

MASTER

Deeltjes classificatie in een flotatiecentrifuge

Janssens, T.J.M.

Award date:
1989

[Link to publication](#)

Disclaimer

This document contains a student thesis (bachelor's or master's), as authored by a student at Eindhoven University of Technology. Student theses are made available in the TU/e repository upon obtaining the required degree. The grade received is not published on the document as presented in the repository. The required complexity or quality of research of student theses may vary by program, and the required minimum study period may vary in duration.

General rights

Copyright and moral rights for the publications made accessible in the public portal are retained by the authors and/or other copyright owners and it is a condition of accessing publications that users recognise and abide by the legal requirements associated with these rights.

- Users may download and print one copy of any publication from the public portal for the purpose of private study or research.
- You may not further distribute the material or use it for any profit-making activity or commercial gain

Take down policy

If you believe that this document breaches copyright please contact us providing details, and we will remove access to the work immediately and investigate your claim.

Vrij na 1-10-1991

TU Eindhoven
Chemische Proceskunde

Deeltjes classificatie
in een
Flotatiecentrifuge

augustus 1989
afstudeerverslag van
TJM Janssens

coach : Ir. H.M.G.C. Tils
hoogleraar: Prof. Ir. M. Tels

Samenvatting

Flotatie in centrifugaalvelden is een recent ontwikkelde techniek ter vergroting van de capaciteit van flotatie apparatuur. Centrifugaalflotatie kan worden uitgevoerd in een centrifuge of een cycloon. Sinds 1986 wordt aan de TU Eindhoven onderzoek gedaan naar de mogelijkheden van deze techniek. Daartoe zijn zowel een centrifuge als een cycloon gebouwd.

In het kader van dit onderzoek zijn metingen gedaan met de flotatiecentrifuge. Doel van deze metingen was bestuderen van het effect van het centrifugaalveld op flotatie. Daarnaast is de invloed van deeltjesgrootte, deeltjessoort en type surfactant op het flotatieproces onder deze omstandigheden onderzocht. Hiertoe zijn flotatie experimenten met twee verschillende modelstoffen (aktieve kool en kwarts) en twee surfactants nl een kationische (CTAB) en een anionische (SDBS) gedaan. Vaste stof concentraties (0.01 tot 1 %), gasdebieten en gravitatievelden (1 tot 200 g) zijn gevariëerd.

Centrifugaalvelden hebben grote invloed op de kinetiek van flotatie: de eerste orde kinetiek blijft geldig doch de flotatiesnelheids constante neemt sterk toe. Hierdoor is met centrifugaalflotatie ten opzichte van conventionele flotatie een capaciteitsvergroting tot een factor 10 mogelijk. Door traagheids krachten neemt de flotatiesnelheids constante sneller toe voor stoffen met hoge dichtheid. Het is aldus mogelijk om in centrifugaalflotatie stoffen met verschillende dichtheid met hogere efficiency te scheiden. Het is mogelijk aan de hand van uniaire flotatie experimenten de scheiding van mengsels door middel van centrifugaalflotatie te voorspellen. Dit toont aan dat de stoffen elkaar bij de gebruikte concentraties niet hinderen. Een theoretische beschrijving van de flotatiekinetiek is opgesteld aan de hand van voor gravitatievelden gecorrigeerde flotatietheorieën. Het model heeft een goede evaluerende waarde, maar de voorspellende waarde is gering. Uit de resultaten blijkt verder dat centrifugaalflotatie een slechte deeltjesgrootte scheidingstechniek is: een fractie van de deeltjes wordt afgescheiden, niet de grote noch de kleine.

Inhoudsopgave

Samenvatting	1
1. Inleiding	4
2. Apparatuurbeschrijving	7
2.1 Conventionele flotatieapparatuur	7
2.2 De flotatiecycloon	8
2.3 De flotatiecentrifuge	9
2.4 Verschillen tussen centrifugaal en conventionele flotatie	11
2.5 Verschillen tussen de flotatiecycloon en centrifuge	12
3. Theorie	13
3.1 Flotatie	13
3.1.1. Inleiding	13
3.1.2. Flotatiekinetiek volgens Sutherland	14
3.1.3. Entrainment	21
3.1.4. Het centrifugaalveld	23
3.2. Bellen	24
3.2.1. Diameter van de bellen	24
3.2.2. Stijgsnelheid van de bellen	26
3.3. Schuimvorming	28
3.4. Karakterisering van de scheiding	30
3.4.1. Centrifuge effect	30
3.4.2. Flotatie effect	31
3.4.3. Karakterisering met de Rietema efficiency	32
4. Experimenteel	35
4.1. Modelstoffen	35
4.2. Uitvoering van een experiment	35
4.3. Experimentele onnauwkeurigheid	37

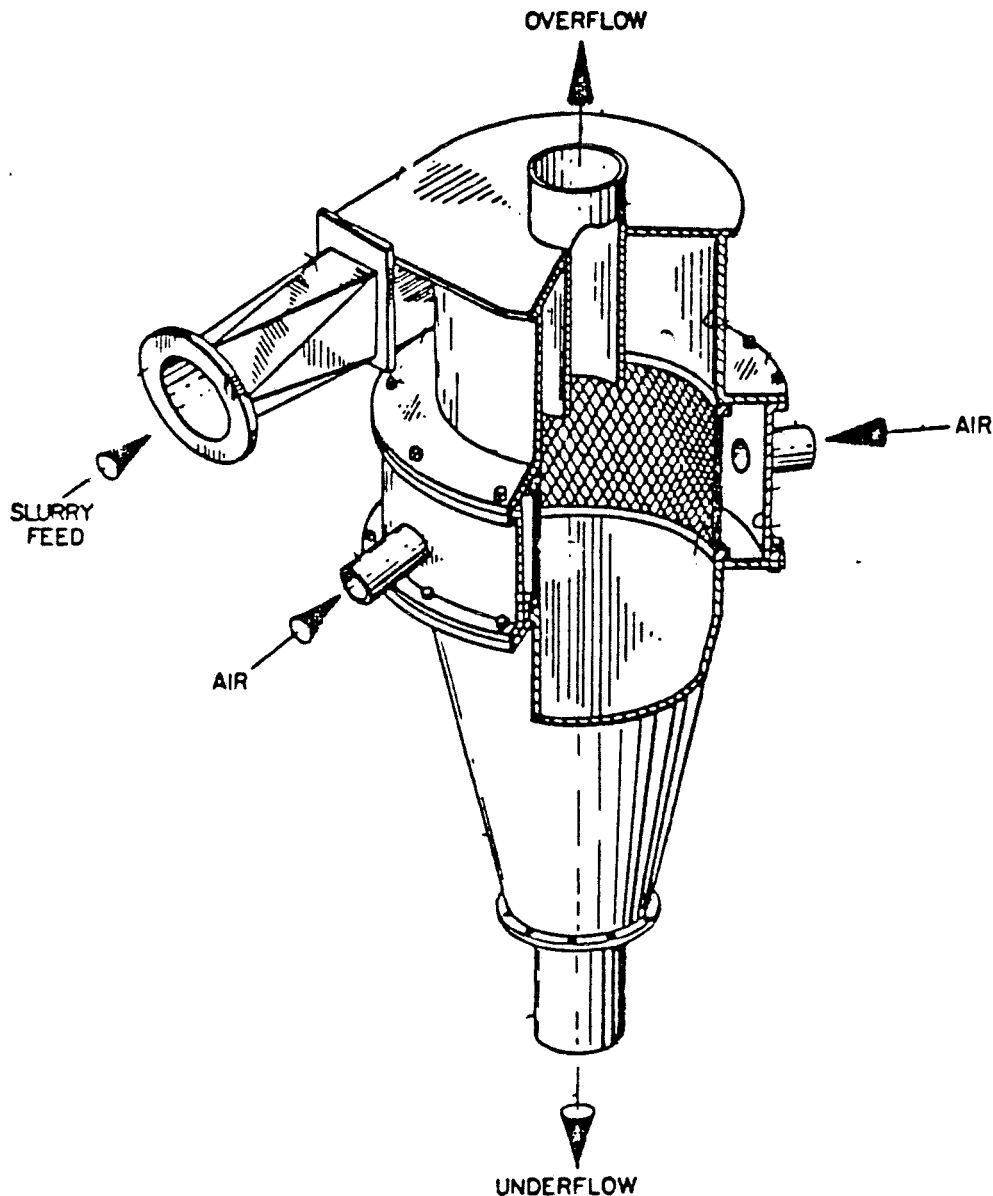
1. Inleiding

Sinds enige jaren bestaat een grote behoefte aan scheidingsapparatuur voor kleine deeltjes (enkele μm). Enerzijds vindt dit zijn oorzaak in de polymeer en keramische industrie waar steeds kleinere deeltjes en beter gedefinieerde deeltjes fracties benodigd zijn. Hierdoor ontstaat betere controle over b.v. de mechanische eigenschappen. Anderzijds bestaat vanuit de milieutechnologie grote aandacht voor het afscheiden van kleine deeltjes. Steeds grotere afvalstromen komen vrij die kleine zeer verontreinigde deeltjes bevatten. Te denken valt aan vliegias, havenslib en verontreinigde klei. Aangezien de verontreinigingen zich voornamelijk aan het oppervlak hechten zal na afscheiding van de kleine deeltjes de afvalstroom voor een groot deel zijn gezuiverd. De kleinste deeltjes bezitten 60 tot 80 % van de totale verontreiniging. Door zo'n scheiding zal het volume van de afvalstromen sterk verminderen wat de kosten drukt en zal de verontreiniging worden geconcentreerd wat zuivering eenvoudiger maakt.

Een techniek die zich goed leent voor het scheiden van deeltjes met verschillende oppervlakte eigenschappen is flotatie. Bij flotatie wordt gebruik gemaakt van de hydrofobie van deeltjes. Door een slurry van deeltjes wordt lucht geblazen. De hydrofobe deeltjes hechten zich aan de luchtbellens en worden meegevoerd naar het oppervlak van de slurry. Door een schuimer toe te voegen ontstaat een schuim. Dit schuim is rijk aan hydrofobe deeltjes en wordt afgeschraapt. Door een surfactant kunnen deeltjes specifiek hydrofiel dan wel hydrofoob worden gemaakt. Deze techniek is wijd verbreid in de mijnbouw.

Heide (1) en Miller (2,3) hebben gewerkt aan vergroting van de capaciteit van flotatieapparatuur. Deze capaciteits verhoging werd bereikt door de flotatie uit te voeren in een centrifugaal veld. Miller ontdekte dat niet alleen een classificerende werking naar aard (zoals gebruikelijk bij conventionele flotatie) maar ook een

classificatie naar grootte (zoals in cyclonen) optrad. Naar aanleiding van de 'Air sprayed hydrocyclone' van Miller werd in 1986 bij de groep Fysische Technologie van de TU Eindhoven een promotie onderzoek gestart. De cycloon van Miller werd gebouwd en enige veranderingen en verbeteringen werden aangebracht. In figuur 1.1 is de air sprayed hydrocyclone van Miller weergegeven. Om opheldering omtrent het scheidingsmechanisme te verkrijgen werd een flotatiecentrifuge gebouwd. In deze centrifuge kunnen gasdebiet, centrifugaalveld, verblijftijd, vloeistofdebiet en vaste stof belasting onafhankelijk van elkaar worden gevarieerd.



Figuur 1.1 De airsprayed Hydrocyclone

Met de cycloon bleek een classificatie naar grootte mogelijk met een karakteristieke diameter van ongeveer 5 μm bij zeer lage recovery percentages (1 a 2%). Met de centrifuge was geen classificatie mogelijk.

Het doel van dit afstudeerwerk is om met de centrifuge flotatie in centrifugaalvelden te bestuderen. In het bijzonder het bestuderen van het effect van deeltjesgrootte, deeltjes soort en surfactant type op het flotatiegedrag. Voorts het bestuderen van de invloed van centrifugaalvelden op de scheidings performance van flotatie processen.

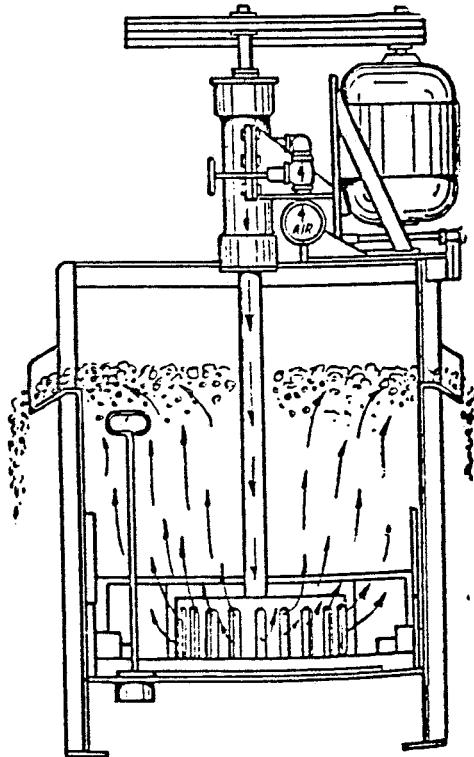
Aan de hand van deze resultaten kunnen ontwerpregels worden opgesteld voor opschalen van centrifugaal flotatie apparatuur. Tevens zal een vergelijk worden gemaakt tussen centrifuge en cycloon.

2 Apparatuur beschrijving

2.1 Conventionele flotatie apparatuur

In de mijnbouw wordt flotatie o.a. toegepast om ganggesteente van erts te scheiden. Het proces wordt over het algemeen semicontinu uitgevoerd in een aantal bakken. Het volume van een flotatiebak is tussen 20 en 40 m³. De beluchting wordt gedaan door middel van een luchtinlaat onder de roerder. Deze roerder zorgt voor dispersie van de luchtbelllen. Boven de bak is een schraper gemonteerd die het schuim verwijdert. De verblijftijd per bak is 4 tot 12 minuten, afhankelijk van de te floteren materialen. In de voeding bevindt zich 20 tot 40 gewichts procent erts (wat gezien de dichtheid van de ertsen neerkomt op ongeveer 6 volume procent).

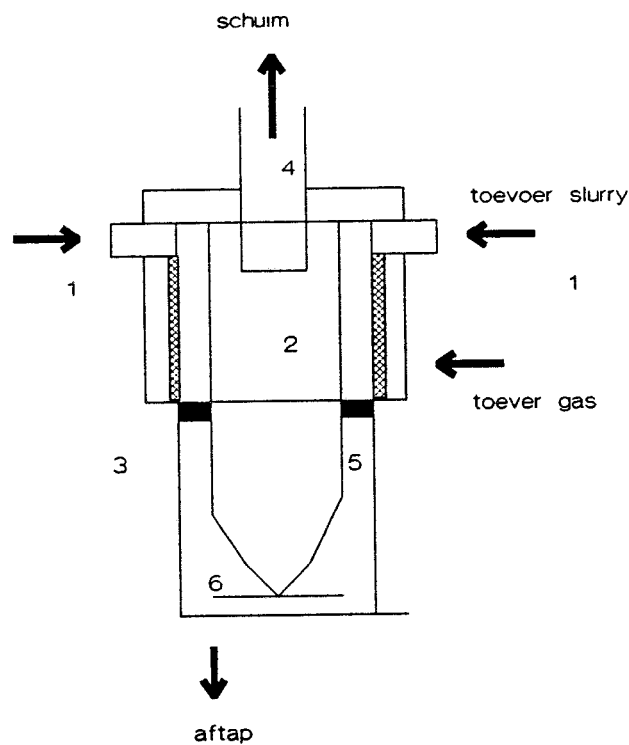
Om centrifugaal flotatie te kunnen vergelijken met conventionele flotatie zijn proeven gedaan met een flotatiebak. De uitvoeringsvorm van de flotatiebak is vergelijkbaar met de in de literatuur genoemde agitair cellen (4). De agitair cel is weergegeven in figuur 2.1. De gebruikte flotatie bak heeft een volume van 10 l.



Figuur 2.1
Agitair flotatiecel

2.2 De flotatiecycloon

Heide (1) was de eerste die flotatie in een cycloon uitvoerde. Miller (2,3) verbeterde later het ontwerp van Heide. De cycloon die op de TU Eindhoven is gebouwd is gebaseerd op de 'Air Sprayed Hydrocyclone' van Miller. Het voornaamste verschil is de verticale overstort die is aangebracht. In figuur 2.2 is de flotatiecycloon afgebeeld.



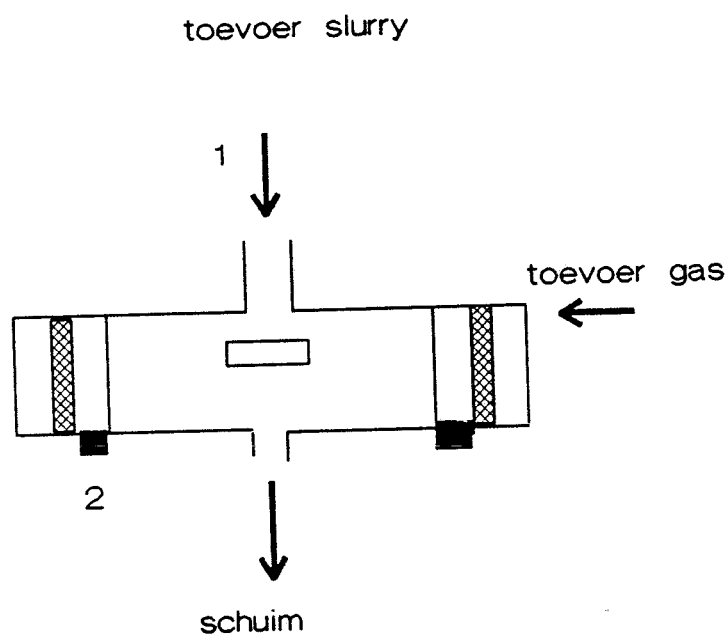
Figuur 2.2 De flotatiecycloon

Aan de top van de cycloon wordt de slurry tangentiëel ingespoten [1]. Na een instroomstuk volgt het deel waarin zich de flotatie afspeelt [2]. De cycloon is daar voorzien van een poreuze wand [3] waardoor de lucht stroomt. Deze wand is gemaakt van roestvrij stalen sinterplaat met poriën met een karakteristieke straal van $10\ \mu\text{m}$. Met de vortexfinder [4] wordt het waterdebiet over de top ingesteld. Dankzij de drempel [5] ontstaat een film van nagenoeg gelijke dikte. Deze drempel heeft tot gevolg dat een roterende waterfilm wordt opgebouwd waarin het flotatie proces kan plaatsvinden. Onder de drempel bevindt zich een uitstroomstuk en de bodemplaat [6]. De bodemplaat voorkomt dat met de bodemstroom

schuim de cycloon verlaat. De topstroom wordt naar een schuimbreker gevoerd waarin het schuim mechanisch wordt afgebroken. Doordat met hoge toevoerdebieten wordt gewerkt worden zowel top als bodemstroom gerecirculeerd naar het voorraadvat. De cycloon kan met luchtdebieten werken van 50 tot 700 l/min en slurrydebieten van 40 tot 100 l/min. Dit resulteert in een krachtenveld tussen 40 en 350 keer de normale gravitatie. Het belangrijkste nadeel van de cycloon is het feit dat toevoer debiet, verblijftijd en krachtenveld direct gekoppeld zijn en dus niet onafhankelijk van elkaar kunnen worden gevarieerd.

