

Verblijftijdsverdeling: grondslagen en toepassingen op aeratiebassins

1. Inleiding

Toen Arden en Lockett [1] in 1914 te Manchester de grondslag legden voor het thans zo bekende actief slibproces, wazen zij er reeds op dat een goede opmenging van het actief slib en het afvalwater door de beluchting erg belangrijk is. De actieve mikro-organismen worden hierdoor zoveel mogelijk met nieuwe afvalstoffen in aanraking gebracht terwijl de snelheid van de fysische stofoverdrachtsprocessen bevorderd wordt. Om deze doeleinden na te streven is in feite menging op mikro-schaal nood-

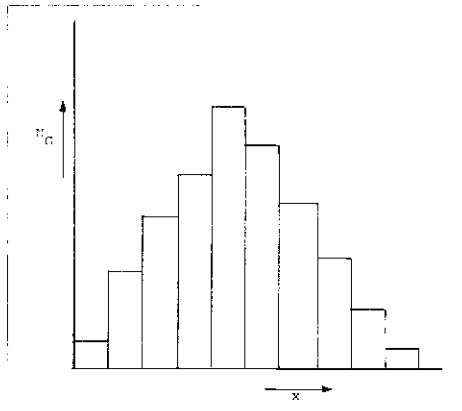


IR. S. P. P. OTTENGRAF
Laboratorium voor Fysische
Technologie,
Technische Hogeschool,
Eindhoven

zakelijk. Dit wil zeggen dat de grootte van de door de beluchting geïntroduceerde wervels van dezelfde schaal is als de grootte van de slibvlokken. In de regel echter, zal menging op mikroschaal nauwelijks gerealiseerd kunnen worden zonder dat er ook menging op makroschaal veroorzaakt wordt. Grote wervels splitsen zich daarbij in een reeks van steeds kleinere wervels, die hun energie uiteindelijk middels visceuse wrijving dissiperen. In het navolgende zal dieper ingegaan worden op het bergip 'menging op makro-schaal' en hoe deze grootheid gekarakteriseerd en gemeten wordt.

2. Verblijftijdsverdeling in proces-apparatuur [2]

Het is evident dat bij een kontinu uitgevoerde proces aan het procesapparaat (bijv. het aeratiebassin) een of meerdere fluide fasen (bijv. een gas- en/of vloeistroom) continu worden toegevoerd en elders uit het apparaat weer afgetapt. Ook bij vele batch gewijs uitgevoerde processen, zal meestal wel een of andere fase continu aan het apparaat worden toe- en afgevoerd (bijv. een gasstroom ter beluchting). Men kan nu nagaan hoe lang een gas- of vloeistofelementje (bijv. een molekuul) dat zich op een gegeven moment in de afvoer bevindt, in het apparaat aanwezig is geweest. In de regel zal dan blijken dat deze tijd, de zogenaamde verblijftijd, voor ieder elementje verschillend is. Met andere woorden: er treedt een spreiding in de verblijftijd op. In het algemeen kan men zeggen dat een verblijftijdspreiding de werking van het procesapparaat in ongunstige zin beïnvloedt, daar de vloeistofelementjes die sneller 'lopen' zich als het ware aan de te onder-



Afb. 1 - Histogram of blokdiagram.

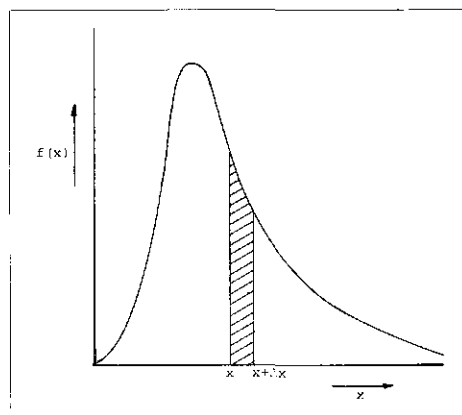
gane behandeling vroegtijdig onttrekken, terwijl andere elementjes onnodig lang of zelfs te lang aan deze behandeling worden blootgesteld.

Men kan nu stellen dat de menging of beter gezegd de mengtoestand van zo'n continu toe- en afgevoerde fase in belangrijke mate gekarakteriseerd kan worden door twee grootheden: de gemiddelde verblijftijd en de verblijftijdsspreiding. Aangezien deze grootheden op verschillende wijzen tot stand kunnen komen, is het vaak nodig kennis te hebben van de verblijftijdsverdeling (residence time distribution).

2.1. Verdelingsfuncties

Indien een bepaalde grootheid G voorkomt als variabele van een grootheid x is het in vele gevallen van betekenis te weten hoe vaak deze grootheid G voorkomt bij de verschillende mogelijke waarden van x . Indien het aantal waarnemingen beperkt is of slechts een diskreet aantal waarden van x mogelijk is, wordt een zogenaamd blokdiagram of histogram vervaardigd (afb. 1). Hierin is voor diskrete waarden of intervallen van x het aantal waarnemingen van G in het betreffende interval uitgezet. Indien elke waarde van x mogelijk is en bovendien het aantal waarnemingen voldoende groot is, gaat het verband tussen

Afb. 2 Verdelingsfunctie.



N_G en x over in een continue functie, een zgn. verdelingsfunctie $f(x)$. Deze functie is zodanig gedefinieerd, dat als N_t het totale aantal waarnemingen ofwel kortweg de totale hoeveelheid van G voorstelt, dan $N_t \int_x^{x+dx} f(x) dx$ de totale hoeveelheid van G is die zich bevindt tussen de grenzen x en $x + dx$ (afb. 2).

Door $N_t \int_x^{x+dx} f(x) dx$ te integreren over alle waarden van x die mogelijk zijn, vindt men dan dus weer de totale hoeveelheid van G . Derhalve:

$$\int_{-\infty}^{+\infty} N_t f(x) dx = N_t \int_{-\infty}^{+\infty} f(x) dx = N_t$$

Met andere woorden:

$$\int_{-\infty}^{+\infty} f(x) dx = 1$$

Men kan nu een gemiddelde waarde μ voor x definiëren, zodanig dat

$$\mu = \int_{-\infty}^{+\infty} x f(x) dx$$

Om een zekere maat te hebben voor de afwijkingen van dit gemiddelde die voorkomen wordt de standaardafwijking of de spreiding σ ingevoerd. Deze is gedefinieerd door:

$$\sigma^2 = \int_{-\infty}^{+\infty} (x - \mu)^2 f(x) dx$$

σ^2 wordt de variantie genoemd.

In vele gevallen is het prettig om een maat te hebben voor de relatieve afwijking ten opzichte van het gemiddelde. Als zodanig wordt de verhouding σ/μ ingevoerd, de zogenaamde variatiecoëfficiënt of relatieve fout. In de vakliteratuur over verblijftijdsverdelingen wordt het woord spreiding ook wel gebruikt voor relatieve fout.

