte, dus lage waarden van  $k_L A^*$  ondanks aanzienlijk vermogensverbruik). Om bijkomende redenen (lage investering, gering onderhoud) zal echter van deze drie apparaten de cascade van overlopen bestaansrecht blijven houden. Tenslotte zijn in tabel V opgenomen de waarden van  $\rho_L \epsilon / k_L A^* m C_g$  [kWh/kg] voor ieder van de behandelde apparaten; dit bedrag is het nominaal vermogen dat vereist is om 1 kg O<sub>2</sub>

in vers water te brengen. Deze kolom in tabel 5 leert ons principieel hetzelfde als de kolom er links naast.

#### Lijst van voornaamste symbolen

##### Indices

g	gas (lucht)
L	vloeistof
i, O	ingang, „interface”
u	uitgang
(")	per eenheid van doorsnede (van grensvlak)

##### Symbolen

A	totaal grensvlak	[m <sup>2</sup> ]
A*	specifiek grensvlak	[m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> ]
c	concentratie	[kg/m <sup>3</sup> ]
d	deeltjesafmeting (bel, druppel, etc.)	[m]

#### Literatuur

1. Kronig, R. en Brink, J. C., Appl. Sci. Res. A2 (1950) 143
2. Nijsing, R. A. T. O., diss. Delft 1957.  
Westerterp, K. R., diss. Delft 1962.  
De Waal, K. J. A., diss. Delft 1965.  
Reith, T., diss. Delft 1968 (maart).
3. Baars, J. K. en Muskat, J., *Zuurstoftoevoer aan water met behulp van roterende lichamen*, Inst. voor Gezondheidstechniek TNO, rapport nr. 28, april 1959.
4. Bruyn, J. en Tuinzaad, H., *Water* 42, 1 (1958) 1-13.
5. Horváth, I., Third. Int. Conf. on Water Pollution Research München 1966, paper nr. 10.