2.3 De flotatiecentrifuge

De flotatiecentrifuge is ontwikkeld als modelsysteem voor de cycloon. Het vloeistofdebiet kan onafhankelijk van het krachtenveld worden gevarieerd aangezien het krachtenveld van buiten is opgelegd. De schuimaftap is veel direkter dan bij de cycloon waardoor de reproduceerbaarheid zal toenemen. In figuur 2.3 is de flotatiecentrifuge afgebeeld.



Figuur 2.3 de flotatiecentrifuge

De te behandelen slurry [1] wordt via een draaiende koppeling door de bovenplaat toegevoerd, stroomt daarna naar de wand en vormt een vloeistoffilm. De plaat onder de uitstroom opening zorgt dat de slurry niet meteen via de uitstroom opening aan de onderzijde wegstroomt. De filmdikte kan worden ingesteld door de breedte van de drempel [2] die onder aan de centrifuge is gemonteerd. Door de poreuze wand stroomt de lucht naar binnen. De wand is van het zelfde materiaal gemaakt als de wand van de cycloon. Het schuim stroomt langs de as van de centrifuge naar beneden. De bodem stroom komt via een afvoer in de buitenomhulling terecht en stroomt weg. Doordat de deksel van plexiglas is gemaakt is het mogelijk om met een stroboscoop de schuimvorming te bestuderen. De centrifuge kan worden bedreven tot 1400 omwentelingen per minuut wat resulteert in een krachtenveld van 200 g. Het vloeistof debiet is tot 3.6 l/min en het gas debiet tot 30 l/min.

2.4 Verschillen tussen centrifugaal en conventionele flotatie

Tussen conventionele flotatie en centrifugaal flotatie zijn een aanzienlijk aantal verschillen. Deze zijn voornamelijk terug te voeren op de hydrodynamica. Ze zijn puntsgewijs weergegeven:

- De verblijftijd bij centrifugaalflotatie is veel lager (.5 tot 5 seconden tov 4 tot 12 minuten). De capaciteit neemt enorm toe tov conventionele flotatie.
- De gasbellen zijn veel kleiner in centrifugaal flotatie
- Het schuim type wat in conventionele flotatie wordt gegenereerd is zeer nat. Dit in tegenstelling tot het ver gedraineerde schuim wat in centrifugaal flotatie ontstaat. De structuur is dan ook anders. Door de mechanische afschraping van het schuim bij conventionele flotatie heeft niet zoveel schuim en niet zo'n stabiel schuim te worden geproduceerd. Wat inhoud dat de zeep concentraties lager kunnen zijn. Wat weer gevolgen heeft voor het zeep verbruik.
- De gasbelasting in centrifugaal flotatie kan veel hoger zijn ten gevolge van de centrifugaalvelden.

2.5 Verschillen tussen de flotatiecycloon en de flotatiecentrifuge

Aangezien de flotatiecentrifuge gebruikt gaat worden voor modellering aan het scheidingsmechanisme en aan de cycloon is het van groot belang de verschillen tussen beide te kennen. Hieronder zijn ze puntsgewijs opgesomd:

- In de centrifuge wordt het krachtenveld niet opgewekt door impuls van de vloeistof maar door externe factoren. Dit maakt het krachtenveld onafhankelijk van het vloeistofdebiet.
- Aan de wand van de centrifuge staat de vloeistof stil waardoor geen afschuiving optreed. Dit kan aanleiding geven tot verandering in het mechanisme van de belvorming. Tevens is menggraad in de vloeistoffilm is lager dan in de cycloon.
- De verblijftijd in de centrifuge is een factor 10 hoger dan in de cycloon (5 sec tov 0.5 sec)
- De centrifuge werkt bij een veel hogere gas/vloeistof verhouding dan de cycloon.
- In de centrifuge is de weg die het schuim aflegt korter en daardoor ontstaat minder terugstroming door drainage.
- Bij de centrifuge worden top en bodem stromen niet gerecirculeerd
- De centrifuge bevat veel bewegende delen wat haar minder aantrekkelijk maakt voor praktische toepassingen.

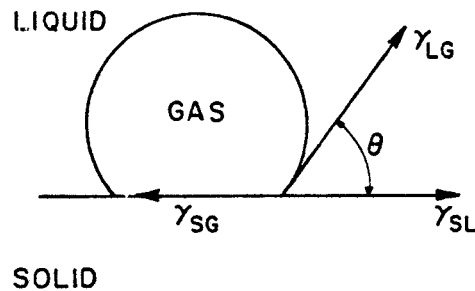
3 Theorie

3.1 Flotatie

3.1.1. Inleiding

Flotatie is een fysische deeltjes scheidingstechniek die afkomstig is uit de mijnbouw. Ze vindt verder toepassing in afvalwaterreiniging en bij terugwinning van kleine deeltjes uit waterige oplossingen. Flotatie is voornamelijk terug te voeren op het feit dat hydrofobe deeltjes gemakkelijk aan de (hydrofobe) luchtbelllen hechten. Door de hechting worden vaste deeltjes met de belllen naar het oppervlak getransporteerd. Dankzij een schuimer in de oplossing gaan de belllen over in schuim en zal het schuim rijk worden aan vaste hydrofobe deeltjes. Hydrofiele deeltjes kunnen door de keuze van een juiste surfactant van een hydrofoob laagje worden voorzien. Deze surfactants bestaan uit lange apolaire ketens met een polaire groep. Die polaire groep hecht zich aan het hydrofiele deeltje, de ketens steken in de vloeistof. De surfactant kan tevens schuimvormer zijn.

De hoek die een deeltje met het lucht-water interface maakt noemen we de contacthoek (θ).



Figuur 3.1 Evenwichts contacthoek bel/deeltje

Bij evenwicht is gegeven volgens Young:

$$\gamma_{sg} - \gamma_{sl} = \gamma_{lg} \cos(\theta) \quad (1)$$

Voor de Gibbsvrije energie die vrijkomt door de hechting geldt volgens Clarke en Wilson (5):

$$\Delta G = -\gamma_{lg} \pi r_p^2 (1-\cos(\theta))^2 \quad (2)$$

Tevens kan dan ook de hechtingskracht van een deeltje worden bepaald. Aangezien energie kracht maal weg is geldt voor de hechtingskracht: $F = \Delta G / r_p$.

Als hechting mogelijk is geldt: $\Delta G > 0$ en $\theta > 0$.

Een deeltje in een turbulente stroming kan slechts blijven hechten als de contacthoek minstens 30° graden is. Dit wordt in de literatuur als vuistregel aangenomen (6).

3.1.2 Flotatie kinetiek volgens Sutherland

Flotatie is een proces dat uit 3 fysische deelprocessen is opgebouwd. Het is een combinatie van botsen (hydrodynamica), drainage van film tussen deeltje en bel (hydrodynamica en colloidchemie) en hechting (colloidchemie). Deze drie processen kunnen worden uitgedrukt in kansen. De kans op flotatie van een deeltje is derhalve het product van de botsingskansen, de film drainage kans en de hechtingskansen. Of in formule vorm:

$$P_f = P_{\text{bots}} \cdot P_{\text{drainage}} \cdot P_{\text{hechting}} \quad (3)$$

De verschillende kansen zullen aan de hand van theoretische beschouwingen worden verduidelijkt en afgeleid.

I de botsingskansen

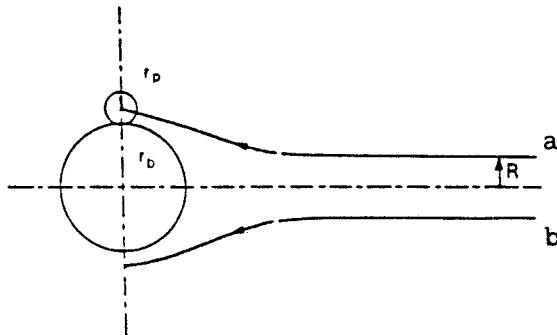
Bij lage deeltjes concentraties is de botsingskans tussen deeltje en bel recht evenredig met de concentratie aan enerzijds deeltjes en anderzijds bellen. Aangezien in de andere kansen geen deeltjes concentratie term meer voorkomt zal de kinetiek dus eerste orde

zijn. (Mits de deeltjes geen hinder van elkaar ondervinden).
 De stroming rondom een bel kan worden voorgesteld als potentiaal
 stroming. Voor een stroomlijn om een bel is geldt:

$$\sin^2 \phi = \frac{C x}{x^3 - R^3} \quad (4)$$

(x, ϕ) zijn de poolcoördinaten voor de stroomlijn

Wil een deeltje worden ingevangen door de bel moet dat deeltje
 zich in een stroomlijn bevinden die op een afstand r_p de bel
 passeert. Aangenomen wordt dat het deeltje de bel op de top raakt
 en dat zowel deeltjes als bellen als bollen mogen worden voorgesteld.



Figuur 3.2 Botsingsdiameter deeltje

Het deeltje moet zich tussen stroomlijn A en B bevinden wil het
 door de bel kunnen worden ingevangen. Deze afstand noemen we de
 botsingsdiameter (D). Hiervoor kan worden afgeleid:

$$D = \sqrt{3 r_p R_b} \quad (5)$$

Deze botsings diameter geldt indien deeltjes geen traagheid
 hebben (en dus massaloos zijn). Zware deeltjes zullen niet de
 stroomlijnen niet volgen maar op een bepaald moment de stroomlijn
 loslaten en eerder op de bel terecht komen. Dit heeft tot gevolg
 dat de effectieve botsingsstraal toeneemt.

De effectieve botsingsstraal kan worden berekend door de bewegingsvergelijkingen voor een deeltje dat een belletje nadert op te lossen. Dit is beschreven door Flint en Howard (8). Opgemerkt moet worden dat in het model van Flint en Howard geen rekening is gehouden met de straal van het deeltje (zie figuur 3.2).

Voor de bewegingsvergelijkingen geldt:

$$x - \text{richting: } m_p \frac{\delta v_x}{\delta t} = -V_p \Delta \rho g N_g + C_d (u_x - v_x) \quad (6)$$

$$y - \text{richting: } m_p \frac{\delta v_y}{\delta t} = C_d (u_y - v_y) \quad (7)$$

$$\text{met } C_d = 6 \pi \mu_f r_p \quad (8)$$

Als deze differentiaal vergelijkingen dimensieloos worden gemaakt en potentiaal stroming wordt aangenomen kan het probleem numeriek worden opgelost. Voor elke deeltjesgrootte kan de botsingsstraal worden bepaald. De verhouding tussen deze botsingsstraal en de botsingsstraal bepaald met het model zonder traagheid noemen we α . α geeft de factor aan waarmee we de botsingsdiameter moeten vermenigvuldigen bij hogere krachtenvelden.

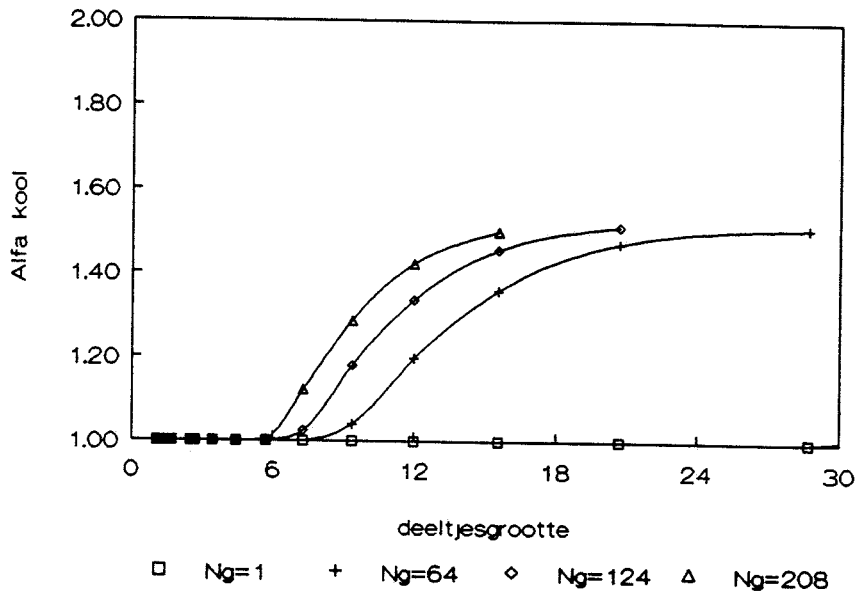
Voor de botsings diameter geldt nu:

$$D = \sqrt{\alpha} \cdot 3 r_p R_b \quad (9)$$

In figuur 3.3 en 3.4 zijn de berekende waarden van α voor kool en kwarts weergegeven. Hieruit blijkt duidelijk dat het gravitatieveld een grote invloed heeft op de botsingsdiameter en dus op de flotatieconstante. Verder is duidelijk dat bij hogere gravitatievelden de α voor kool en kwarts verder uiteen lopen. Voor het botsingsgebied per bel wordt:

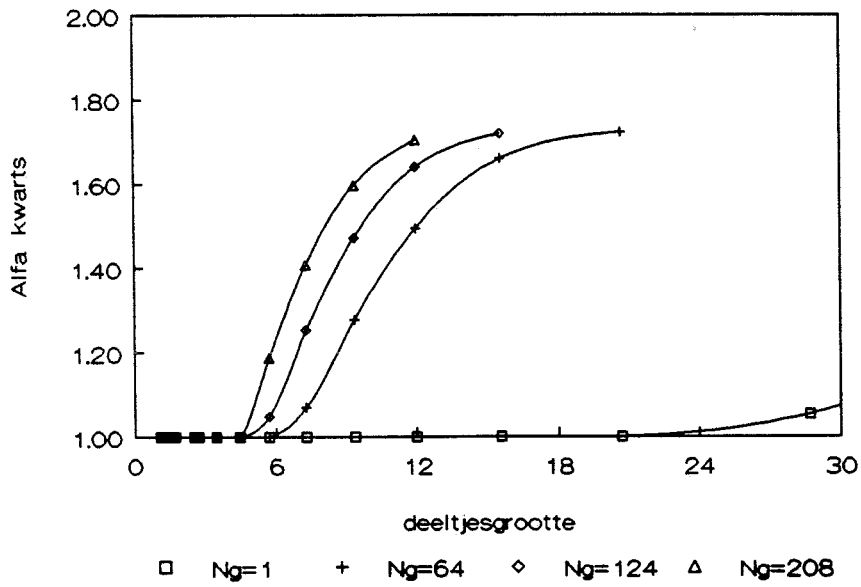
$$A_{\text{bots}} = 4\pi R_b^2 = \alpha 3\pi r_p R_b \quad (9a)$$

Alfa kool vs deeltjesgrootte



Figuur 3.3 α voor kool vs Ng

Alfa kwarts vs deeltjesgrootte



Figuur 3.4 α voor kwarts vs Ng

II de filmdrainage kans

Sutherland (7) poneert dat deeltjes een minimale tijd op een bel moeten zijn voordat hechting op kan treden. Deze tijd is terug te voeren op de filmdrainage tussen het deeltje en de bel.

Sutherland leidt voor deze term af:

$$P_{\text{drainge}} = \text{sech}^2 \left(\frac{3V_b t_c}{4R_b} \right) \quad (10)$$

Dit is de analytische oplossing voor massaloze deeltjes. Als eerste orde benadering zal dit worden aangenomen.

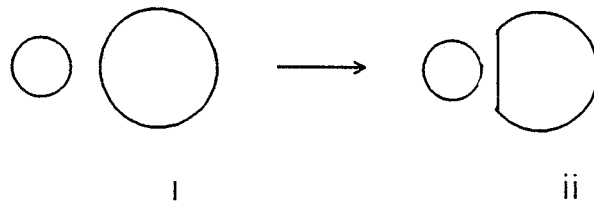
Voor de kritische contacttijd t_c zijn uit de literatuur (9) twee modellen te destilleren. Deze zijn afhankelijk van de drainage geometrie. Bij h_c treed breuk op.

i Drainage tussen twee ronde starre deeltjes:

$$t_c = \frac{-3\pi\eta R^2}{2F} \ln \left(\frac{h_c}{h_0} \right) \quad (11)$$

ii Drainage tussen een rond deeltje en een plat oppervlak:

$$t_c = \frac{-6\pi\eta R^2}{F} \ln \left(\frac{h_c}{h_0} \right) \quad (12)$$



Figuur 3.5 modellen voor filmdrainage

Tussen deze twee modellen is een overgang te verwachten zodra de druk op de bel door het deeltje groter wordt dan $2\sigma/r$ en de bel zal afplatten. Voor het overgangspunt is af te leiden:

$$h_{OV} < \frac{F}{2\pi\sigma_{eq}} \quad (13)$$

Voor de breuk dikte h_c geldt (9):

$$h_c = \left(\frac{A R}{12\pi\sigma} \right)^{1/3} \quad (13a)$$

Voor de equivalente diameter geldt:

$$\frac{1}{R} = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{R_b} + \frac{1}{r_p} \right) \quad (14)$$

Indien $R_b \gg r_p$ gaat dit over in:

$$R = 2r_p \quad (15)$$

Verder zal de colloidchemie nog een rol spelen bij de uiteindelijke filmbreuk. Hierover bestaan verschillende inzichten. Chesters (9) stelt dat dit slechts van belang is in de keuze van h_c . Laskovski (21) stelt dat ook het tijdseffect van de breukfase nog moet worden meegenomen. In dit onderzoek zal deze filmbreuk worden verwerkt in de h_c .