2.2. Het bepalen van verblijftijdsverdelingen

2.2.1. Het C-diagram

Voegt men aan de voeding van een continu werkend procesapparaat gedurende een zeer korte tijd een hoge concentratie van een of andere merkstof toe (een zogenaamde δ -functie, ook wel pulsfunctie of pulsinjectie genoemd) en men gaat nu in de uitlaat na hoe deze merkstof het apparaat weer verlaat, dan heeft men in principe een methode om de verblijftijdsverdeling te meten. Een dergelijke merkstof (tracer) moet uiteraard aan vele eisen voldoen:

1. Zij moet opdeelbaar zijn in oneindig

veel kleine elementjes (gassen en mengbare vloeistoffen voldoen hier zonder meer aan).

2. De merkstof mag praktisch geen volume innemen opdat op het moment van injectie de stroomsnelheden niet worden beïnvloed.

3. Zij moet derhalve reeds in zeer lage concentraties aantoonbaar zijn.

4. De merkstof mag de fysische eigenschappen van het fluidum niet beïnvloeden (bijv. de dichtheid, grensvlakspanning, viscositeit etc.).

5. De merkstof mag niet worden geabsorbeerd (of geabsorbeerd) en mag geen chemische reactie aangaan.

In de praktijk gebruikt men als tracer-gas een component, die niet of in verwaarloosbare concentratie in de te meten gasstroom voorkomt (bijv. helium in een luchtstroom, detectie met behulp van een gaschromatograaf), terwijl vloeistoffen vaak worden gemerkt met behulp van een opgeloste stof (bijv. een elektrolytoplossing in water, detectie door het meten van de elektrische geleidbaarheid). Ook wordt voor dit doel wel gebruik gemaakt van radioactieve tracers, waarbij echter vaak vanwege het eraan verbonden gevaar speciale voorzorgsmaatregelen in acht moeten worden genomen.

Men verkrijgt nu het verblijftijdsverdelingsdiagram door de uitgangskoncentratie C uit te zetten als functie van de tijd, die verstreken is na het geven van de merkstofinjectie. Doorgaans normaliseert men dit diagram door op de verticale as niet de grootte C , maar de dimensieloze grootte $\frac{VC}{\delta}$ uit te zetten.

(V = volume van het apparaat, δ = de hoeveelheid geïnjecteerde merkstof) en op de horizontale as de grootte t/τ . Hierin is τ de gemiddelde verblijftijd, gedefinieerd volgens:

$$\tau = \frac{\text{apparaat volume}}{\text{volume debiet}} = \frac{V}{Q}$$

Dit genormaliseerde diagram is door Danckwerts [3] het zogenaamde C-diagram genoemd.

Een korrekt gemeten C-diagram moet aan de volgende eisen voldoen:

1. Het oppervlak onder de curve moet steeds gelijk aan 1 zijn. Dit kan als volgt worden bewezen. Gedurende een tijdsinterval Δt wordt een hoeveelheid merkstof afgevoerd $QC\Delta t$. Aangezien na een oneindig lange tijd na het geven van de δ -injectie alle merkstof uit het apparaat is verdwenen, geldt derhalve:

$$\delta = \int_0^{\infty} QC dt$$

Voor het oppervlak onder de curve volgt hiermee:

$$\int_0^{\infty} \frac{VC}{\delta} d(t/\tau) = \frac{1}{\delta} \int_0^{\infty} QC dt = \frac{1}{\delta} \cdot \delta = 1$$

2. Het gemiddelde μ van de curve ligt bij een waarde $t/\tau = 1$.

Met andere woorden: de gemiddelde verblijftijd μ berekend uit het C-diagram is gelijk aan de gemiddelde verblijftijd τ berekend uit de verhouding van apparaat-volume en doorstroomdebiet. (Aangezien de exacte bewijsvoering hiervan te ver zou voeren, zal deze hier niet worden gegeven.) (Voor enige voorbeelden van C-diagrammen wordt verwezen naar de afb. 4a en 5a.)

2.2.2. Het F-diagram

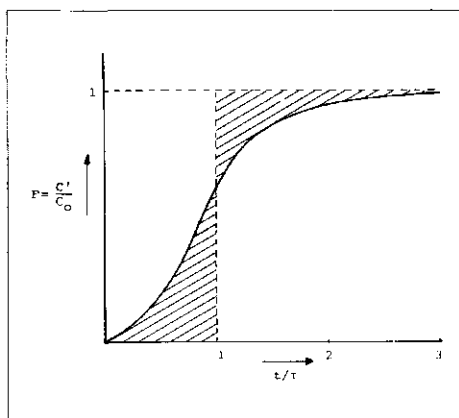
Indien men op het tijdstip $t = 0$ de invoerkoncentratie van nul plotseling op een eindige maar konstante waarde C_0 brengt, een zogenaamde stapfunctie, dan krijgt men door het uitzetten van de afvoerkoncentratie C' gedeeld door de invoerkoncentratie C_0 tegen de verhouding t/τ , het door Danckwerts zogenaamde F-diagram.

Men kan zich voorstellen dat een stapfunctie als input kan worden opgevat van een voortdurende reeks van δ -injecties gedurende een zeer korte tijd Δt . De respons op een stapfunctie, het F-diagram kan dan ook worden opgevat als de superpositie van alle C-diagrammen die het gevolg zijn van deze achtereenvolgende doseringen van een hoeveelheid merkstof δ gedurende de tijdsintervallen Δt .

Men duidt het F-diagram om deze reden dan ook wel aan met de naam kumulatieve verblijftijdsverdeling. Deze superpositie wordt weergegeven door het volgende verband tussen het F- en het C-diagram:

$$F = \frac{C'}{C_0} = \int_0^{t/\tau} \frac{VC}{\delta} d(t/\tau)$$

Afb. 3 - F-Diagram.



(Voor het exacte bewijs hiervan wordt verwezen naar de eerder geciteerde publikatie van Danckwerts.)

In afb. 3 is een voorbeeld van een mogelijk F-diagram weergegeven.

Een korrekt gemeten F-diagram dient aan de volgende eisen te voldoen:

1. De maximale waarde van de functie bedraagt 1. Deze waarde wordt uiteindelijk door ieder denkbaar procesapparaat na een meer of minder lange tijd bereikt. Deze konklusie ligt eigenlijk voor de hand en betekent niet anders dan dat na verloop van tijd de concentratie van de merkstof in de afvoer gelijk wordt aan die in de toevoer.

2. De functie is monotoon - niet dalend. Dit wil zeggen dat de funktiewaarde op een bepaald tijdstip altijd groter of hoogstens gelijk is aan die op een eerder tijdstip. Hoewel deze konklusie met enig fysisch inzicht wel is aan te voelen, volgt zij ook meteen uit het verband tussen het F- en het C-diagram, indien men bedenkt dat $\frac{VC}{\delta} \geq 0$.

3. Het oppervlak tussen de F-curve en de lijn $F = 1$ is steeds gelijk 1. Dit kunnen we als volgt inzien.

Gedurende de tijd Δt wordt aan het apparaat een hoeveelheid merkstof $QC_0\Delta t$ toegevoerd. In dit zelfde tijdsinterval wordt afgevoerd een hoeveelheid $QC'\Delta t$. Derhalve bedraagt de accumulatie in het apparaat gedurende dit tijdsinterval $Q(C_0 - C')\Delta t$.

Voor de maximale accumulatie, die uiteraard VC_0 bedraagt, volgt hiermee:

$$VC_0 = \int_0^{\infty} Q(C_0 - C') dt$$

Voor het bedoelde oppervlak volgt verder:

$$\int_0^{\infty} \left(1 - \frac{C'}{C_0}\right) dt = \frac{1}{C_0} \int_0^{\infty} (C_0 - C') dt$$

$$= \frac{VC_0}{Q} \int_0^{\infty} (C_0 - C') dt = 1$$

4. De gearceerde oppervlakten in afb. 3 zijn aan elkaar gelijk. (Het is eenvoudig na te gaan, dat dit een direct gevolg is van bovenstaande bewering 3.)

2.3. Toepassingen

In het navolgende zal een en ander aan de hand van een tweetal geïdealiseerde stromingstypen behandeld worden. Het zal echter duidelijk zijn, dat er tussen deze twee geïdealiseerde typen, de propstomer en de

ideale menger, talloze andere mengtoestanden zijn.

2.3.1. De propstomer (plugflow of pistonflow)

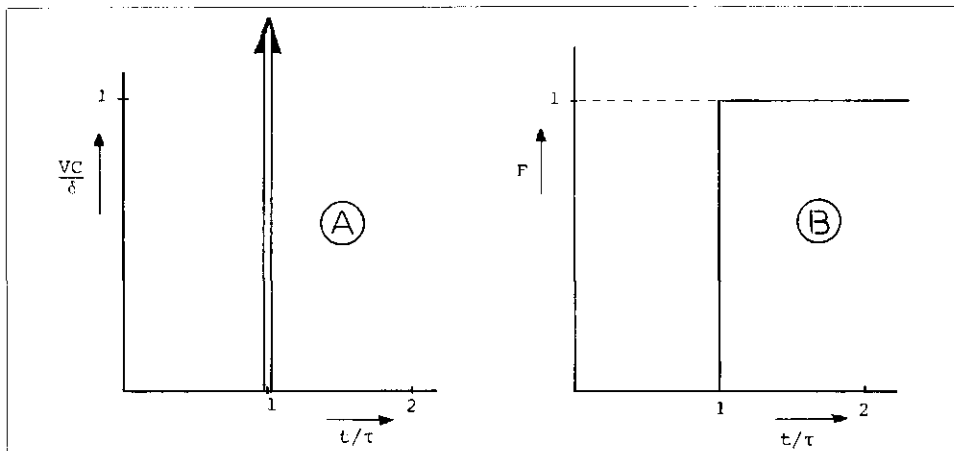
Hieronder verstaat men een apparaat, waarbij aan één uiteinde de toevoer plaatsvindt en aan het andere uiteinde de afvoer en wel zodanig dat alle vloeistof (of gas) elementjes een even lange tijd in het apparaat verblijven. In het geval van ideale propstroming vindt derhalve geen enkele menging in axiale richting plaats. Het fluidum stroomt als het ware met een eenparige en uniforme snelheid als een prop door het apparaat. Dit betekent dat na het geven van een δ -injectie in de toevoer, de merkstof na enige tijd, in dit geval de verblijftijd, weer op precies dezelfde wijze het apparaat verlaat (afb. 4). Dit wil zeggen, dat op het tijdstip $t/\tau = 1$ de uitgangskoncentratie naar oneindig schiet (bekend hoe de definitie van δ funktie luidt) om meteen daarna weer tot nul te dalen.

Ook met de stapfunctie als input zal de merkstof na de verblijftijd τ weer onvervormd uit het apparaat komen (afb. 4b). Zoals vermeld, is propstroming een geïdealiseerd type stroming, dat in werkelijkheid slechts meer of minder goed benaderd kan worden. Op het gebied der afvalwaterreïnging wordt propstroming benaderd in een oxidatiesloot tijdens een éénmalige rondgang van de vloeistof. In een (niet geroerd) aeratiebassin beweegt de gasfase, indien er geen al te grote spreiding in bel-diameter is, zich min of meer in propstroom door de vloeistoffase.

2.3.2. De ideale menger (Continuous Stirred Tank Reactor; CSTR)

Hieronder verstaat men een procesapparaat waarin de menging zo hevig en intensief is, dat de toevoer aan het apparaat onmiddellijk met de gehele inhoud wordt opgemengd. Dit betekent derhalve dat de concentraties in het apparaat op iedere plaats gelijk zijn en dus ook gelijk aan de concentratie in de uitlaatstroom.

Meteen na het geven van een δ -infectie in de toevoer wordt in een dergelijk apparaat de merkstof dus onmiddellijk opgemengd, zodat de uitgangskoncentratie direkt haar maximale waarde bereikt. Door het verdunningseffekt van de toevoer zal de uitgangskoncentratie vervolgens dalen, waarmee het verloop van het in afb. 5a geschetste C-diagram kwalitatief verklaard is. Om dit verloop exact te berekenen, gaan we als volgt te werk. Een massabalans over de merkstof op een tijdstip $t > 0$ leert, dat de verandering van de hoeveelheid merkstof in het apparaat per tijdseenheid gelijk is aan de hoeveelheid merkstof die per tijdseenheid



Afb. 4 - Het C- en F-diagram van een propstomer.

wordt afgevoerd, aangezien er op een tijdstip $t > 0$ geen tracer meer aan het apparaat wordt toegevoerd:

$$-V \frac{dC}{dt} = QC$$

Met substitutie van $\frac{V}{Q} = \tau$ volgt:

$$-\frac{dC}{dt/\tau} = C$$

De randvoorwaarde luidt:

$$t = 0, C = C_0 = \frac{\delta}{V}$$

De oplossing van deze differentiaalvergelijking, die het verloop van de concentratie in het apparaat en dus ook in de uitlaat beschrijft, luidt:

$$\frac{VC}{\delta} = e^{-t/\tau}$$

De spreiding in de verblijftijd van een ideale menger blijkt gelijk te zijn aan de gemiddelde verblijftijd τ . Voor de spreiding σ betrokken op de dimensieloze tijd t/τ volgt immers:

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} \left(\frac{t}{\tau} - \mu\right)^2 e^{-\frac{t}{\tau}} \frac{t}{\tau} d\left(\frac{t}{\tau}\right) = \int_0^{\infty} \left(\frac{t}{\tau} - 1\right)^2 e^{-\frac{t}{\tau}} \frac{t}{\tau} d\frac{t}{\tau} = 1$$