Ivanov (22) lost het probleem van flimdrainage op voor lage en hoge surfactant concentratie (zonder te vernoemen wat laag of hoog is).

III De hechtingskans

Een aantal bellen zal door coalescentie de ingevangen vaste stof verliezen. Door turbulentie zal ook een aantal van de deeltjes niet gehecht blijven aan de bellen. Dit effect is volledig afhankelijk van de stroming en de eigenschappen van het deeltje. Het wordt verwerkt in β wat de fractie aan deeltjes aangeeft die gehecht blijven. β zal nagenoeg gelijk zijn aan 1.

Nu kan voor de eerste orde flotatie constante worden afgeleid:

$$K_f = \alpha \beta 3 \pi N_0 r_p R_b V_b \operatorname{sech}^2 \left(\frac{3V_b t_c}{4R_b} \right) \quad (16)$$

Op gemerkt moet worden dat uit dit model volgt dat de flotatie constante met de deeltjes grootte verandert.

Verantwoording van de aannames:

1 De bellen zijn bolvormig

Uit Chesters (9) blijkt dat zolang bij een toenemende Reynolds de stijgsnelheid toeneemt de bellen niet vervormen. In dit geval is Reynolds 65 en uit figuur 3.6 volgt dat voor deze Reynolds en Morton de aanname gerechtvaardigd is (zie 3.3.2).

2 De deeltjes zijn bolvormig.

Deze benadering is geldig voor kwarts aangezien uit metingen met een sedimentatie balans is gebleken dat kwarts Stokes valgedrag vertoont als een bol. Voor kool deeltjes is deze benadering minder goed. Uit metingen met een sedimentatie balans is gebleken dat kool sneller valt dan een bol. Uit elektronen scannig mikroskoop opnamen is gebleken dat kool de vorm heeft van plaatjes en staafjes. Deze vormen hebben een grotere traagheid tov een bol wat een grotere effectieve botsingsstraal tot gevolg heeft. De kleinere botsings diameter zal leiden tot een afname van de botsingsstraal. De bolvorm zal als eerste orde benadering worden aangenomen voor zowel kwarts als kool.

3 Potentiaal stroming om de bol.

Potentiaal stroming is stroming waarbij geen dissipatie van energie optreedt (met andere woorden er zijn geen wervels). In dit model is de vloeistof ideaal en heeft geen viscositeit. Dit heeft tot gevolg dat aan interfaces geen snelheidsgradiënten optreden (12). Dit mag worden aangenomen aangezien de bel een mobiel grensvlak bezit waardoor geen laminaire grenslaag ontstaat.

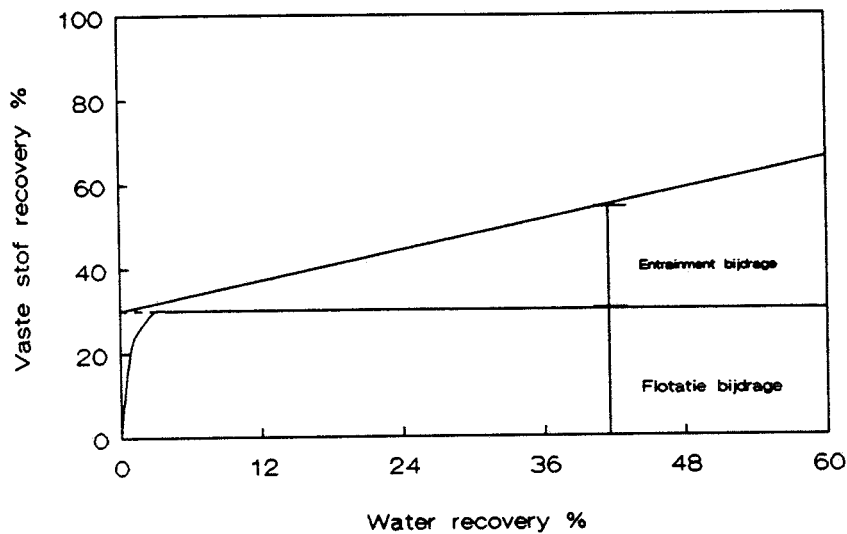
4 De bel is veel groter dan de deeltjes.

De bellen zijn orde 10 groter dan de deeltjes. Voor de grootste deeltjes in de slurry gaat het model niet meer op. Toch geeft deze aanname goede afschattingen voor het gebied tussen 1 en 20 μm .

3.1.3. Entrainment

Entrainment wordt ook wel zog flotatie genoemd. Entrainment is een vorm van flotatie die wordt veroorzaakt door meenemen van bulk water in het schuim. In dit bulkwater bevinden deeltjes. Het effect is niet specifiek en zal alle deeltjes die zich nabij het grensvlak in de bulk bevinden meenemen in het schuim. In de literatuur (10) is dit effect beschreven als een superpositie op normale flotatie. Door de relatieve hoeveelheid vaste stof in de topstroom (de vaste stof recovery) uit te zetten tegen de relatieve hoeveelheid water in de topstroom (de water recovery) kan de entrainment bijdrage worden bepaald. Warren (10) stelt dat een fractie van de vaste stof recovery direct afkomstig is uit flotatie. Deze kan worden berekend door 1e orde flotatie kinetiek toe te passen bij de gegeven verblijftijd. De resterende recovery is rechtevenredig met de water recovery en is de entrainment bijdrage. In figuur 3.6 is dit weergegeven. Entrainment zal in centrifugaal flotatie (nog meer dan in conventionele flotatie) aanleiding geven tot specifieke flotatie van deeltjes met de laagste dichtheid. De zwaarste deeltjes zullen namelijk meer worden uitgeslingerd dan de lichtere. Hierdoor zal de grensvlak concentratie aan lichte deeltjes hoger zijn dan die aan zware deeltjes.

Vaste stof recovery vs water recovery



Figuur 3.6 Effect van entrainment op flotatie

3.1.4. Het centrifugaalveld

In de centrifuge wordt het centrifugaalveld opgewekt door rotatie van de trommel. De grootte van het veld wordt aangegeven met het N_g getal. Voor de centrifugaalversnelling geldt:

$$a_c = \omega^2 \cdot r_c = N_g \cdot g \quad (17)$$

met N omwentelingen per seconde volgt:

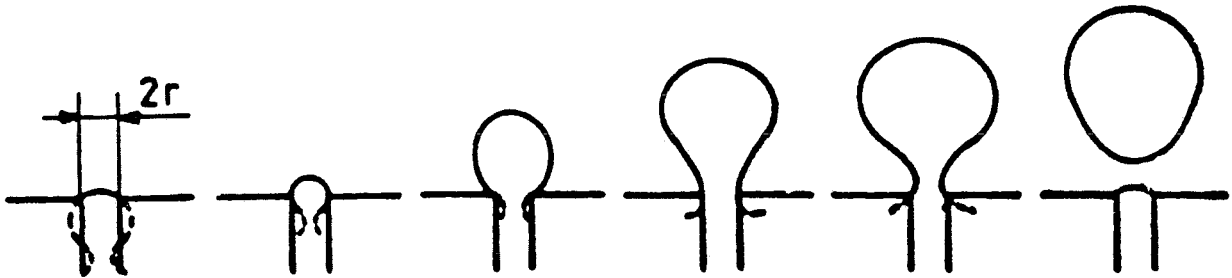
$$N_g = \frac{N^2 \cdot 4 \cdot \pi^2 \cdot r_c}{g} \quad (18)$$

In de centrifuge treden N_g getallen op tussen 40 en 200.

3.2. Bellen

3.2.1. Diameter van de bellen

De bellen in de centrifuge vormen zich aan poriën in de poreuze wand. De wand is gemaakt van roestvrij stalen sinterplaat die poriën heeft die worden gekarakteriseerd door een gemiddelde porie grootte van $10 \mu\text{m}$. Doordat de vloeistof aan de wand stil staat kunnen de hydrodynamische krachten ten gevolge van tangentiële stroming worden verwaarloosd bij de vorming van de bel.



Figuur 3.7 Bel die zich vormt aan een opening

Krachtenbalans over de bel:

oppervlakte spanning = opwaartse kracht

$$2\pi r\sigma = V_{\max} \Delta\rho g N_g \quad (19)$$

Voor het maximale volume van een bel volgt dan:

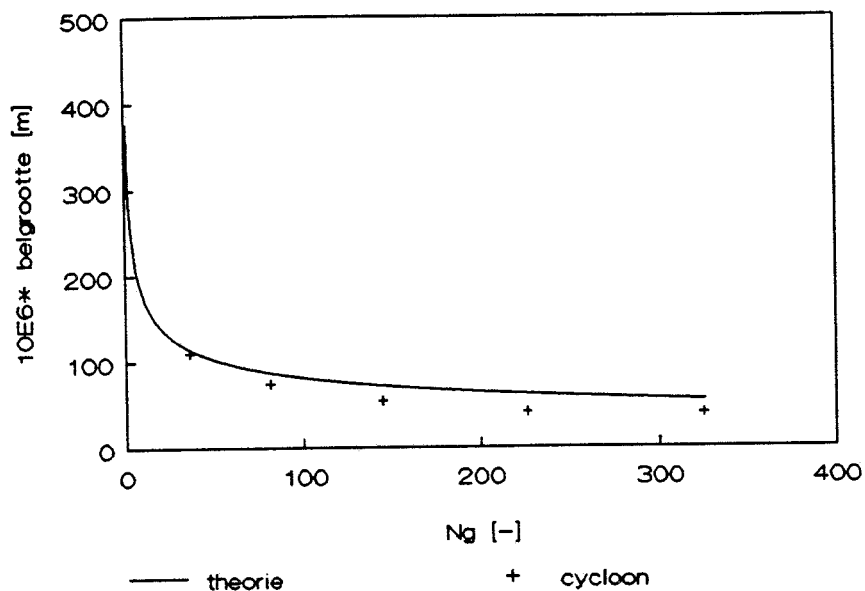
$$V_{\max} = \frac{4}{3} \pi R_b^3 = \frac{2\pi \cdot r \cdot \sigma}{\Delta\rho \cdot N_g \cdot g} \quad (20)$$

en daaruit volgt voor de belstraal:

$$R_b = \left(\frac{3r \cdot \sigma}{2\Delta\rho \cdot N_g \cdot g} \right)^{1/3} \quad (21)$$

Nu kan voor de verschillende N_g getallen de belstraal worden berekend. De resultaten hiervan en de metingen van Dobbelaar aan belgroottes zijn weergegeven in figuur 3.8.

Bel grootte vs Ng 25 ppm CTAB



Figuur 3.8 Belstraal als functie van Ng

Bij de analytische oplossing uit vergelijking 21 is aangenomen dat de bel bolvormig is. De mate van bolvormigheid wordt weergegeven door:

$$\beta_2 = \frac{\Delta\rho \cdot g \cdot Ng \cdot Rb^2}{\sigma} \quad (22)$$

Indien β_2 veel kleiner is dan 1 kan de bel als volledig bolvormig worden voorgesteld. Voor kleine β_2 (tot ongeveer .2) geldt de in vergelijking 21 afgeleide analytische oplossing. Ondanks het feit dat β_2 in dit geval wat hoger is (.15 tot .4) wordt als eerste orde benadering de analytisch oplossing toegepast.

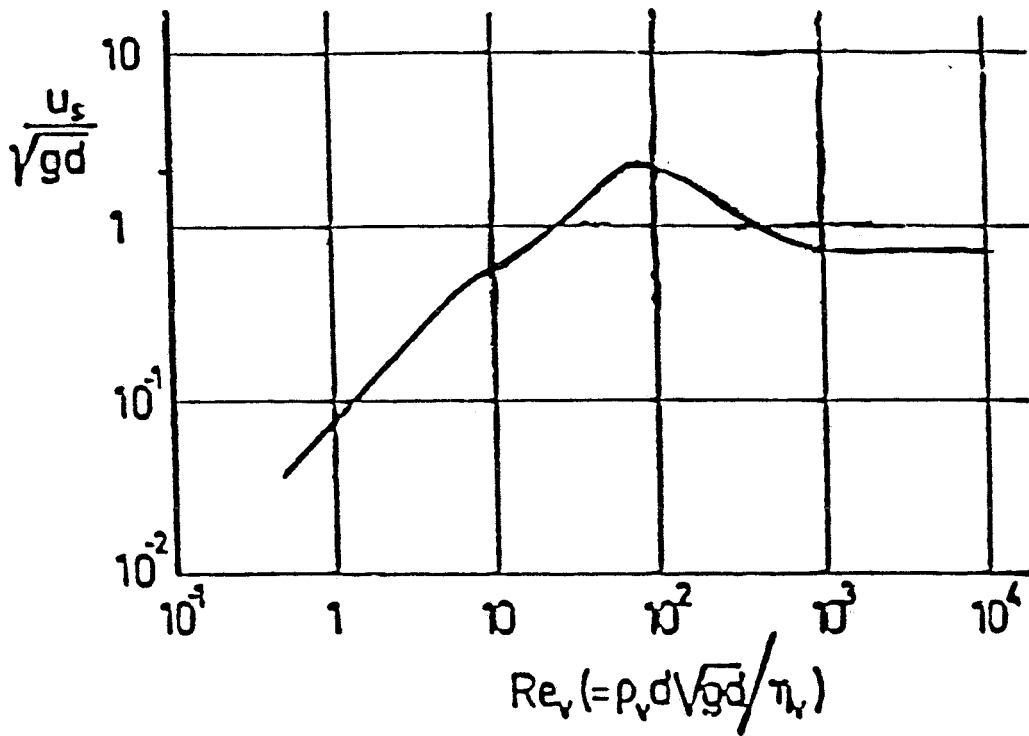
3.2.2. Stijgsnelheid van de bellen

Gasbellen in een vloeistof ondervinden een opwaartse kracht door verschil in dichtheid tussen het gas en de vloeistof. Dit heeft tot gevolg dat de bellen opstijgen. Door wrijving ondervinden de bellen een weerstands kracht. De combinatie van deze krachten geeft de bel een stationaire stijgsnelheid. De stationaire stijgsnelheid zal na een inloopafstand bereikt worden. Deze inloop afstand is ongeveer een belstraal. Dit is ordes kleiner dan de afstand die de bel door de vloeistof moet afleggen. De stijgsnelheid is een functie van het Reynolds getal en van het Morton getal.

$$Re = \frac{\rho \cdot d \cdot \sqrt{(Ng \cdot g \cdot d)}}{\eta} \quad (23)$$

$$Mo = \frac{We^4}{Re^4 \cdot Fr} = \frac{Ng \cdot g \cdot \eta^4}{\rho \cdot \sigma^3} \quad (24)$$

Het Reynolds getal is een maat voor de stromings eigenschappen van het fluidum en het Morton getal is een maat voor de fysische eigenschappen van beide fasen aan. Voor ons systeem is de correlatie grafisch voorgesteld in figuur 3.9.



Figuur 3.9 De dimensieloze stijgsnelheid van een bel als functie van Reynolds.

Indien in de vergelijking voor Reynolds de bel diameter als gevonden met vergelijking (16) wordt ingevuld valt het krachtenveld uit Reynolds. Reynolds is dan slechts een functie van fysische eigenschappen.

$$Re = \frac{2\rho \sqrt{\left(\frac{3r\sigma}{\Delta\rho}\right)}}{\eta} = 65 \quad (25)$$

voor de stijgsnelheid van de bellen volgt dan via figuur 3.9:

$$v_s = 1.1 \sqrt{(N_g \cdot g \cdot 2 R_b)} \quad (26)$$

Dit levert stijgsnelheden van de orde 0.5 tot 1 m/s.

3.3. Schuimvorming

Schuim is een collodiaal systeem dat gas als disperse fase bevat. De continue fase is een vloeistof. De oppervlakte spanning en de totale vrije energie zijn altijd positief. Daardoor zal vermindering van oppervlak leiden tot een lagere energie inhoud. Derhalve zijn schuimen in de thermodynamische zin onstabiel. De relative stabiliteit van een schuim neemt toe bij een lagere oppervlakte spanning. Door aan een vloeistof een stof toe te voegen die de oppervlakte spanning verlaagd kan de vorming van schuim worden gestimuleerd.

Schuim wordt gevormd door gasbellen te leiden door een oplossing die een schuimvormer bevat. In centrifugaal flotatie wordt schuim gevormd door bellen in de vloeistoffilm te laten ontstaan. Deze bellen ontstaan aan poriën van een gesinterde plaat. Ze bewegen zich naar het oppervlak van de film en zullen dankzij de aanwezige oppervlakte actieve stof een schuim kunnen vormen.

De mate van schuimvorming hangt sterk af van de schuimer die wordt gebruikt. Een schuimer is een organische keten met een polaire kop. Naarmate de organische keten uit meer koolstof atomen bestaat neemt de schuimvorming toe. Zo maakt cetyl-trimethyl-amonium-bromide drie keer zoveel schuim als sodium-dodecyl-benzene-sulfonaat. Deze beide zepen werden gebruikt als model systemen.

Schuim bestaat uit een continue structuur van lamellen die de tussenliggende luchtbelletjes van elkaar scheiden. De volume concentratie aan disperse fase is erg hoog, tussen 76 en 90 %. Doordat de gravitatiekracht op de continue fase werkt zal het schuim langzaam leeglopen, de zogenaamde drainage. Dit heeft tot gevolg dat een aantal lamellen zal breken en de structuur zal overgaan van gestapelde bollen naar een dodecagonale structuur.

Door het hoge centrifugaalveld zal het schuim sterk draineren. Slechts een klein deel van het schuim zal het apparaat verlaten, een groot deel zal door filmbreuk worden afgebroken. Dit heeft tot gevolg dat meer schuimer moet worden toegevoegd dan bij conventionele flotatie ook aangezien in centrifugaal flotatie geen schuimschraper is gemonteerd.

De schuimvorming kan door drie factoren worden gelimiteerd nl het gasdebiet, de zeeptoevoer en de drainage.

Schuim kan op drie manieren worden afgebroken. Ten eerste door de al genoemde drainage, ten tweede door mechanisch breken en ten derde door toevoeging van een ontschuimer. Deze ontschuimer verlaagt de oppervlakte spanning. Ontschuimers bestaan vaak uit siliconen of hogere alcoholen (11).

3.4. Karakterisering van de scheiding

De scheiding in de flotatiecentrifuge zal worden gekarakteriseerd aan de hand van twee criteria. Het scheidings effect van de centrifuge (deeltjesgrootte) en de scheiding dankzij flotatie (aard). Dit laatste gebeurt door bij binaire experimenten te vergelijken in welke verhouding de verschillende stoffen worden afgescheiden.

3.4.1. Centrifuge effect

Bij karakterisering van deeltjesgrootte scheiding wordt vaak uitgegaan van de Trompse curve (19). Hierin wordt aangegeven welke fractie van een bepaalde deeltjesgrootte in de top stroom terecht komt. De definitie van de Trompse curve is als volgt:

$$\Phi_f(d_p) = f * \frac{n(d_p)_{\text{fijn}}}{n(d_p)_{\text{voeding}}} \quad (27)$$

De Trompse curve karakteriseren we aan de hand van de karakteristieke diameter en de scheidings scherpte:

1 de karakteristieke diameter:

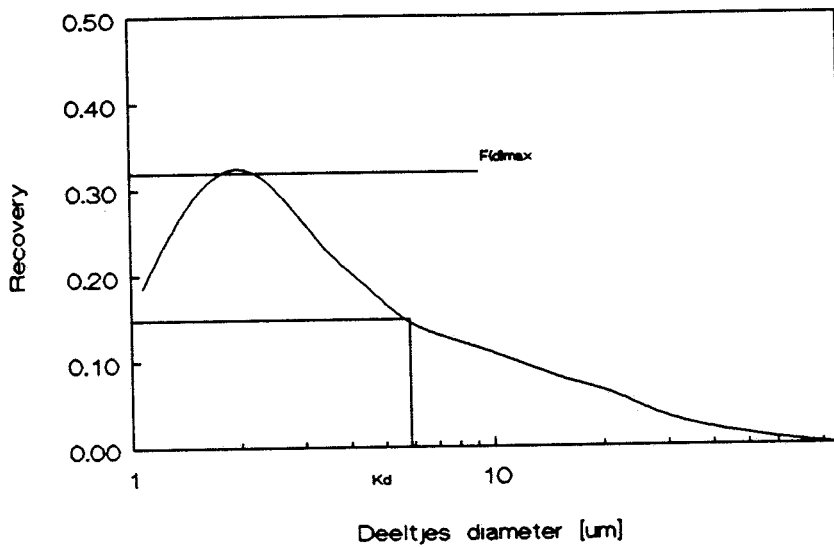
$$\Phi(d_{p \text{ kd}}) = .5 * \Phi(d)_{\text{max}} \quad (28)$$

2 de scheidings scherpte:

$$S = \frac{\Phi(.75 * \Phi(d)_{\text{max}}) - \Phi(.25 * \Phi(d)_{\text{max}})}{\Phi(d_{p \text{ kd}})} \quad (29)$$

In figuur 3.10 is een karakteristieke recovery curve weergegeven.

Recovery curve



Figuur 3.10 karakteristieke recovery curve

3.4.2. Flotatie effect

De scheiding naar aard wordt gekarakteriseerd door de efficiency zoals gedefiniëerd door Rietema.

$$E_{\text{Rietema}} = | \phi_a - \phi_b | \quad (29)$$

De efficiency geeft het verschil in recovery tussen beide componenten.

3.4.3 Karakterisering met de Rietema efficiency

Als twee componenten simultaan floteren en eerste orde kinitiek mag worden aangenomen geldt voor batch flotatie:

$$\phi_i = 1 - e^{-k_i t} \quad (31)$$

$$\text{en dus } E_{\text{Rietema}} = \left| e^{-k_a t} - e^{-k_b t} \right| \quad (32)$$

Voordat flotatie aanvangt is nog geen scheiding opgetreden en bij oneindige flotatie alle deeltjes worden gefloteerd. Aldus is op $t=0$ en $t=\infty$ de Rietema efficiency 0. De Rietema efficiency zal dus een maximum vertonen.

Door de afgeleide van E_{Rietema} naar de tijd te nemen kan het maximum worden bepaald.

Als m wordt gedefinieerd als de flotatieverhouding:

$$m = \frac{k_a}{k_b} \quad (33)$$

dan volgt voor de tijd waarna de Rietema efficiency maximaal is:

$$t = \frac{\ln(m)}{k_b(m-1)} \quad (34)$$

voor de maximale Rietema efficiency volgt dan:

$$E_{\text{Rietema max}} = \left(\frac{1}{m} \right)^{\frac{m}{m-1}} - \left(\frac{1}{m} \right)^{\frac{1}{m-1}} \quad (35)$$

Deze zelfde exercitie kan worden gedaan voor het geval dat de flotatie wordt uitgevoerd in een continu doorstroomde tank 'reactor'. Dan geldt voor de recovery:

$$\phi_i = \frac{k_i \tau}{k_i \tau + 1} \quad (36)$$

Waarna voor de verblijftijd waarbij de Rietema efficiency maximaal is volgt:

$$\tau = \frac{1}{k_b} \sqrt{\left(\frac{m-1}{m^2-m} \right)} \quad (37)$$

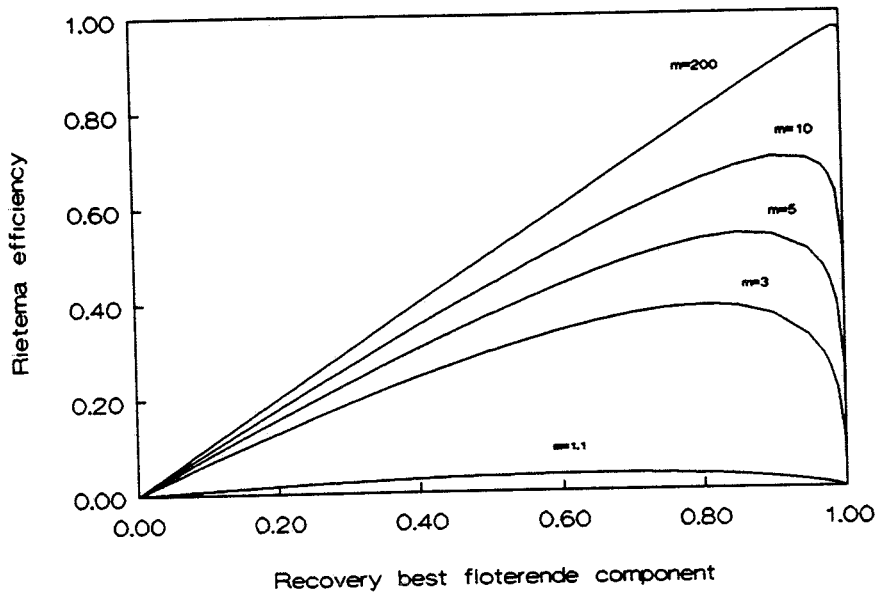
Voor de maximale Rietema efficiency volgt dan

$$E_{\text{Rietema max}} = \left[\frac{\sqrt{\left(\frac{m-1}{m^2-m} \right)}}{\sqrt{\left(\frac{m-1}{m^2-m} \right)} + 1} - \frac{m \sqrt{\left(\frac{m-1}{m^2-m} \right)}}{m \sqrt{\left(\frac{m-1}{m^2-m} \right)} + 1} \right] \quad (38)$$

Bij stoffen van verschillende dichtheden zal bij veranderende gravitatievelden het quotient k_a/k_b gaan veranderen. Bij hoge Ng zal de traagheid een grotere rol gaan spelen in de flotatieconstante. De flotatieverhouding kan dan worden geschreven als het product van een constante en de verhouding tussen α_a en α_b . De verhouding tussen de traagheidsbijdragen uit de flotatieconstante. Bij hogere gravitatievelden zal de flotatieverhouding dus veranderen ten gunste van de zwaarste component.

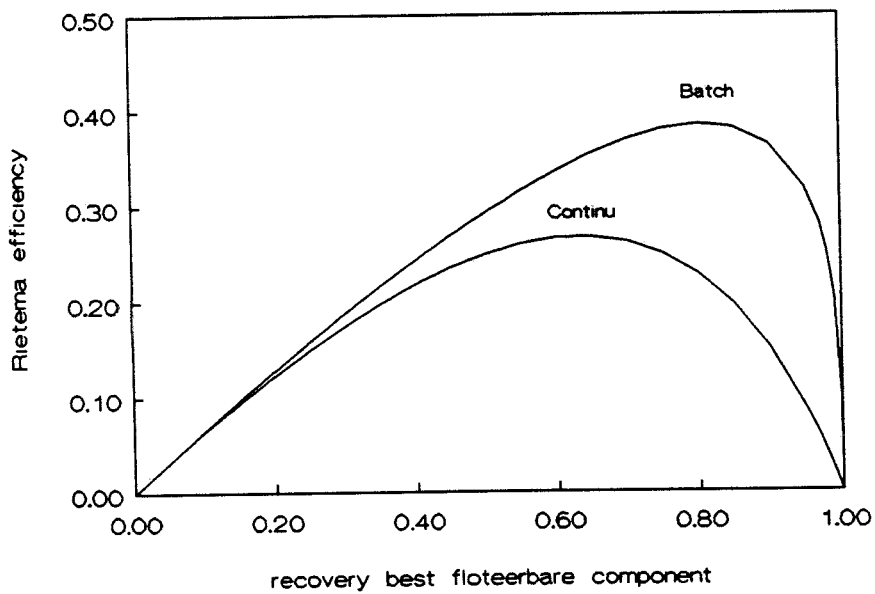
In figuur 3.11 en 3.12 is de Rietema efficiency weergegeven als functie van de vaste stof recovery van de best floterende component. In figuur 3.11 staat dit uitgezet voor batch flotatie voor verschillende flotatieverhoudingen en in 3.12 is een vergelijk gemaakt tussen batch en continu flotatie. Indien M oneindig is neemt de Rietema efficiency lineair toe met de recovery (slechts 1 component wordt gefloteerd). Indien $M=1$ is de Rietema efficiency 0.

Rietema efficiency vs recovery
Batch



Figuur 3.11 Rietema efficiency voor
batch flotatie

Rietema efficiency vs recovery
vergelijk batch/continu $m=3$



Figuur 3.12 Rietema efficiency voor
batch en continue flotatie

4. Experimenteel

4.1. Modelstoffen

Er is gekozen voor kool en kwarts als modelstoffen. De fysische eigenschappen verschillen voldoende en beide stoffen worden in de literatuur veelvuldig gebruikt als modelstoffen. Aktieve kool heeft hydrofobe eigenschappen en floteerd dus zonder surfactant. Kwarts heeft geen hydrofobe eigenschappen en heeft een surfactant nodig. Een ander belangrijk aspect van de modelstoffen is het verschil tussen de dichtheid van beide (kool: 1700 kg/m^3 en kwarts: 2650 kg/m^3). Het verschil in dichtheid zal een belangrijke rol spelen bij verhoogde gravitatievelden. De gemiddelde deeltjesgrootte van kool is $18 \mu\text{m}$ en van kwarts $11 \mu\text{m}$.

Er is voor twee surfactants gekozen een kationische en een anionische. De kationische surfactant is cetyl-trimethylamoniumbromide (CTAB, $\text{C}_{16}\text{H}_{33}-\text{N}(\text{CH}_3)_3^+ \text{Br}^-$), de anionische surfactant is natrium-dodecyl-benzeen-sulfonaat (SDBS, $\text{C}_{12}\text{H}_{23}-\text{C}_6\text{H}_4-\text{SO}_3^- \text{Na}^+$). Beide surfactants worden in de literatuur veelvuldig toegepast. In het systeem doet de surfactant tevens dienst als schuimer.

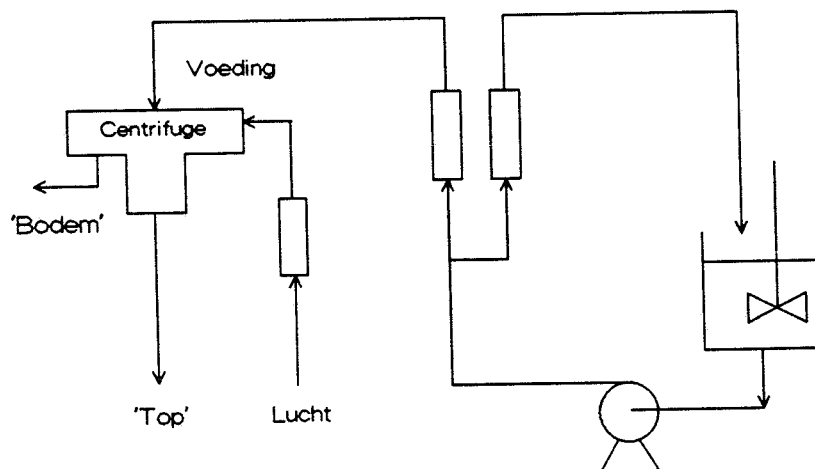
4.2. Uitvoering van een experiment

Het voorraadvat van de installatie wordt gevuld met 190 l water. Aan dit water wordt de gewenste hoeveelheid vaste stof en surfactant toegevoegd. Per gram kool moet .2 gram surfactant extra worden toegevoegd om te compenseren voor adsorptie. Telkens wordt gezorgd dat in de slurry 25 ppm vrije CTAB of 75 ppm vrije SBDS aanwezig is. Telkens werd de slurry 2 uur geconditioneerd om de surfactant op te laten lossen en een adsorptie evenwicht te bereiken. Bij een van de experimenten is getracht te floteren zonder te conditioneren, dit ging niet doordat totaal geen schuim werd gevormd. Dit vond waarschijnlijk zijn oorzaak in de zeer snelle adsorptie van de surfactant aan kool.

Het gewenste toerental, gasdebiet en vloeistofdebiet kan dan worden ingesteld. Na ongeveer 30 seconden wordt de centrifuge als stationair beschouwd (de verblijftijd is 5 seconden) en kan begonnen worden met meten. Er worden monsters genomen van voeding, top en bodem. Om het schuim dat over de top komt neer te laten slaan worden enige duppels 2-octanol (ontschuimer) aan het schuim toegevoegd.

Voor water en vaste stof wordt een massabalans opgesteld. Het vaste stof gehalte wordt bepaald door affiltreren en wegen. In het binaire systeem wordt de vaste stof uitgegloeid bij 700°C en door verschilweging het kwarts en kool gehalte bepaald.

De CTAB concentratie wordt bepaald door titratie en de SDBS concentratie door middel van UV/VIS spectrometrie. De analyses worden in bijlage 1 beschreven. In figuur 4.1 is de experimentele opstelling schematisch weergegeven.



Figuur 4.1 Flowschema van de flotatiecentrifuge

4.3. Experimentele nauwkeurigheid

Aangezien gewerkt wordt met colloïdale systemen met vaste deeltjes is de nauwkeurigheid bij de metingen een groot probleem.

De waterbalans over het systeem kan meestal binnen 5% worden bepaald. De onnauwkeurigheid in de waterdebieten over de top is zeker minder dan deze 5% aangezien over een relatief lange periode (1 tot 5 minuten) wordt gemeten aan debieten in de orde van 100 ml per minuut.

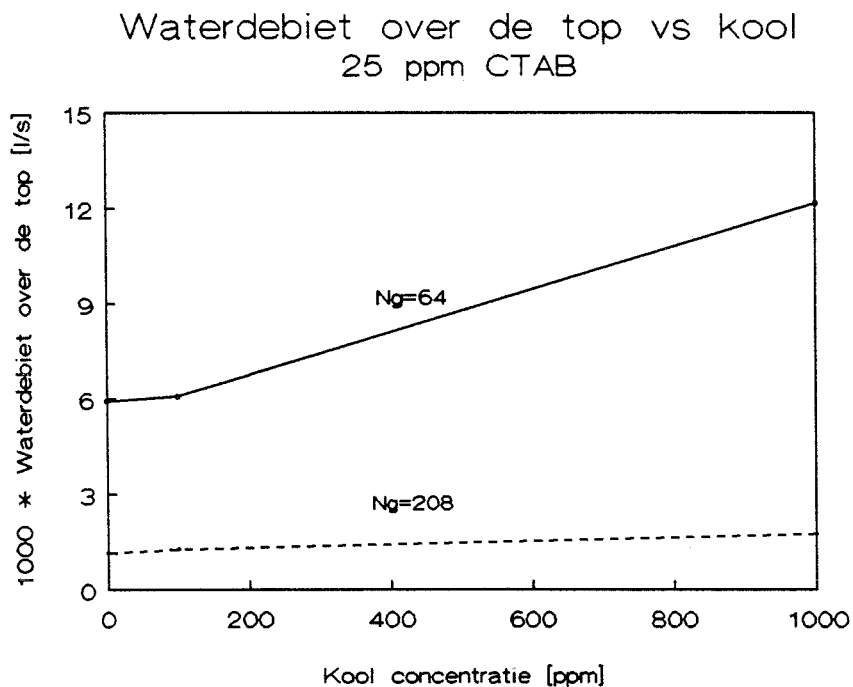
De onnauwkeurigheid in de bepaling van het vaste stof gehalte is aanmerkelijk hoger. Doordat het vaste stof gehalte door middel van affilteren en wegen wordt gedaan is de onnauwkeurigheid hiervan 20 a 30%. De metingen waarbij met SDBS als surfactant is gemeten vertonen zeker een onnauwkeurigheid van 30%. Soms was het nodig de voeding terug te berekenen uit top en bodem stroom.

Bij de bepaling van de zeep concentratie in de topstroom en de voeding kan geriefelijk worden uitgegaan van 10% onnauwkeurigheid. Voor de zeep bepaling van de bodem stroom moet ten minste een onnauwkeurigheid van 50% worden ingebouwd. Dit doordat in de bodemstroom slechts enkele ppm zeep aanwezig waren. Dit heeft tot gevolg dat in de zeepbalans een onnauwkeurigheid kan optreden van 40%.