Voor de berekening van het F-diagram levert een massabalans na het geven van een stapfunctie:

$$Q(C_0 - C) = V \frac{dC}{dt} \text{ of}$$

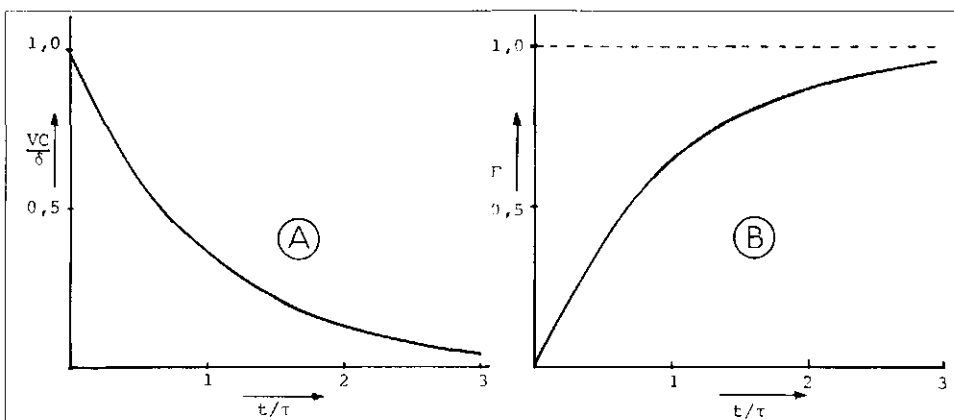
$$\frac{dC}{dt/\tau} = (C_0 - C)$$

Bij het opstellen van de beginvoorwaarde dienen wij te bedenken, dat als gevolg van de stapfunctie de concentratie in de toevoer een eindige waarde (C_0) heeft. Dit betekent dat de beginkoncentratie in het apparaat na opmenging van de merkstof bij een waarde nul begint: $t = 0 \quad C = 0$

De oplossing luidt (zie afb. 5b):

$$\frac{C}{C_0} = 1 - e^{-t/\tau}$$

Afb. 5 - Het C- en F-diagram van een ideale menger.



Zoals in 3.2. nader toegelicht zal worden, wordt een ideale menger goed benaderd door een aeratiebassin met (lengte)/(diepte)/(breedte) verhouding van de orde 1, waarin beluchting plaats vindt met behulp van een puntbeluchter.

3. De mengtoestand in aeratiebassins

3.1. Inleiding

Men kan het aeratiebassin beschouwen als een procesapparaat waarin zich een biologische reactie voltrekt door het toevoeren van een aantal componenten. Het zal duidelijk zijn, dat deze reaktanten zijn: het in de vloeibare waterfase gedispergeerde actieve slib, het in dezelfde fase opgeloste substraat en de luchtzuurstof. Het proces dat zich voltrekt is daarmee in feite een heterogeen drie-fasen reaktiesysteem: een vaste fase (het actieve slib), een vloeibare fase (het opgeloste substraat) en een gasvormige fase (de luchtzuurstof). Doordat echter het slib min of meer homogeen gedispergeerd in de vorm van kleine vlokjes ($\pm 200 \mu$) aanwezig is en de consumptie van zuurstof in de regel slechts plaats vindt via de waterfase [10], kan dit systeem echter als een homogeen één fase reaktiesysteem beschouwd worden. Nu wordt in het algemeen de konversiesnelheid in een kontinu doorstroomd systeem bepaald door:

- de reaktiesnelheid, die veelal afhankelijk is van de bij de reactie betrokken componenten;
- de verblijftijdsverdeling;
- de wijze waarop de verblijftijdsverdeling tot stand komt.

Zoals reeds in 2. is vermeld, kan een bepaalde verblijftijdsverdeling op verschillende wijzen gerealiseerd worden. Bewezen kan worden, dat slechts voor zogenaamde nulde en eerste orde reacties het niet van belang is op welke wijze een verblijftijdsverdeling tot stand komt. (Hiervoor wordt o.a. verwezen naar Kramers en Westertep [11]. Voor ieder ander reaktietype, en daartoe behoort dus ook de biologische oxidatie, die in de regel beschreven wordt volgens het Monodmodel, is derhalve kennis omtrent de mengtoestand noodzakelijk.

In 2. is verder reeds kwalitatief berekend, dat naarmate de verblijftijdsverdeling groter is, in het algemeen de werking van een aeratiebassin nadeliger beïnvloed wordt. Toch kunnen er in de biologische behandeling van een afvalwater factoren zijn, die een goede axiale opmenging (d.w.z. in de lengterichting van het bassin) en daarmee een grote verblijftijdsverdeling, noodzakelijk maken. Veelal zijn deze factoren terug te brengen tot het opvangen en

egaliseren van gif- en/of stootbelastingen.

3.2. De invloed van de vorm van het bassin

In een aeratiebassin wordt de mengtoestand — en daarmee de verblijftijdsverdeling — voornamelijk door twee factoren bepaald:

- de vorm van het bassin;
- de wijze en intensiteit van de beluchting.

Voor wat de vorm betreft zou men een onderscheid kunnen maken in de typen met een grote (lengte)/(diepte, breedte) verhouding (o.a. het Inka en Brandol systeem, verschillende typen borstelbeluchters etc.) en die waarbij deze verhouding van de orde één is. Voor wat de wijze van luchtinbreng betreft — die overigens meestal aan de vorm van het bassin is gekoppeld — is het met betrekking tot de mengtoestand belangrijk of de beluchting geschiedt door middel van een enkelvoudige puntbeluchter (o.a. de Simplex aerator, afb. 6) of dat aeratie plaats vindt over de volle lengte van het bassin.

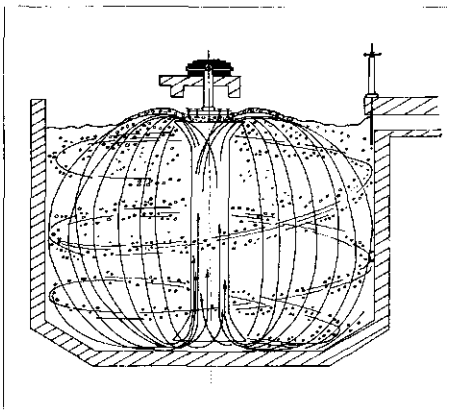
Wat de enkelvoudige puntbeluchters betreft, waarvan de bassins meestal een (lengte)/(breedte)/(diepte) verhouding van de orde één hebben, kan gesteld worden, dat het menggedrag dat van een ideale menger zeer dicht zal benaderen. Dit als gevolg van de optredende turbulente circulatiestroming met circulatietijden die klein zijn ten opzichte van de gemiddelde verblijftijd in het bassin.

Aan een tweetal typen aeratiebassins met een grote (lengte)/(diepte, breedte) verhouding is door ons onderzoek verricht bij de rioolwaterreinigingsinstallatie te Eindhoven, ressorterend onder het waterschap 'Het Stroomgebied van de Dommel'.

3.3. Meetmethode

Voor de vorm en afmetingen van beide onderzochte typen, het Inka systeem en een borstelbeluchter, wordt verwezen naar afb. 7. Beide bassins bestaan uit twee in serie geschakelde secties, waarbij de toevoer

Afb. 6 - Simplex aerator.



van het afvalwater aan de eerste sectie volgens het step-loading proces plaats vindt. Bij het Inka systeem bedraagt het volume van iedere sectie 325 m³, de normaal toegepaste bedrijfsdebieten voor beide systemen zijn ca. 260 m³ afvalwater en ca. 200 m³ gerecirculeerd actief slib per uur.