5. Resultaten

5.1 Schuimvorming

De schuimvorming wordt gemeten aan de hand van het waterdebiet wat over de top komt. Op valt dat met bij hogere vaste stof concentraties het waterdebiet over de top toeneemt. Als vuistregel kan worden aangenomen dat het schuimwaterdebiet verdubbelt tussen 0 en 1000 ppm. Dit is voor verschillende kool concentraties weergegeven in figuur 5.1. Verder valt op dat bij een toenemend N_g getal het schuimwaterdebiet afneemt. Dit is te verklaren uit het feit dat het schuim verder is gedraineerd. Voor dit feit was (nog) geen verklaring te vinden aan de hand van theoretische beschouwingen.

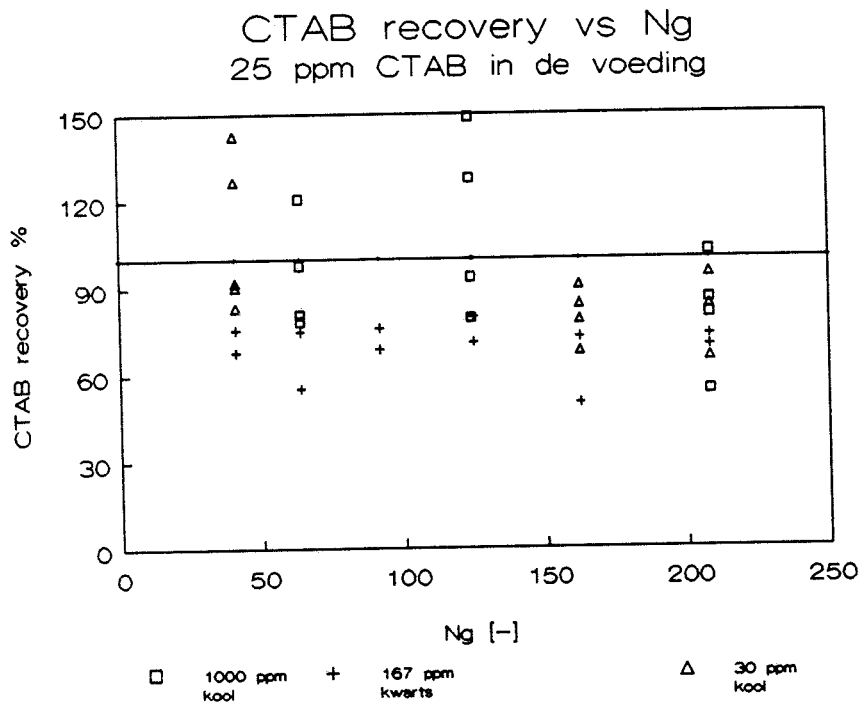


Figuur 5.1 Waterdebiet over de top vs kool concentratie

5.2. Surfactant recovery met het schuim

In figuur 5.2 is de zeep recovery uitgezet tegen het Ng getal voor kwarts en kool. Uit de figuur blijkt dat nagenoeg alle zeep met het schuim de centrifuge verlaat. Indien het gasdebiet wordt verhoogd zal de zeep consumptie stijgen. Hierdoor kan bij nog hogere gasdebieten een zeep gebrek ontstaan.

Verder blijkt dat de recovery in het geval van kool hoger is dan in het geval van kwarts. De zeep recovery is alleen bepaald voor CTAB. De recovery voor SDBS is niet bepaald gezien de geringe beschikbaarheid en de locatie van de UV/VIS spectrometer.



Figuur 5.2 Zeep recovery vs Ng getal

5.3. Deeltjes gedrag

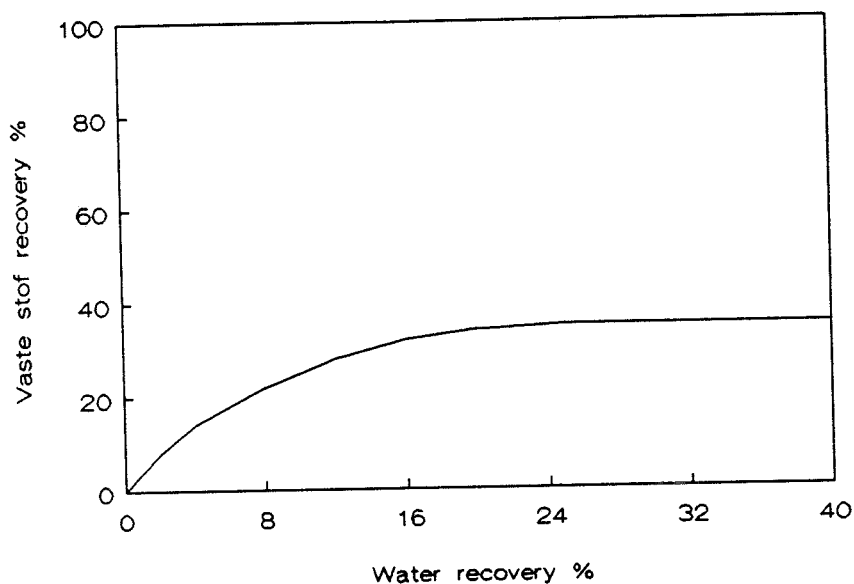
5.3.1 Inleiding

Voor de uniare systemen zijn metingen gedaan met kool en kwarts. De concentraties zijn zodanig gekozen dat de volumeconcentraties van kool en kwarts vergelijkbaar waren. Voor kool is met 30, 100 en 1000 ppm gewerkt en voor kwarts met 167 en 1667 ppm. In beide gevallen zijn CTAB en SDBS als surfactant gebruikt.

5.3.2. Vaste stof recovery

In grafiek B1 t/m B4 zijn de vaste stof recovery's uitgezet tegen de water recovery. Warren (10) bepaalt door het uitzetten van de vaste stof recovery tegen de water recovery de entrainment bijdrage van het systeem. Bij deze wijze van weergeven van de resultaten wordt ook de mate van indikking weergegeven. In grafiek B1 tot B4 is duidelijk te zien dat de recovery naar een vaste waarde loopt bij toenemende water recovery. Dit bewijst dat slechts zuivere flotatie optreedt en geen entrainment. Bij entrainment neemt de vaste stof recovery immers evenredig toe met de water recovery. Dat slechts zuivere flotatie optreedt is te verklaren door de hoge mate van drainage van het schuim bij verhoogde gravitatie velden. Naar mate de water recovery hoger is neemt het N_g getal af.

Vaste stof recovery vs water recovery



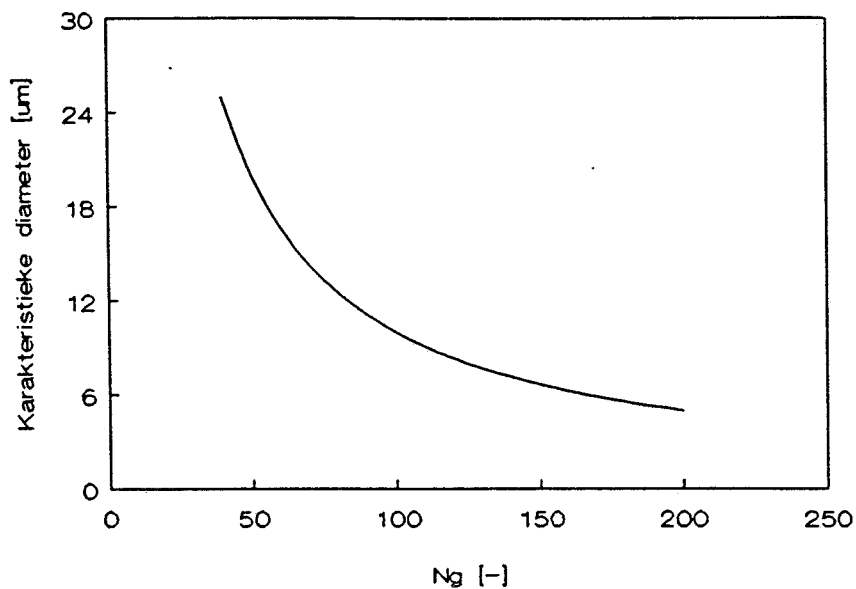
Figuur 5.3 Typische vaste stof vs water recovery curve

5.3.3. Deeltjesgrootte effect

In figuur B5 t/m B12 is de karakteristieke diameter als functie van N_g weergegeven. Opvalt dat de karakteristieke diameter correleerd met N_g^{-1} . Dit valt met de huidige theorie nog niet te verklaren. Verder valt op dat met name bij de kwarts/CTAB experimenten nauwelijks scheiding optreedt. Dit is te verklaren doordat nagenoeg alle kwarts over de top komt voor elk ingesteld krachtenveld (de flotatie constante voor kwarts is te groot).

Doordat de Trompse curve een maximum vertoond en dus geen afscheiding geeft in grote en kleine deeltje maar slechts een fractie beter afscheidt als andere fracties is centrifugaal flotatie een slechte deeltjes scheidings methode.

Karakteristieke diameter vs Ng

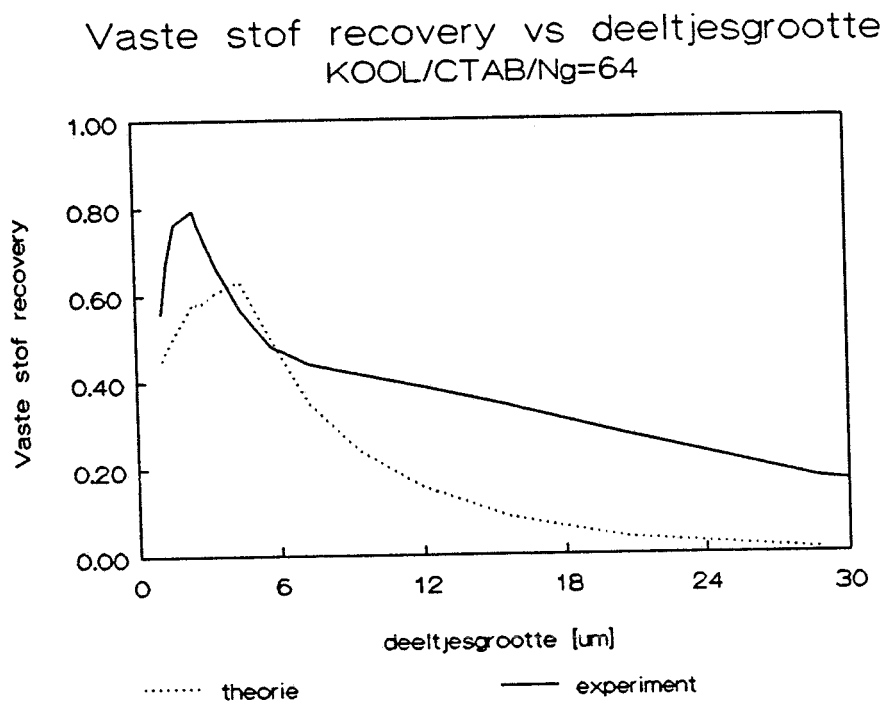


Figuur 5.4 Typisch verloop van Kd met het Ng getal

5.3.4. Voorspelling van recovery curves

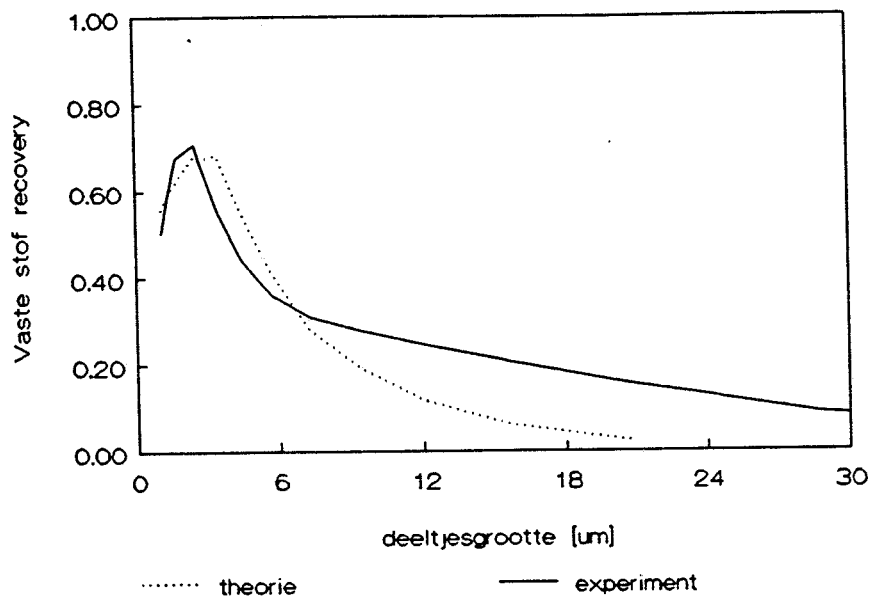
Aan de hand van de recovery's voor de verschillende deeltjes klassen is de kritische contacttijd (t_c) van Sutherland berekend. Deze resultaten zijn weergegeven in fig B13 t/m B16. In B17 is een vergelijk gemaakt tussen de verschillende systemen bij $Ng = 124$. In figuur B18 zijn de bijbehorende recovery curves weergegeven. Te zien is dat kleine verschillen in kritische contacttijd leiden tot grote verschillen in recovery. De theoretische fit in B13 is gebaseerd op theorie uit 3.1.2. Voor de belgrootte is de relatie uit 21 ingevuld. In figuur 5.5a t/m 5.5e zijn theoretisch berekende en experimenteel gemeten recovery curves weergegeven. De theoretische curves zijn bepaald aan de hand van kritische contacttijden uit 3.1.2 en de flotatie snelheidsconstante uit vergelijking 16. De plaats van het maximum in de recovery curve is goed voorspelbaar. De voorspellende waarde voor de recovery is gering. Dit vindt zijn oorzaak in de grote afhankelijk van de recovery van de kritische contacttijd. Bij de berekening van de kritische contacttijd is de Hamaeker constante nodig. Deze constante is moeilijk toegankelijk.

In de recovery curve als functie van de deeltjesgrootte zoals weergegeven in figuur 3.10 bevindt zich een maximum. Dit maximum is te verklaren doordat kleine deeltjes een zeer kleine botsingskans hebben en grote deeltjes door turbulentie niet aan de bellen gehecht blijven. De grote deeltjes hebben ook een hogere kritische contacttijd. In de conventionele flotatie worden kleine deeltjes alleen geflooteerd dankzij entrainment of door hechting aan grotere deeltjes (21). Dit maximum ligt volgens bronnen in de literatuur (2,14) ergens tussen 10 en 30 μm .



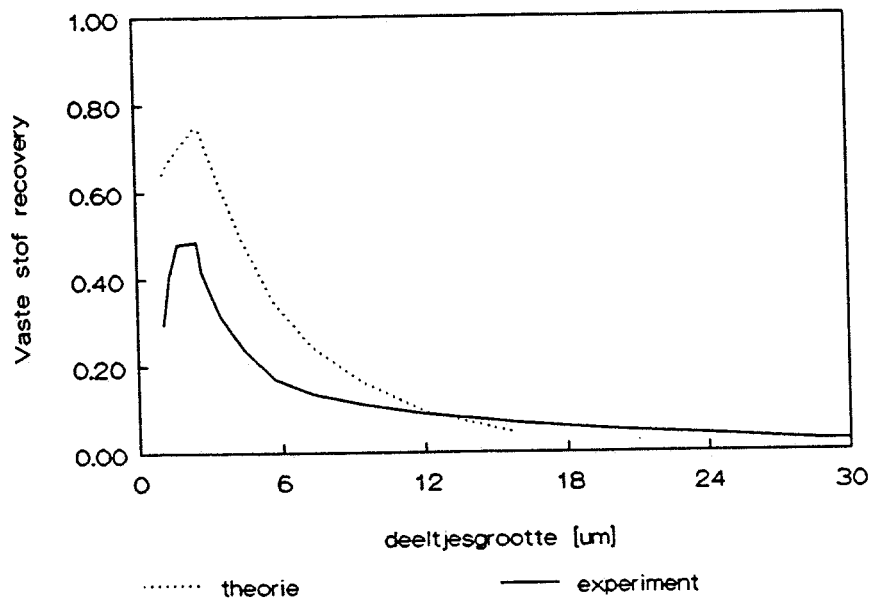
Figuur 5.5a

Vaste stof recovery vs deeltjesgrootte
KOOL/CTAB/ $N_g=124$



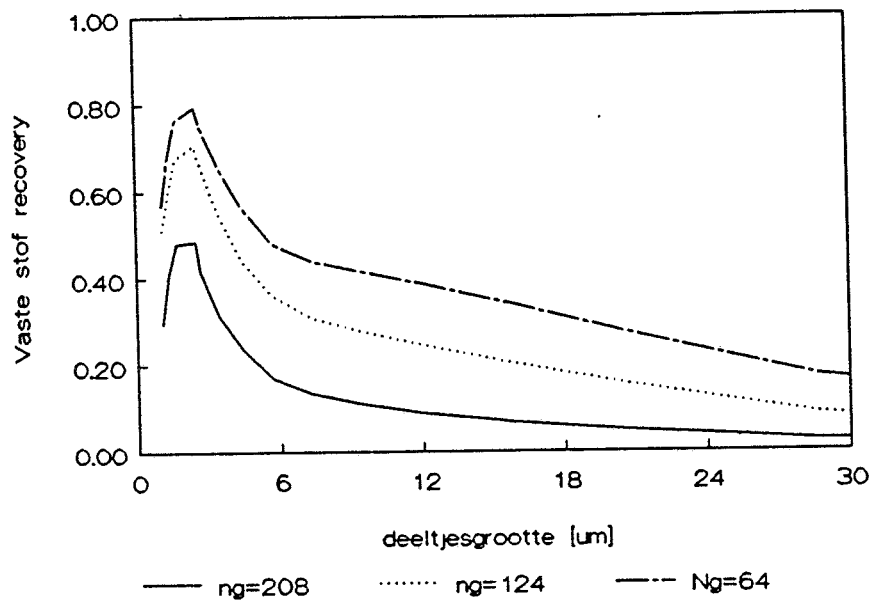
Figuur 5.5b

Vaste stof recovery vs deeltjesgrootte
KOOL/CTAB/ $N_g=208$



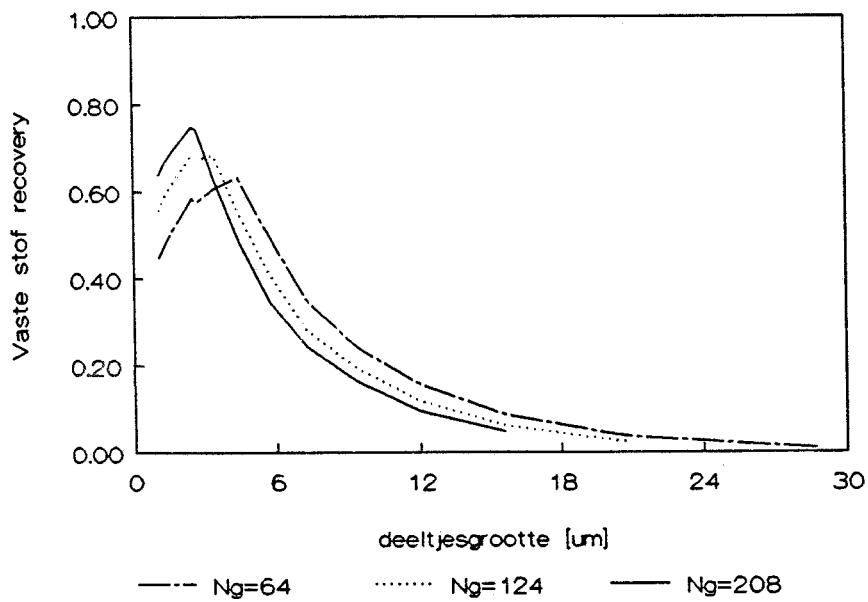
Figuur 5.5c

Vaste stof recovery vs deeltjesgrootte
KOOL/CTAB/Praktijk



Figuur 5.5d

Vaste stof recovery vs deeltjesgrootte
KOOL/CTAB/Theorie



Figuur 5.5e

5.4. Flotatie scheidings gedrag

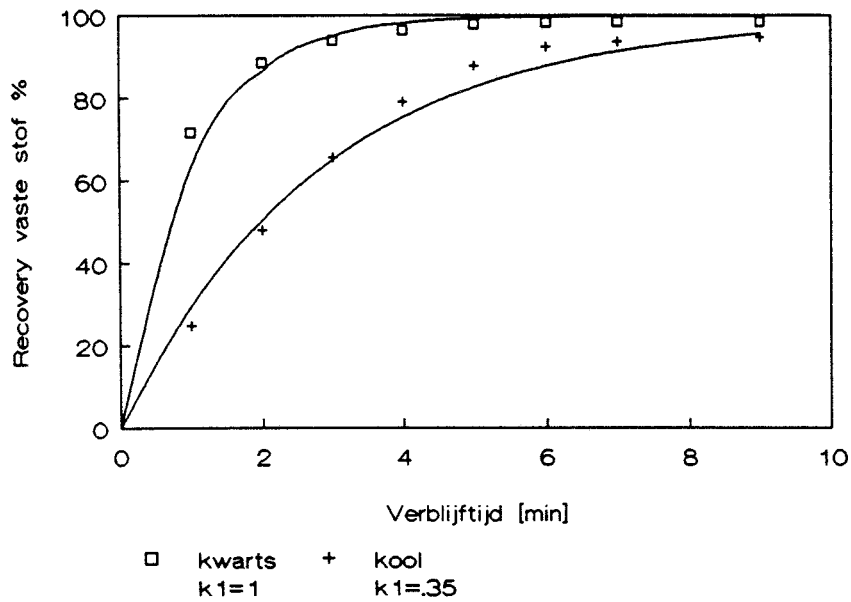
5.4.1. Inleiding

Metingen zijn gedaan voor 800 ppm kwarts/500 ppm kool en 8000 ppm kwarts/5000 ppm kool voor CTAB en SDBS. Kool en kwarts zijn ter analyse slechts te scheiden door uitgloeien. De deeltjesgrootte verdeling van de binaire experimenten kon niet bepaald worden. Vòòr uitgloeien van kool en kwarts wordt bij deeltjesgrootte bepaling waarschijnlijk de deeltjesgrootte verdeling van kool bepaald met ruis van het kwarts. Dit aangezien de extinctie van kool een factor 10 hoger is dan die van kwarts. Verder bevat kool 3.9% as wat na uitgloeien een verstorende factor is. De verhouding tussen de geflooteerde componenten is bepaald.

5.4.2. Batch flotatiegedrag voor binaire systemen

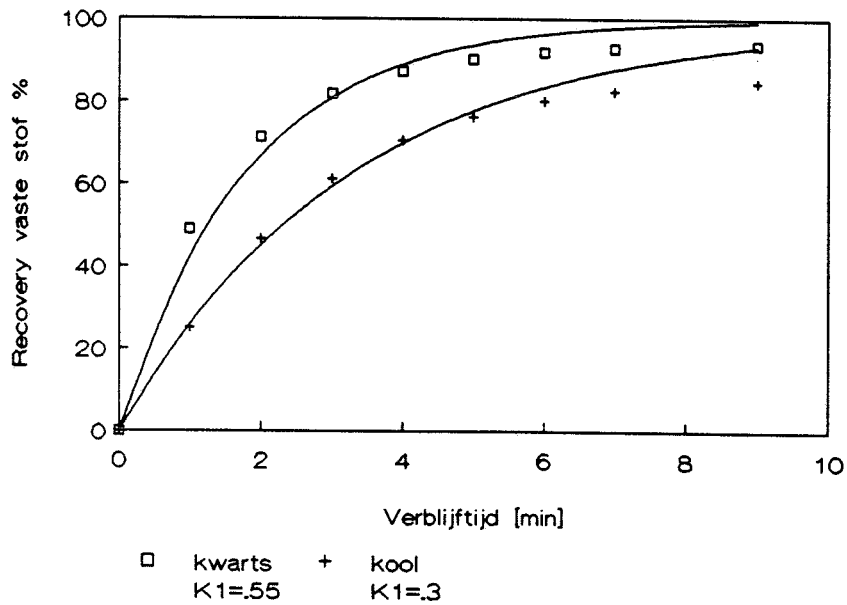
Om te bestuderen wat het effect is van gravitatie velden op flotatie is flotatie onder normale omstandigheden, dwz $Ng=1$, uitgevoerd. Tevens moest worden gecontroleerd of eerste orde floatie kinetiek opgaat in binaire systemen met hoge vaste stof concentraties. Daartoe is de flotatie bak gebruikt als beschreven in 2.1. Er is gemeten met een slurry die 0.1% en 1% vaste stof bevatte op gewichts basis voor zowel CTAB als SDBS. Telkens werd gedurende een minuut een monster genomen. In figuur 5.6 t/m 5.8 zijn de vaste stof recovery's weergegeven als functie van de verblijftijd. De lijnen die door de meetpunten zijn getrokken zijn theoretisch lijnen aan de hand van eerste orde kinetiek. Uit de resultaten blijkt dat eerste orde kinetiek mag worden aangenomen maar bij hogere beladingen al enige afwijkingen gaan optreden. Verder blijkt dat kool en kwarts geen hinder van elkaar noch van de concentratie aan vaste stof ondervinden. In tabel 5.1 en 5.2 is de Rietema efficiency en de flotatieverhouding voor de batch experimenten weergegeven.

Vaste stof recovery vs verblijftijd
Batch/CTAB/0.1% vaste stof



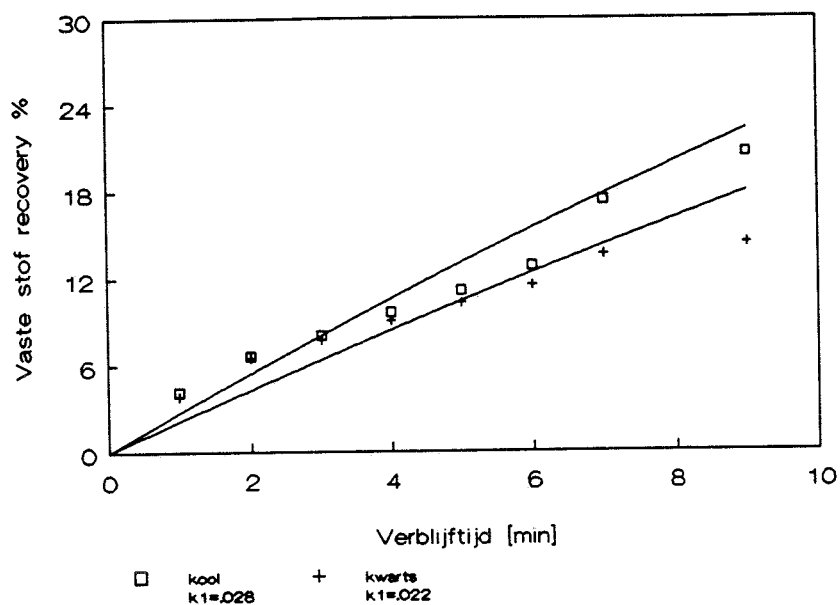
Figuur 5.6 Batch recovery
0.1 % vaste stof / CTAB

Recovery vs verblijftijd
Batch/CTAB/1 % vaste stof



Figuur 5.7 Batch recovery
1% vaste stof / CTAB

Vaste stof recovery vs verblijftijd Batch/SDBS/0.1% vaste stof

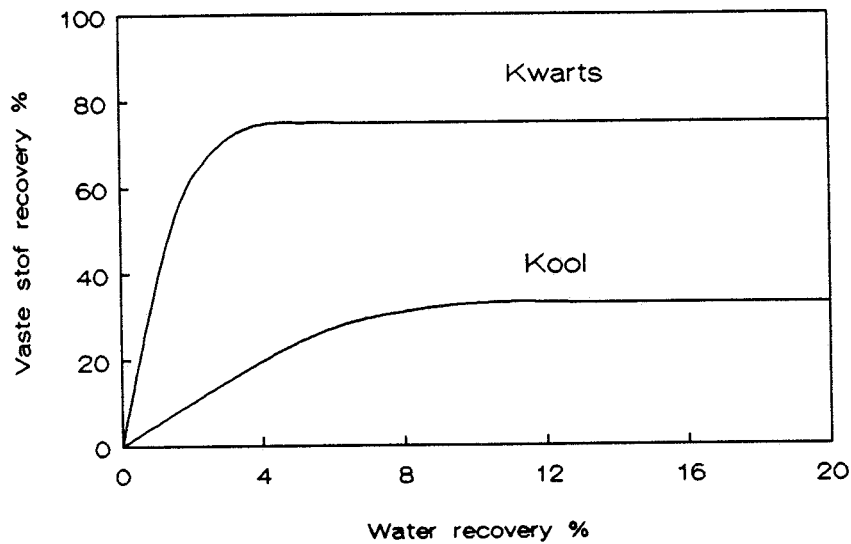


Figuur 5.8 Batch recovery
0.1 % vaste stof / SDBS

5.4.2. Vaste stof recovery bij centrifugaal flotatie experimenten

De vaste stof recovery blijkt even als bij de unaire systemen naar een vaste waarde te lopen. De vaste stof recovery's uit de binaire systemen zijn te construeren uit de unaire stystemen. Wederom is het zo dat de entrainment bijdrage te verwaarlozen is. Een karakteristieke recovery curve is weergegeven in figuur 5.9 De resultaten zijn weergegeven in fig B19 t/m B21.

Vaste stof recovery vs water recovery kool/kwarts/CTAB



Figuur 5.9 vaste stof recovery vs water recovery voor een binair systeem

5.4.4. Scheiding naar component

De scheiding naar component wordt bepaald aan de hand van de gemeten Rietema efficiency. Tevens is de efficiency voorspeld in de binaire experimenten aan de hand van gemeten recovery's uit uniaire experimenten. Uit de recovery's in de uniaire gevallen is $k\tau$ bepaald. In tabel 5.1 zijn de efficiency's en flotatieverhoudingen voor CTAB weergegeven ($F_1=0.06$ l/s; $F_g=0.49$ l/s). In tabel 5.2 is dat zelfde gedaan voor SDBS.

CTAB

Ng	E_{Rietema} voorspeld	E_{Rietema} gemeten 0.1%	E_{Rietema} gemeten 1%	M voorspeld	M gemeten 0.1%	M gemeten 1%
1		48	25		2.8	1.8
64	56	56	43	22.6	33.7	11.2
124	59	57	58	20.5	40.2	18.9
208	69	87	78	42.3	223.5	164.3

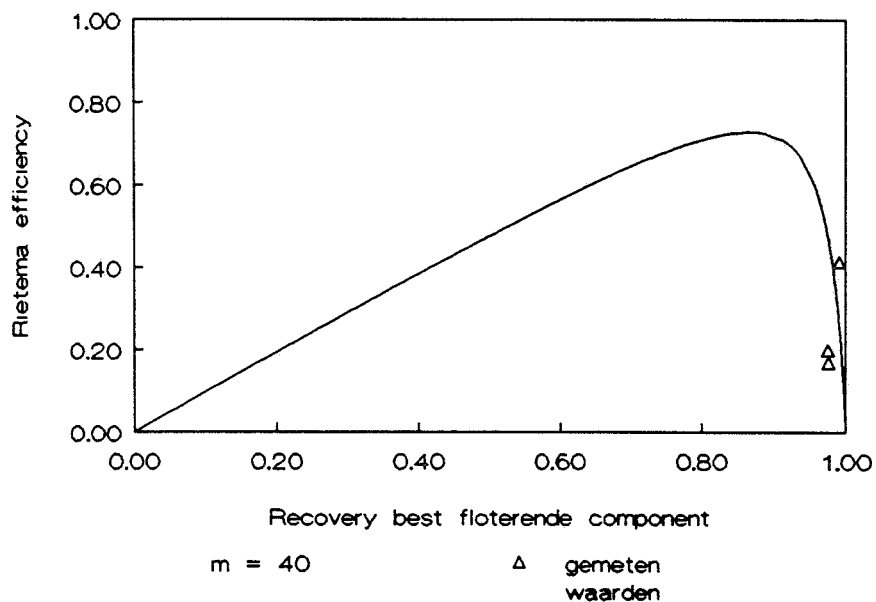
tabel 5.1 CTAB scheidingsefficiency's en flotatie verhoudingen

Ng	E_{Rietema} voorspeld	E_{Rietema} gemeten 0.1%	M voorspeld	M gemeten 0.1%
1		6		0.79
64	35	3	4.42	1.94
124	20	8	2.52	0.18
208	9	3	1.47	0.35

tabel 5.2 SDBS scheidingsefficiency's en flotatie verhoudingen

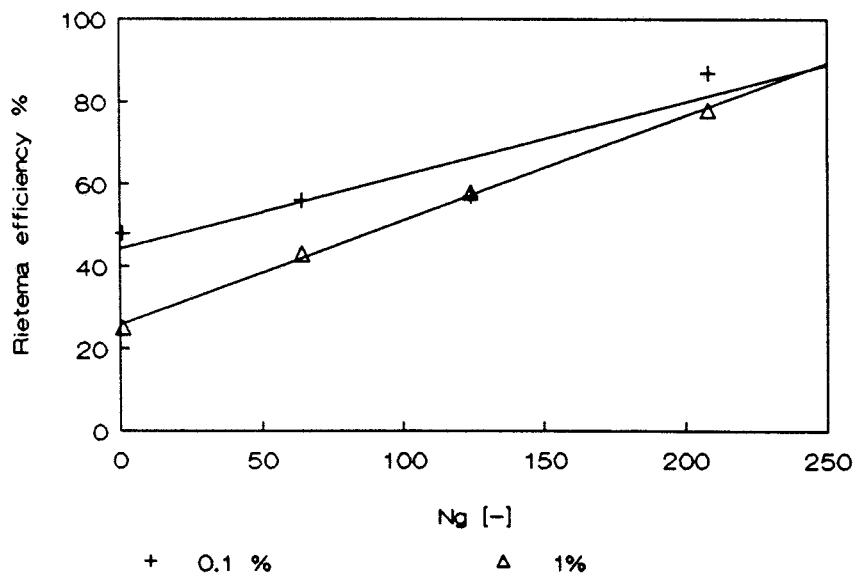
De flotatieverhouding kan ook grafisch worden bepaald. Daartoe worden de Rietema efficiency en de kwarts recovery grafisch weergegeven en de M wordt op de punten gefit. Dit is in figuur 5.10 gedaan. Uit de gemeten en berekende waarden volgt dat uit unaire experimenten redelijk voorspellingen kunnen worden gedaan voor binaire experimenten. Deze voorspellende waarde is bij CTAB veel hoger aangezien de meetnauwkeurigheid hoger is. In figuur 5.11 is het effect van de concentratie op de Rietema efficiency weergegeven als functie van Ng. Hieruit blijkt dat bij hoge Ng de efficiency nauwelijks verschilt.

Rietema efficiency vs recovery
grafische bepaling m



Figuur 5.10 Grafische bepaling van de
flotatieverhouding

Rietema efficiency vs Ng
concentratie effect



Figuur 5.11 Effect van concentratie op
de Rietema efficiency

5.5. Vergelijk van de centrifuge met de cycloon

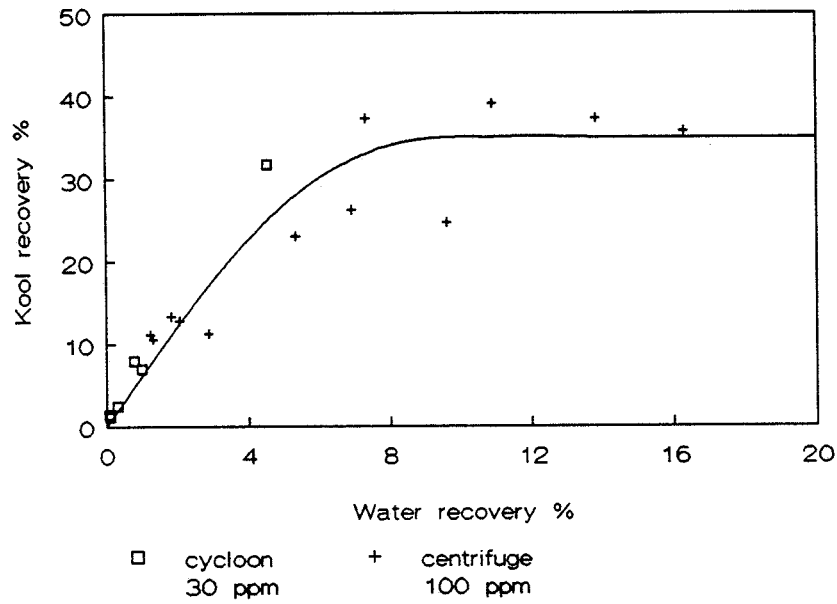
Aan de hand van resultaten bereikt door Dobbelaar (15) en van Os (16) zal de centrifuge worden vergeleken met de cycloon.