De beluchting bij het Inka systeem geschiedt ca. 85 cm onder het wateroppervlak door middel van een luchtdispergering uit roosters; per sectie zijn 24 beluchtingspijpen en roosters op regelmatige afstanden aangebracht. Het normaal toegepaste luchtdebiet bedraagt per sectie ca. 10.000 m³/uur. Bij het Kessener systeem geschiedt de beluchting met behulp van roterende borstels (8 per sectie) die ieder een lengte van 2,5 m en een diameter van 50 cm hebben; de indompeldiepte van een borstel bedraagt normaal 11 cm, het toerental is 90/min. Ten einde moeilijkheden als gevolg van de gespreide toevoer te voorkomen zijn de metingen telkenmale in de laatste sectie van ieder systeem verricht; zij bestonden uit het geven van een pulsinjectie van een tracer in het bassin en het detecteren van de concentratie van deze tracer als functie van de tijd op verschillende afstanden, zowel stroomopwaarts als stroomafwaarts van de plaats van injectie. Een pulsinjectie — toegediend vanuit een om een horizontale as draaibaar vat — bestond uit een hoeveelheid water van ca. 150 l waarin 50 kg keukenzout was opgelost; de injectietijd duurde ca. 3s. Detectie van de tracer geschiedde door het meten van de elektrische geleidbaarheid.

Het grote voordeel van deze methode is dat de metingen verricht kunnen worden aan bassins die normaal in bedrijf zijn, aangezien geen invloed door de aanwezigheid van slib (bijv. adsorptie van de tracer) op de metingen geconstateerd kon worden. Gedurende de meettijd (ca. 70 min) werd bovendien nagegaan of de geleidbaarheid van het toegevoerde afvalwater constant bleef.

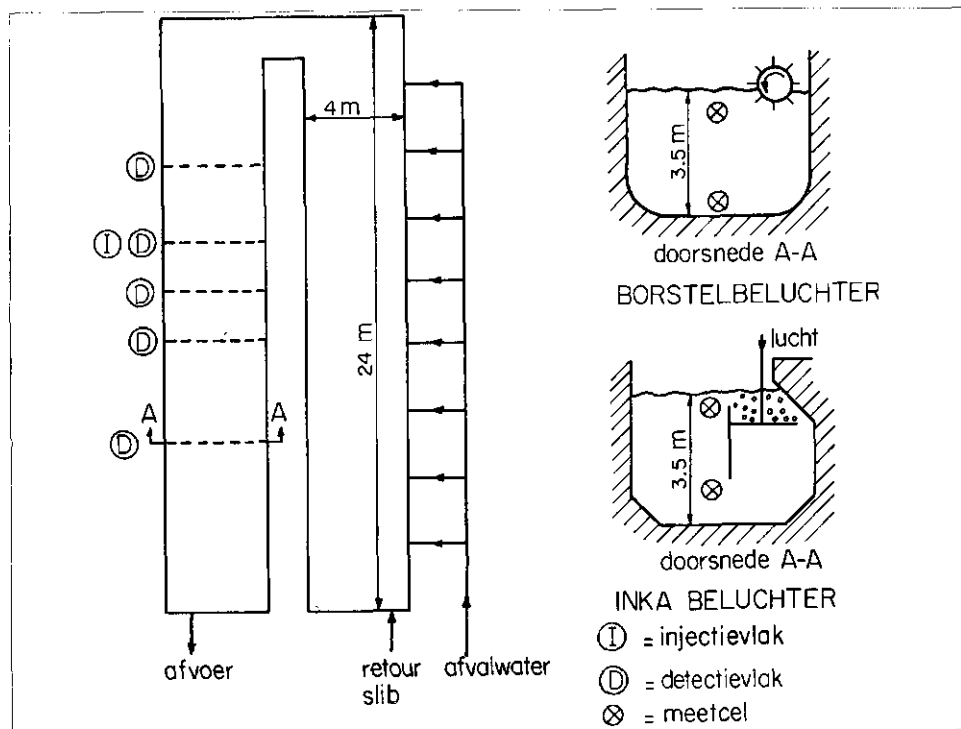
De experimenten werden verricht bij verschillende superficiële doorstromsnelheden, variërend van nul tot enige cm/s.

3.4. Meetresultaten

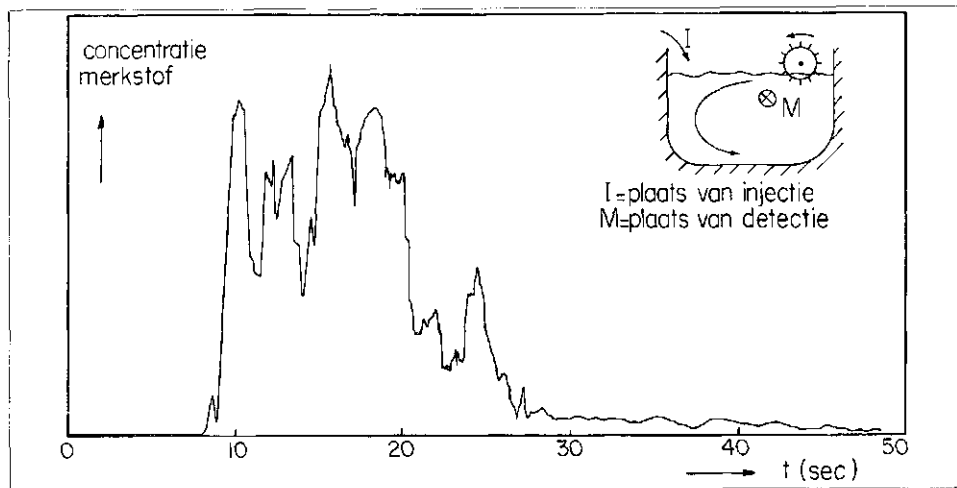
3.4.1. De radiale opmenging

Tengevolge van de draaiende borstels, c.q. het meesleurende effect van de opstijgende luchtballen, treedt in beide beluchtingssystemen een aanzienlijke radiale circulatiestroming op. Teneinde de radiale opmenging in een dwarsdoorsnede te bestuderen vond ook detectie van de tracerconcentratie plaats in het vlak van injectie. Afb. 8 toont deze detectie voor de borstelbeluchter.

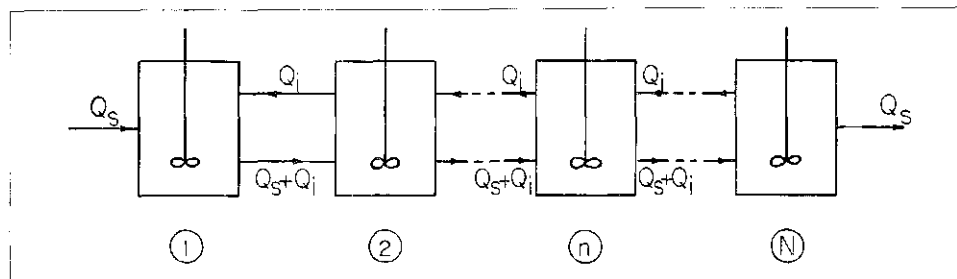
Indien er één overheersende radiale circulatiestroming aanwezig zou zijn, zou



Afb. 7 - Inka- en borstelbeluchter.