Dobbelaar heeft een karakteristieke diameter bereikt van ongeveer 5 μm bij een N_g van 200, de karakteristieke diameter correleert met N_g^{-1} . Dit stemt goed overeen met de resultaten bereikt met de centrifuge.

In figuur B22 t/m B24 is de water recovery tegen de vaste stof recovery uitgezet voor zowel de cycloon als de centrifuge. Hieruit blijkt dat de resultaten gevonden met de centrifuge aansluiten bij de resultaten van de cycloon. De water/vaste stof recovery's van de cycloon zijn lager. Dit valt te verklaren doordat met een lagere gas/vloeistof ratio wordt gewerkt.

Aan de hand van het boven staande mag worden geconcludeerd dat de centrifuge een goed model systeem is voor de cycloon. Opgemerkt moet worden dat de cycloon in een ander werkgebied zit door de lagere gas/vloeistof verhouding, de lagere zeep concentratie en het hogere N_g getal. Deze lagere zeep concentratie zal aanleiding geven tot een iets hogere oppervlakte spanning (24). Maar aangezien in het gebruikte concentratie debiet weinig oppervlakte spannings verandering optreden zal dit niet tot grote veranderingen leiden.

Kool recovery vs water recovery
Vergelijk cycloon en centrifuge/CTAB



Figuur 5.12 vergelijk centrifuge en cycloon

6. Industriële flotatie processen

In Perry (4) worden voorbeelden aangehaald van capaciteiten van conventionele flotatie processen. Voor agitaircellen wordt aangegeven wat de vaste stof belasting is per uur. Voor deze agitair cellen geldt dat ze een volume hebben van 13 m^3 en een slurry verblijftijd van 4 minuten. Voor de slurry belasting per m^3 apparaat per seconde volgt daaruit 54 Kg/s/m^3 . In deze cellen wordt gewerkt met 8 cellen in serie en 33 gewichts procent vaste stof. Industriële flotatie van kool wordt bedreven bij 6 gewichts procent vaste stof. Dit resulteert in 0.26 kg vaste stof/ m^3 apparaat/s. De centrifuge wordt op dit moment bedreven met een belasting tussen 0.2 (0.1 wt\%) en 2.0 (1 wt\%) $\text{kg/m}^3/\text{s}$. De airsprayed hydrocyclone van Miller wordt bedreven met een belasting van $0.6 \text{ kg/m}^3/\text{s}$. De centrifuge wordt dus bedreven onder vergelijkbare praktische condities. Met de centrifuge is een hogere capaciteit haalbaar dan bij huidige commerciële installaties.

In conventionele flotatie worden veel kleinere hoeveelheden surfactant gebruikt (orde 1 kg per ton erts). In het beschreven systeem is dit om twee redenen hoger. De kleine deeltjes in het systeem adsorberen grote hoeveelheden van de surfactant (Aktieve kool: 0.2 gr/gr solids). Dit wordt ook in de literatuur (20) beschreven als een van de problemen. Ten tweede is het zo dat nog geen optimalisatie van het systeem heeft plaatsgevonden.

$\text{Kg solids/M}^3 \text{ apparaat/s}$

Conventionele flotatie	0.26
Miller cycloon	0.60
flotatie centrifuge	0.2-2.0

7. Conclusies

Het is gelukt om met de centrifuge scheidingen van unaire systemen naar grootte te bewerkstelligen. De minimaal te bereiken scheidingsdiameter voor kool en kwarts bedragen respectievelijk 5 en 3 μm . De scheidingsdiameter is omgekeerd evenredig met het aangelegde centrifugaalveld. Doordat een fractie, en niet slechts grote of kleine deeltjes worden afgescheiden, is centrifugaalflotatie geen goede techniek om een deeltjes scheiding te bewerkstelligen.

De kinetiek van de centrifugaal-flotatie is te beschrijven aan de hand van eerste orde flotatie. Entrainment speelt nauwelijks een rol. Dit is waarschijnlijk terug te voeren op het feit dat het schuim zeer ver gedraineerd is. Deze hoge drainage is weer het gevolg van de hoge gravitatie velden.

De evaluatie van experimentele recovery curves aan de hand van theoretische beschouwingen is goed. Doch de voorspellende waarde van de theorie laat te wensen over. Dit vindt zijn oorzaak in de moeilijke toegankelijkheid van de Hamaeker constante.

Bij hogere gravitatie velden gaan traagheids effecten een grotere rol spelen. Het is daarom mogelijk om stoffen met verschillen dichtheden in centrifugaalflotatie met hogere efficiency's te scheiden dan bij conventionele flotatie.

De scheidings efficiency is redelijk voorspelbaar uit unaire experimenten. Dit betekent dat de deeltjes elkaar nauwelijks hinderen bij de gebruikte concentratie.

Met centrifugaal flotatie is het mogelijk om de capaciteit van flotatie apparatuur aanmerkelijk te verhogen. De verhoging in de capaciteit is mogelijk tot een factor 10.

De bel grootte is theoretisch goed te beschrijven. De bel diameter correleert met $Ng^{(1/3)}$.

Schuimvorming van centrifugaal flotatie neemt toe met toenemende vaste stof belading. Dit is terug tevoeren op belemmering van drainage door deeltjes in de schuim kanalen.

Als resultaten van karakteristieke diameter versus Ng en vaste stof recovery tegen water recovery worden uitgezet blijkt dat de resultaten voor de centrifuge goed aansluiten bij die van de cycloon. Gesteld mag worden dat de centrifuge een goed modelsysteem is voor de cycloon.

8. Aanbevelingen

Bij metingen aan centrifugaal flotatie treden vaak problemen op met de massabalans voor de vaste stof. Om dit te verbeteren moet kristisch worden gekeken naar de monstername van het systeem. Ook moet worden gekeken naar de stofopbouw met de tijd in het systeem.

Gecontroleerd moet worden of de menging in de centrifuge ideaal is. Dit kan worden gedaan aan de hand van energie dissipatie.

Er moet meer werk worden gedaan aan de colloid chemische aspecten van de flotatie. Goede waarden moeten worden gevonden voor de de Hamaker-London interactie parameter en voor de kritische filmdikte (h_c).

In de literatuur wordt aangehaald dat ionen sterke invloed hebben op flotatie eigenschappen. Bepaald moet worden welke ionen en in welke hoeveelheden in kraanwater aanwezig zijn.

Bij verdere proeven kan het verschil tussen de zepen misschien beter worden vergeleken bij het iso elektrisch punt. Dat zal voor SDBS en CTAB bij een andere PH liggen.

9. Literatuur

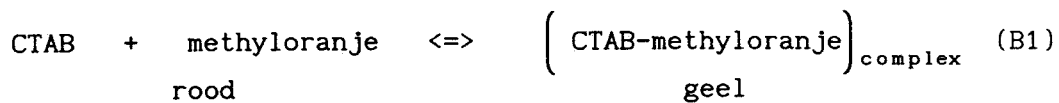
1. Heide, B.; Bergb. Wiss, 10, 153 (1963)
2. Miller, J.D.; Van Camp, M.C.; Min. Eng., 1575-1580 (1982)
3. Miller, J.D.; US Patent 4,279,743 (1979)
4. Perry's Chemical Engineers Handbook, 6th, 21-46 tot 21-55, (1985), McGraw Hill
5. Clarke, A.N.; Wilson, D.J.; Foam flotation, theory and applications, p161, (1983), Marcel Dekker.
6. Svarovsky, L; 'Solid-liquid separation', 2th, p 505, (1981) Butterworths
7. Sutherland, K.L.,; Kinetics of the flotation process, Physical Chemistry X, J. Phys. Coll. Chem. 52, pp 394-425 (1948)
8. Flint, L.R.; Howarth, W.J.; Chem. Eng. Sc, 26, 1155-1168 (1971)
9. Chesters, A.; College diktaat 'Meerfasenstromingen', TU Eindhoven, 1989
10. Warren, L.J.; Int. J. Min. Proc., 14, 33-44 (1985)
11. Mcketta, J.J.; Cunningham, W.A.; Encyclopidia of chemical processing and design, 14, 260-275 (1976)
12. Bird, R.B.; Steward, W.E.; Lightfoot, E.N.; Transport Phenomena, 133-140, (1963)
13. Thoenes, D; Collegediktaat proceskunde 2, Technische Universiteit Eindhoven (1986).

14. Jowett, A.; Proc.Int.Symp. Fine particles processing Soc. Min Eng, 37, (1980)
15. Dobbelaar, R.;Afstudeerverslag, juni 1989 TU Eindhoven
16. Os, v. H.; Afstudeerverslag, augustus 1988, TU Eindhoven
17. Cross, J.T.;The Analyst, 90, 1071, 315-324 (1965)
18. Handleiding Malvern Particle sizer
19. Senden, M.;Tels, M.;Air classification and Sieving, Praticle Technology workshop, 1981.
20. Chander, S.;Trans.Ind.Ins.Met. 31, 12-19 (1978)
21. Laskowski, J.;Minerals.Sci.Eng., 6(4), 223-235, (1974)
22. Ivanov, I.B.;Trans.Faraday Soc., 66, 1262-1273, (1970)

BIJLAGE 1: ANALYSES

Bepaling van de CTAB concentratie

De zeepconcentratie wordt bepaald door middel van een complexometrische twee fasen titratie. Deze methode berust op een kleuromslag van methyloranje door complexvorming met CTAB.



Reactiemechanisme voor de complexometrische titratie van CTAB.

Door aan een bekende hoeveelheid zeepmonster een ondermaat methyloranje toe te voegen wordt de kleur van de oplossing geel. Vervolgens wordt eerst het vrije CTAB 1 op 1 weggetitreerd met natrium-teraphenylboraat (NTPB), een anionisch surfactant. Indien al het vrije CTAB weggetitreerd is zal het CTAB)methyloranjecomplex worden afgebroken. Hierbij komt het methyloranje weer vrij. Op het equivalentiepunt van de titratie zal de kleur van de oplossing derhalve omslaan van geel naar rood. De oorspronkelijke CTAB concentratie kan nu berekend worden.

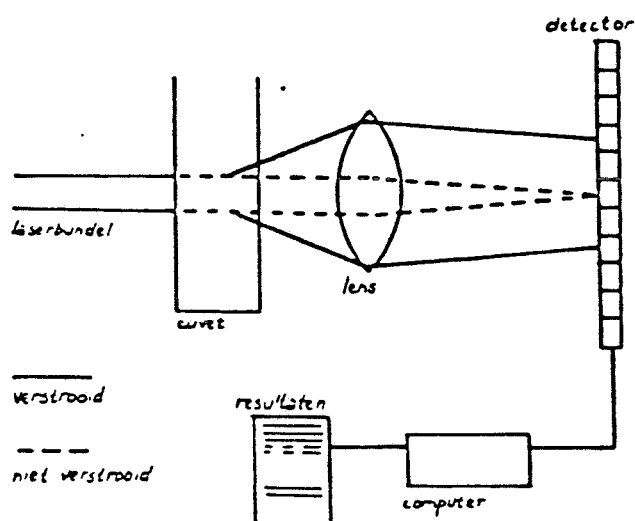
$$[\text{CTAB}] = \frac{V_{\text{NTPB}} \cdot t_{\text{NTPB}} \cdot M_{\text{NTPB}}}{V_{\text{CTAB}} \cdot M_{\text{CTAB}}} \quad (\text{B2})$$

[CTAB]	= de CTAB concentratie in het monster [mg/l]
V_{NTPB}	= toegevoegde hoeveelheid NTPB oplossing [ml]
t_{NTPB}	= titer van de toegevoegde NTPB oplossing [mg/l]
M_{NTPB}	= molmassa van NTPB [g/mol]
M_{CTAB}	= molmassa van CTAB [g/mol]
V_{CTAB}	= de gebruikte hoeveelheid CTAB)oplossing [ml]

De molmassa van CTAB is 364 g/mol en die van NTPB is 342 g/mol. Voor meer details over de eigenlijke titratie wordt verwezen naar de literatuuropgave [22]

Bepaling van de Deeltjesgrootteverdeling en de gemiddelde deeltjesgrootte

Voor de bepaling van de recoverycurve is de deeltjesgrootte verdeling nodig. Deze wordt bepaald met behulp van een Malvern Particle Sizer 3600.



Figuur B1: Principe van de Malvern Particle Sizer.

Het principe van dit apparaat is dat een monochromatische licht-bundel verstrooid wordt door de te onderzoeken suspensie. Deze verstrooiing wordt via een lens opgevangen door een lichtgevoelige detector. Aan de hand van dit verstrooiingspatroon wordt een deeltjesgrootteverdeling op volumebasis berekend. Voor een gedetailleerdere beschrijving van dit apparaat wordt verwezen naar de literatuuropgave [18]. De ondergrens van deze Malvern is ongeveer 1 μm . Men heeft de beschikking over verschillende lenzen. Deze lenzen hebben verschillende brandpuntsafstanden en daardoor elk een bepaald deeltjesgroottebereik. Voor de meting van deeltjesgrootte werd steeds de kleinste lens (63 mm) gebruikt. De

deeltjesgrootteverdeling wordt opgedeeld in 16 kanalen van ongelijke breedte. Naast een deeltjesgrootteverdeling op volumebasis worden ook enkele karakteristieke getallen van de verdeling berekend. Dit zijn de dp_{10} , dp_{50} , dp_{90} , VMD en SMD. dp_{10} , dp_{50} en dp_{90} zijn die diameters, waaronder zich respectievelijk 10%, 50% en 90% van het volume bevindt. VMD is de volumegemiddelde diameter, vaak ook d_{43} genoemd, en is gedefinieerd als:

$$VMD = \sum_i \frac{n_i d_i^4}{\sum_i n_i d_i^3} = \sum_i q_i d_i \quad (B3)$$

- n_i = aantal deeltjes in klasse i
- d_i = gemiddelde diameter in klasse i (μm)
- i = klassennummer
- q_i = gewichtsfractie in klasse i .

SMD staat voor Sauter Mean Diameter, ook wel de oppervlakte gemiddelde diameter d_{32} genoemd, en is gedefiniëerd als:

$$SMD = d_{32} = \sum_i \frac{n_i d_i^3}{\sum_i n_i d_i^2} = \frac{1}{\sum_i q_i d_i} \quad (B4)$$

met n_i , d_i , i , q_i als bij 1).

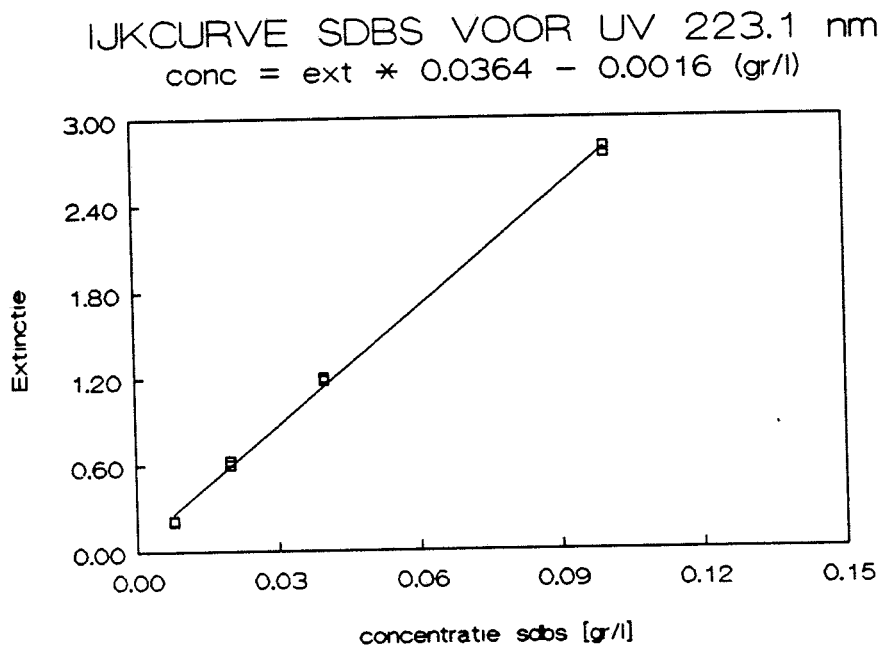
Bepaling van de vaste stof concentratie

De vaste stof concentratie wordt bepaald door middel affiltreren en wegen. Het monster wordt over een filter afgefiltreerd en het filter wordt gedurende 1 nacht bij 75°C gedroogd. Door verschilweging wordt het vaste stof gehalte bepaald. Als zowel kool als kwarts aanwezig zijn wordt na wegen het filter afgeschraapt en de vaste stof wordt gedurende 3 uur bij 700°C uitgegloeid. Door rekening te houden met 3.9 % as in het kool kan dan het kwarts en door verschil ook het kool gehalte worden bepaald.