Afb. 8 - Radiale opmenging in de borstelbeluchter.



Afb. 9 - Het stagewise backflow model.

dit in afb. 8 tot uitdrukking moeten komen door een equidistante ligging van de optredende maxima. Dit blijkt niet het geval te zijn: de oorzaak hiervan is waarschijnlijk de aanwezigheid van een of meer secundaire

radiale circulaties. De belangrijkste conclusie die overigens uit deze afbeelding kan worden getrokken is wel de zeer korte radiale opmengtijd (ca. 30 s) ten aanzien van de axiale opmengtijd (per sectie ca. 6 h).

Dit betekent, dat in iedere dwarsdoorsnede van het bassin een uniforme concentratieverdeling verwacht mag worden, hetgeen geverifieerd werd door het meten op een aantal plaatsen in ieder detectievlak. Hierbij bleken inderdaad de verschillende in één dwarsdoorsnede geplaatste cellen eenzelfde respons te geven.

3.4.2. De axiale opmenging

Aangezien een aanzienlijke terugmenging gemeten werd, dat wil zeggen tegen de stromingsrichting in, zou men in principe de gemeten verblijftijdverdelingen kunnen vergelijken met een tweetal theoretische modellen, die terugmenging toestaan, nl.:

- de propstroming met axiale menging of het zogenaamde 'continuous backflow model' [4, 6, 7];
- een serieschakeling van ideale mixers met uitwisseling (of recirculatie) tussen iedere twee opeenvolgende mixers, het zogenaamde 'stagewise backflow model' [5, 8, 9].

Hoewel beide mengmodellen elkaar benaderen (App. I), bleek het stagewise backflow model de beste beschrijving te geven van de meetresultaten. In dit model, schematisch weergegeven in afb. 9, wordt uitgegaan van een constante 'netto' doorstroming Q_s en een constant inwendig recirculatie-debiet Q_i in een serieschakeling van N ideale mixers met gelijk volume V_m . Een stofbalans over de tracer in menging n levert:

$$V_m \frac{dC_n}{dt} = (Q_s + Q_i) C_{n-1} - (Q_s + 2Q_i) C_n + Q_i C_{n+1}$$

ofwel met $\frac{Q_i}{Q_s} = \beta =$ interne recirculatieverhouding

$$\frac{dC_n}{d(t/\tau_m)} = (1 + \beta) C_{n-1} - (1 + 2\beta) C_n + \beta C_{n+1}$$

voor $2 \leq n \leq N-1$

Voor de eerste en laatste menging luiden de differentiaalvergelijkingen respectievelijk:

$$\frac{dC_1}{d(t/\tau_m)} = \beta C_2 - (1 + \beta) C_1$$

$$\frac{dC_N}{d(t/\tau_m)} = (1 + \beta) (C_{N-1} - C_N)$$

De bijbehorende beginvoorwaarde van deze serie simultane differentiaalvergelijkingen wordt bepaald door het type en de plaats van de tracerinjectie.

Met een δ -functie (pulsinjectie) als input in menging j luidt de beginvoorwaarde:

$$t = 0; C_j = \frac{V_m}{\delta}; C_n = 0 \quad (n \neq j)$$

In bovenstaande vergelijkingen is de terugmenging in de kaskade beschreven met een konvektieve term. Uiteraard hangt deze beschrijving af van de wijze waarop deze terugmenging tot stand komt. Indien de uitwisseling tussen de mengkamers als een soort overdracht beschouwd kan worden (zie 3.4.3) is het, fysisch gezien, juist de terugmenging met een uitwisselingscoëfficiënt te beschrijven.

De mathematische vergelijkingen blijven daardoor overigens ongewijzigd. In dit geval wordt de interne recirkulatieverhouding β gedefinieerd als:

$$\beta = \frac{kA}{Q_s}$$

In 3.3 is aangegeven dat experimenten verricht zijn bij superficiële doorstromsnelheden variërend van nul tot enige cm/sec. Het zal duidelijk zijn dat zonder doorstroming bovenstaande vergelijkingen zich in zoverre wijzigen dat dan $Q_s = 0$. De verwerking der meetresultaten heeft plaatsgevonden op een PACE analoge computer type 231 R, aangezien een analytische oplossing van de gegeven differentiaalvergelijkingen niet mogelijk is. In de afb. 10 en 11 zijn een tweetal voorbeelden gegeven van de meetresultaten voor het Inka beluchtingssysteem.

(De getrokken kurven geven het theoretisch verloop van de tracerconcentratie weer.)

In afb. 10 is de dimensieloze tracerconcentratie $\frac{C_n}{C_e}$ weergegeven als functie van de

dimensieloze tijd $t \frac{kA}{V_m}$.

Hierin is:

C_n = de gemeten tracerconcentratie in mengern n ten tijde t .

C_e = de tracerconcentratie na totale opmenging.

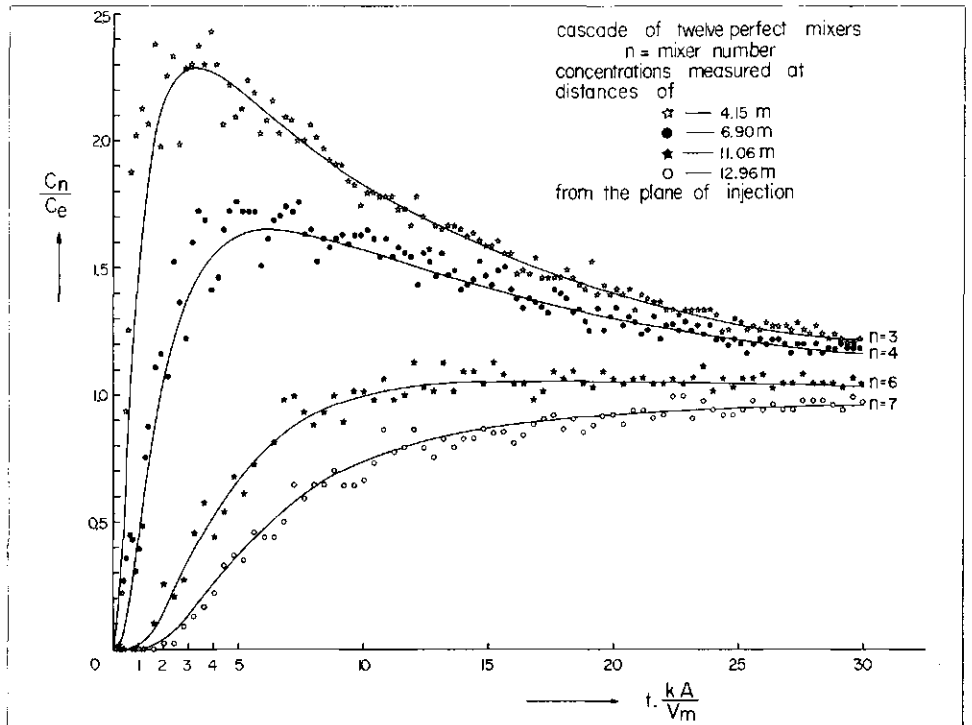
Afb. 11 toont de meetresultaten voor het doorstroomde bassin bij een waarde

$$\beta = \frac{Q_i}{Q_s} = 2,23.$$

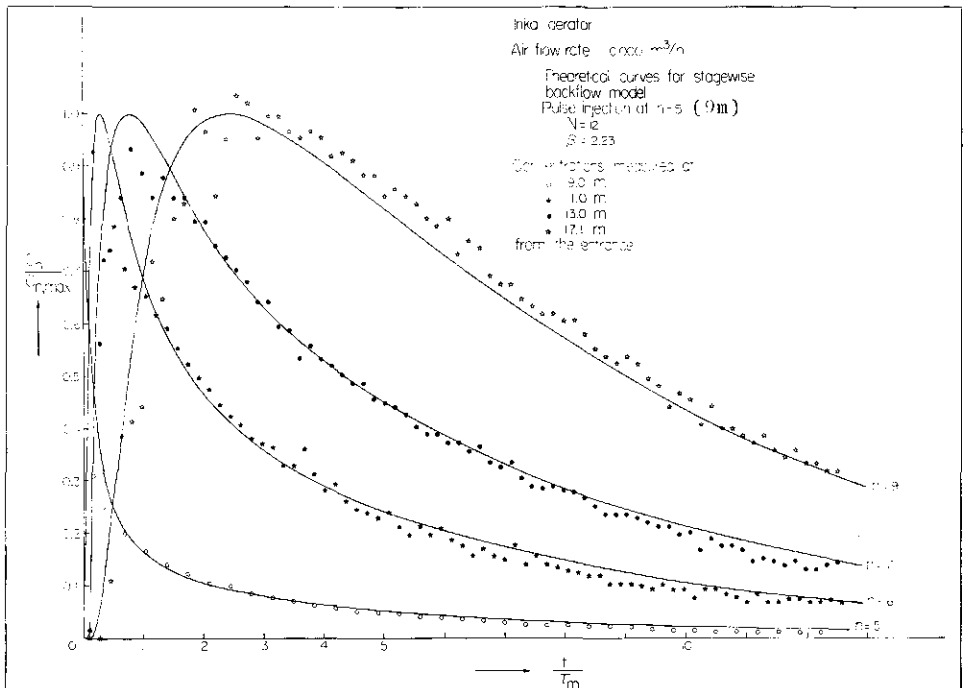
Uit deze afbeeldingen blijkt duidelijk de overeenstemming tussen de gemeten responsen en die volgens het gemeten model.

Voor een volledig overzicht van de meetresultaten wordt verwezen naar een eerdere publikatie [12]. Hier zal verder volstaan worden met het vermelden van een samenvatting van de gemeten parameterwaarden. Volledigheidshalve zij er op gewezen, dat

	N aantal mixers in kaskade	Q_i (m ³ /uur) inwendig recirkulatie-debiet
Inka-systeem	12	650
Borstelbeluchter	8 à 9	550



Afb. 10 - De axiale opmenging in het niet-doorstromende Inka-aëratiebassin.

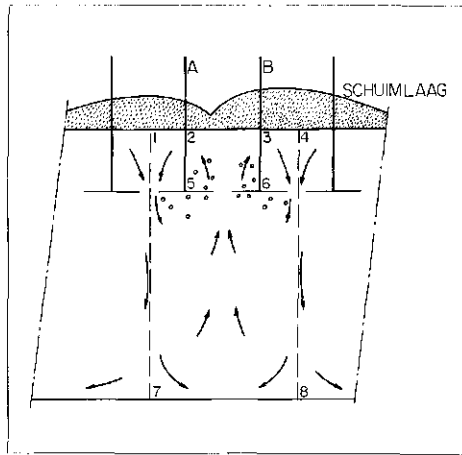


Afb. 11 - Verblijftijdsverdelingen in het Inka-aëratiebassin voor verschillende detektie-afstanden. Netto-doorstroomdebiet $Q_s = 282 \text{ m}^3/\text{h}$.

in afwijking van het behandelde in 2.2. het C-diagram niet volgens de daar aangegeven wijze bepaald is door te meten in de afvoer. Enerzijds vindt dit zijn oorzaak in het feit dat ook in niet-doorstroomde bassins gemeten is en anderzijds omdat door het meten in het bassin zelf tevens informatie over de optredende mengtoestand verkregen wordt.

3.4.3. Het mengmechanisme
Hoewel met modelproeven het mengmechanisme en schaalvergrotingsregels thans binnen onze groep nog bestudeerd worden, zijn er sterke aanwijzingen, dat het mengmechanisme tot stand komt op een wijze zoals schematisch is weergegeven in afb. 12. Deze figuur toont een langsdoorsnede door het Inka bassin op de plaats waar zich de

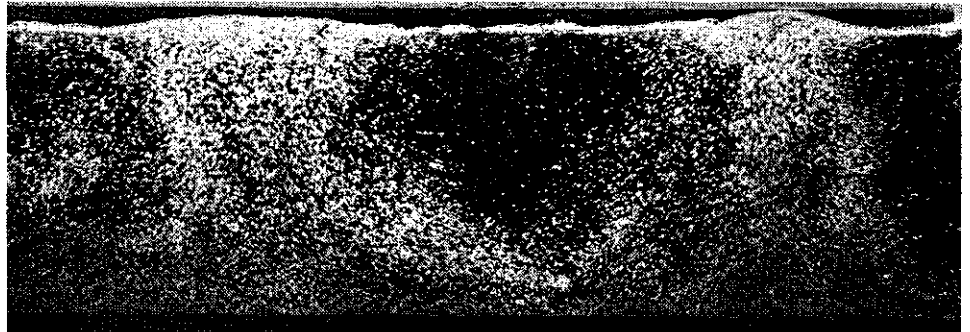
beluchtungs pijpen met roosters bevinden. In de zone 2 - 3 - 5 - 6 wordt door de opstijgende luchtballen een hoog-turbulente opwaartse vloeistofstroming in stand gehouden, die gekompenseerd wordt door een neerwaartse stroming ter weerszijden van de beluchtungs pijpen A en B en een cirkulatiestroom loodrecht op het vlak van tekening. Aangezien de gemeten cirkulatiesnelheid (ca. 50 cm/sec) vele malen groter is dan de normale superficiële doorstroomsnelheid (ca. 1 cm/sec) zal de ruimte 1 - 4 - 8 - 7 zich min of meer als een ideale menger gedragen, waarbij aan de eindvlakken 1 - 7 en 4 - 8 een uitwisseling met de naastliggende mengkamer zal plaatsvinden. Een indicatie voor de juistheid van dit mechanisme vormde de enige jaren geleden meestal aanwezige schuimlaag op het wateroppervlak, die volgens dit cirkulatiepatroon een vorm zou moeten aannemen als geschetst in afb. 12. Dat deze schuimgolven inderdaad optreden wordt getoond in afb. 13 voor het Inka-systeem. Op een geheel analoge wijze komt ook het mengmechanisme bij de borstelbeluchter tot stand. Afb. 14 tenslotte toont in versterkte mate het optreden van de hierboven geschetste 'bellenstraten' in een schaalmodel 1 : 10.



Afb. 12 - Mengmechanisme.



Afb. 13 - Schuimgolven in het Inka bassin.



Afb. 14 - Bellenstraten in een schaalmodel 1 : 10.

Opmerking

Deze inleiding vormde reeds eerder het thema van een voordracht, gehouden voor de Afdeling voor Chemische Techniek van het KIVI met de Sectie voor Chemische Technologie van de KNCV in 1970 te Maastricht en werd deels reeds gepubliceerd in de Ingenieur [12].

Symbolenlijst

- A oppervlakte dwarsdoorsnede (m²)
- C tracerconcentratie (kg/m³)
- C₀ ingangskentratie (kg/m³)
- C₁ effluentkentratie (kg/m³)
- E axiale mengkoefficiënt (m²/sec)
- F = $\frac{C'}{C_0}$ kumulatief verblijftijdsverdelingdiagram
- i indexnummer mengkamer
- k = $\frac{Q_i}{A}$ uitwisselingskoefficiënt (m/sec)
- L lengte procesapparaat (m)
- N totaal aantal mengers in serie of kaskade
- Pe = $\frac{UoL}{E}$ kengetal van Péclet
- Q volumedebiet (m³/sec)
- Q_i inwendig recirkulatie-debiet (m³/sec)
- Q_s netto doorstroomdebiet (m³/sec)
- t tijd (uur, sec)
- U₀ superficiële doorstroomsnelheid (m/sec)
- V volume procesapparaat (m³)
- V_m volume per mengkamer (m³)
- $\beta = \frac{Q_i}{Q_s}$ dimensieloze recirkulatieverhouding

- δ geïnjecteerde hoeveelheid tracer (kg)
- $\tau = \frac{V}{Q}$ gemiddelde verblijftijd (uur, sec)
- τ_m gemiddelde verblijftijd per mengkamer (uur, sec)

Appendix I

In 3.4.2. is aangegeven, dat het 'continuus' en het 'stagewise backflow model' elkaar benaderen.

Hoewel een analytische oplossing voor beide modellen niet mogelijk is, blijkt wel een uitdrukking voor de variatiekoefficiënt te kunnen worden afgeleid. Met een δ -functie op de eerste menger, luidt deze uitdrukking voor het stagewise backflow model [5, 13, 14]:

$$\left(\frac{\sigma}{\mu}\right)^2 = \frac{N(1-\gamma^2) - 2\gamma(1-\gamma N)}{N^2(1-\gamma)^2}$$

waarin $\gamma = \frac{Q_i}{Q_i + Q_s} = \frac{\beta}{1 + \beta}$

Voor het continue mengmodel (prop-stroming met axiale menging) is door Van der Laan [4] afgeleid:

$$\left(\frac{\sigma}{\mu}\right)^2 = \frac{2}{Pe^2} (Pe - 1 + e^{-Pe})$$

waarin Pe = kengetal van Péclet = $\frac{UoL}{E}$

Voor voldoende grote waarden van N en Pe naderen beide variatiekoefficiënten respectievelijk tot:

$$\left(\frac{\sigma}{\mu}\right)^2 = \frac{1 + \gamma}{N(1 - \gamma)} \text{ en } \left(\frac{\sigma}{\mu}\right)^2 = \frac{2}{Pe}$$

Indien de modellen ekwivalent gesteld worden bij gelijke variatiekoefficiënt volgt hiermee:

$$Pe = \frac{2N}{1 + 2\beta}$$

Voorbeeld

Voor het Inka systeem, beschreven in hoofdstuk III, bedraagt het normale bedrijfsdebiet:

$$Q_s = Q_{afvalw.} + Q_{rec. slib} = 260 + 200 = 460 \text{ m}^3/\text{uur}$$

Voor het inwendig recirkulatie-debiet Q_i werd een waarde Q_i = 650 m³/uur gemeten.

Derhalve:

$$\beta = \frac{Q_i}{Q_s} = \frac{650}{460} = 1,41$$

Met een eveneens gemeten waarde N = 12 volgt dan per sectie een waarde voor Péclet:

$$Pe = \frac{2N}{1 + 2\beta} = 6,28$$

Voor de grootte van de axiale meng-
 koëfficiënt E berekent men dan onder
 normale bedrijfscondities een waarde:

$$E = \frac{U_0 L}{Pe} = \frac{Q_s \cdot L}{A \cdot Pe} = \frac{460 \cdot 24}{3600 \cdot 14 \cdot 6,28} =$$

$$0,035 \frac{\text{m}^2}{\text{sec}} = 350 \frac{\text{cm}^2}{\text{sec}}$$

Literatuur

1. Ardern, E.; Lockett, T.; *Experiments on the oxidation of sewage without the aid of filters*;
2. Rietema, K.; *Conversie en Uitwisselingsprocessen*; Kollegediktaat T. H. Eindhoven (1971).
3. Danckwerts, P. V.; *Continuous flow systems*; Chem. Eng. Sc.; 2, 1 (1953).
4. Laan, E. T. van der; *Letters to the Editors (Notes on the diffusion-type model for the longitudinal mixing in flow)*; Chem. Eng. Sc.; 7, 187 (1958).
5. Roemer, M. H.; Durbin, L. H.; *Transient response and moments analysis of backflow cell model for flow systems with longitudinal mixing*; Ind. Eng. Chem. Fund.; 6, 120 (1962).
6. Levenspiel, O.; Smith, W. K.; *Notes on the diffusion-type model for the longitudinal mixing of fluids in flow*; Chem. Eng. Sc.; 6, 227 (1957).
7. Brenner, H.; *The diffusion model of longitudinal mixing in beds of finite length. Numerical values*; Chem. Eng. Sc.; 17, 229 (1962).
8. Mecklenburg, J. C.; Hartland, S.; *Design of reactors with backmixing*; Chem. Eng. Sc.; 23, 57 (1968).
9. Bell, R. L.; Babb, A. L.; *On the extension of the method of moments to a cascade of well-mixed discrete stages with backflow between stages*; Chem. Eng. Sc.; 20, 1001 (1965).
10. Ottengraf, S. P. P.; *Reaktie op: Een valkuil bij OC-bepalingen door Lijklema en Van der Beld*; H₂O, no. 8, 176 (1971).
11. Kramers, H.; Westerterp, K. R.; *Elements of chemical reactor design and operation*;
12. Ottengraf, S. P. P.; *De menging in enige typen aeratie-bassins; de invloed op de conversiegraad*; De Ingenieur, Ch. 39 (1971).
13. Klingenberg, A.; Chem. Eng. Sc.; 5, 283 (1966).
14. Klingenberg, A.; Chem. Eng. Sc.; 23, 175 (1968).