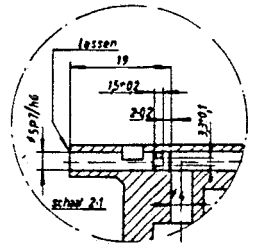
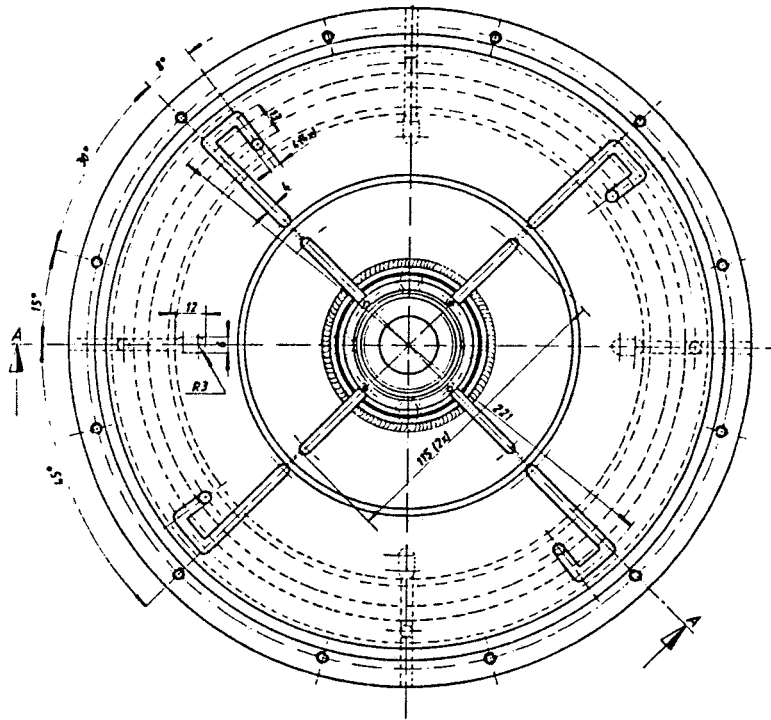
Bepaling van de SDBS concentratie

De concentratie van SDBS werd bepaald door middel van UV/VIS spectrofotometrie bij een golflengte van 223.1 nm. Er werd een ijklijn opgesteld voor de licht extinctie bij verschillende SDBS concentraties. De ijkoplossingen van SDBS werden gemaakt in kraanwater, omdat in de flotatiecentrifuge met kraanwater gewerkt wordt. Voor dat van een monster de lichtextinctie gemeten werd, werd de vaste stof met een 0.45 μm Millipore filter afgefiltreerd. In figuur B5 is de ijklijn van SDBS weergegeven. De gefitte relatie voor de SDBS cocncentratie wordt geschreven als:

$$[\text{SDBS}] = 0.0364 \ln \left(\frac{I}{I_0} \right) + 0.0016$$

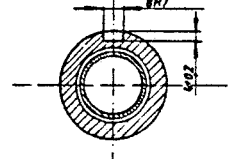
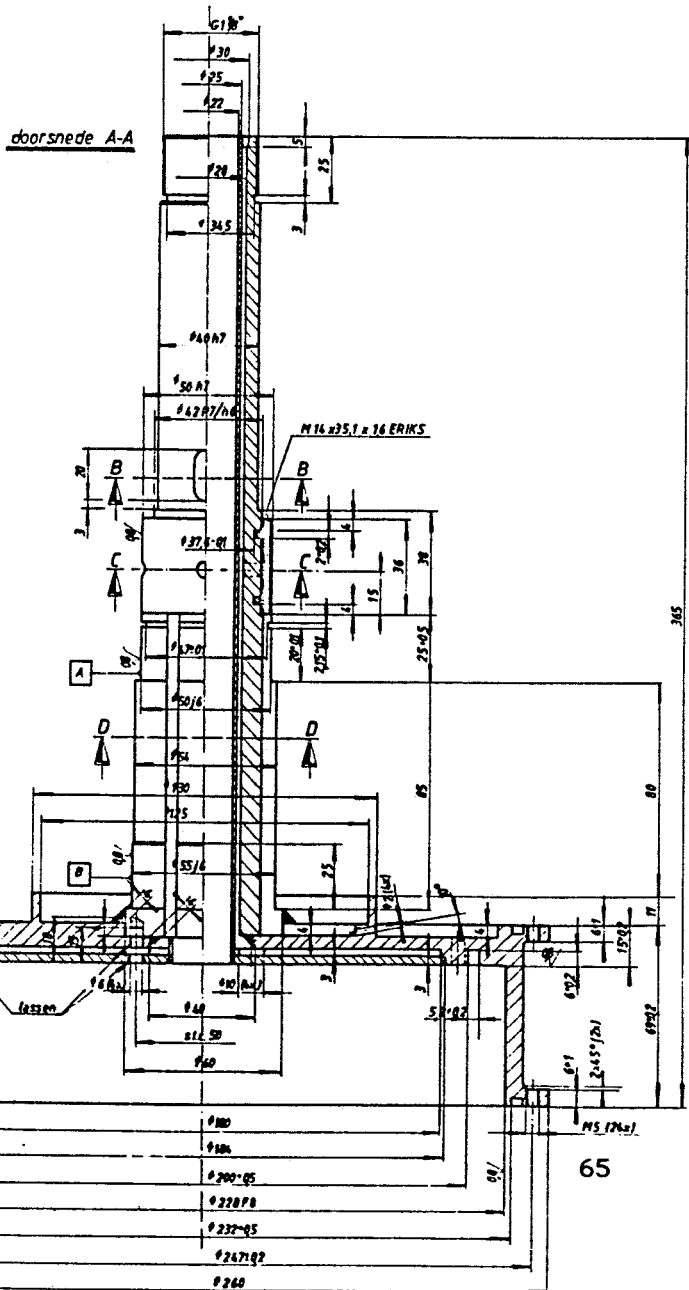


figuur B5: ijklijn SDBS concentratie.

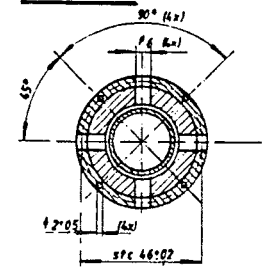


doorsnede A-A

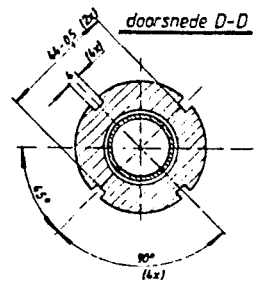
doorsnede B-B



doorsnede C-C



doorsnede D-D



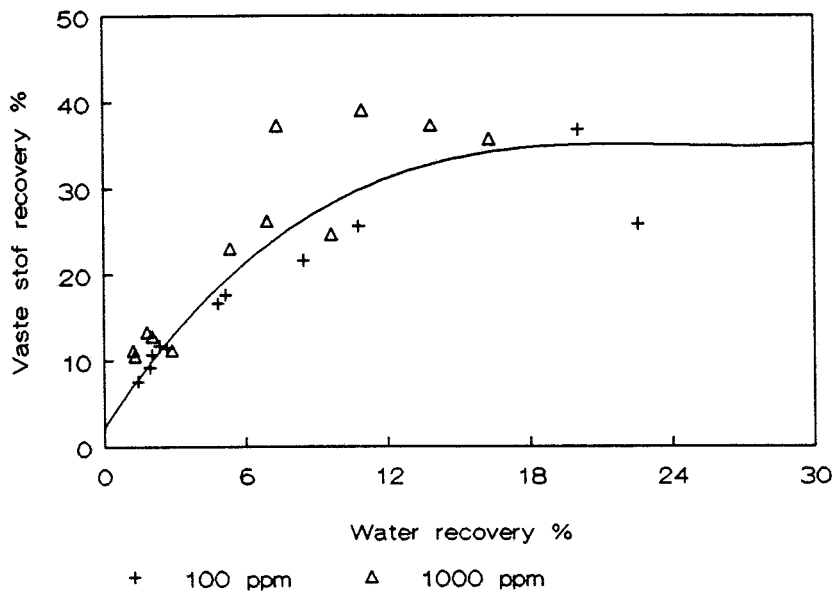
105 AB

65

AM		25 centrifugaal extractor	
10	17	32	TF 947 A

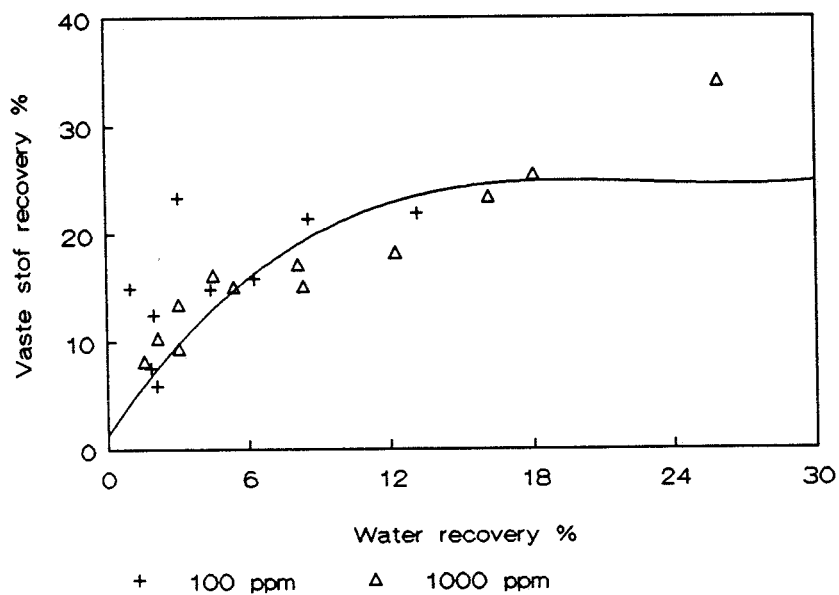
Bijlage 3 Grafieken met resultaten

Vaste stof recovery vs water recovery
kool/CTAB



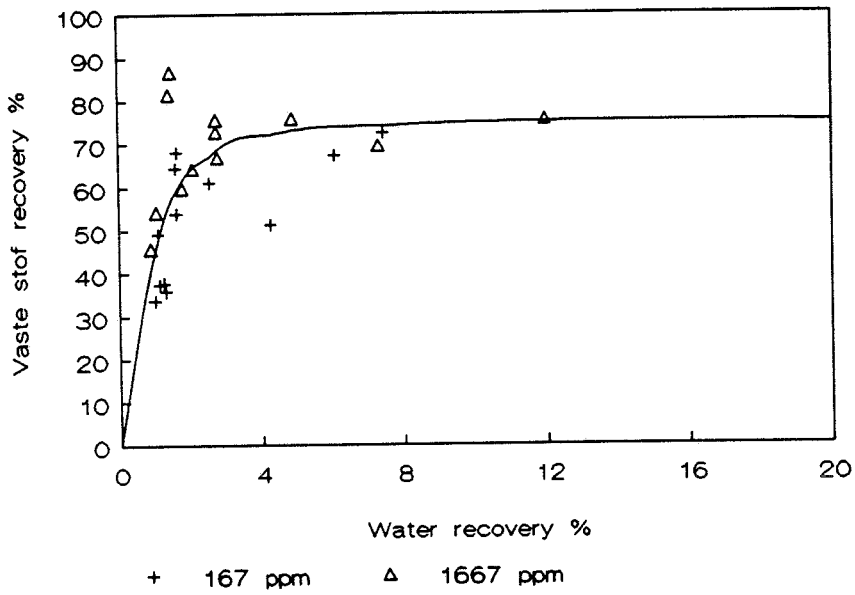
Figuur B1

Vaste stof recovery vs water recovery
kool/SDBS



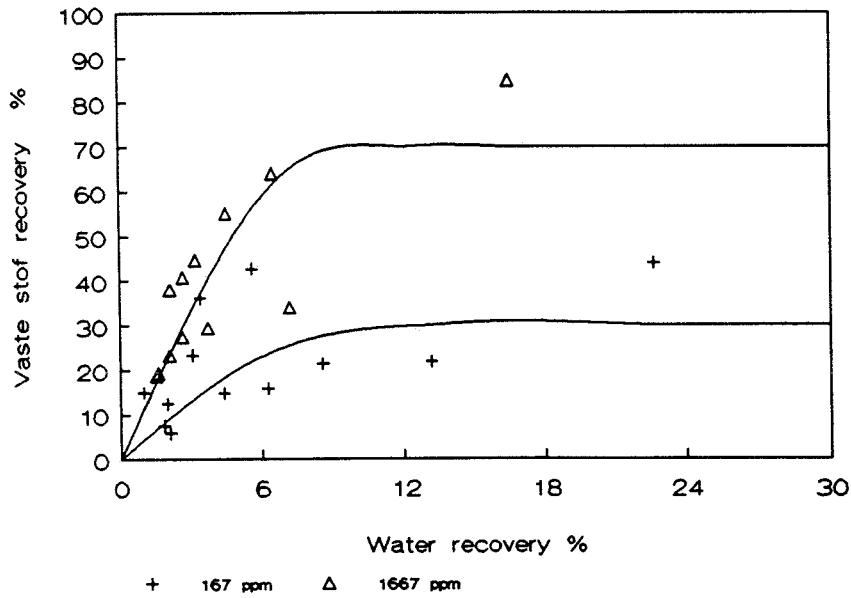
Figuur B2

Vaste stof recovery vs water recovery
kwarts/CTAB



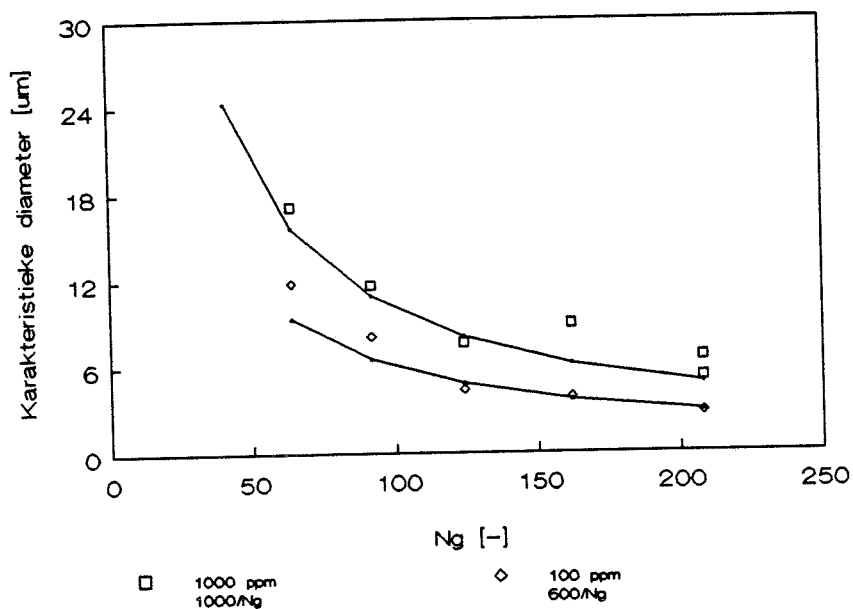
Figuur B3

Vaste stof recovery vs water recovery
kwarts/SDBS



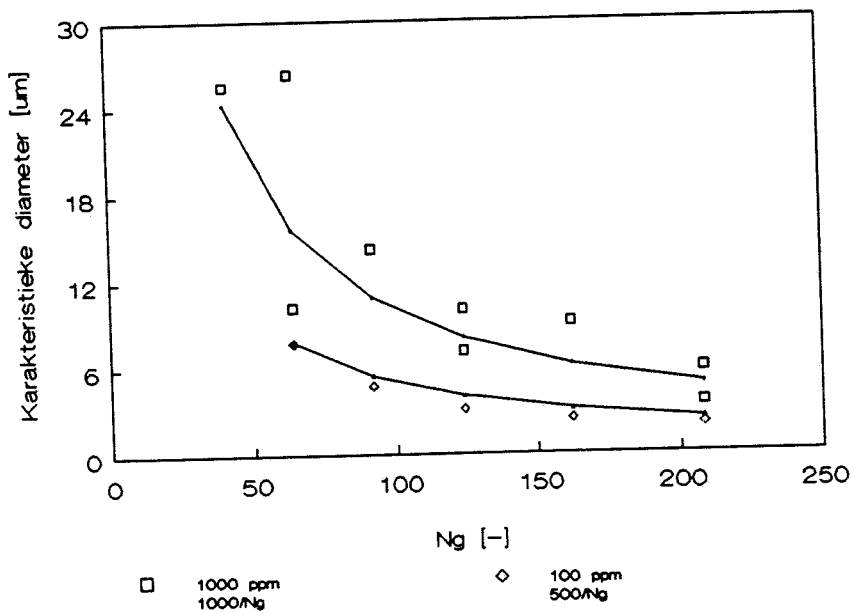
Figuur B4

Karakteristieke diameter vs Ng
Kool/CTAB/fg=41e-5 m3/s



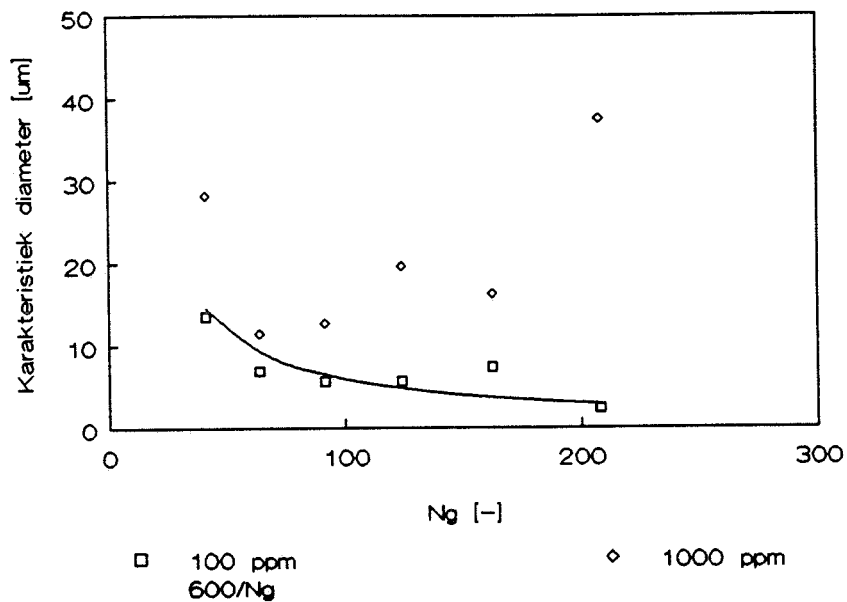
Figuur B5

Karakteristieke diameter vs Ng
Kool/CTAB/fg=49e-5 m3/s



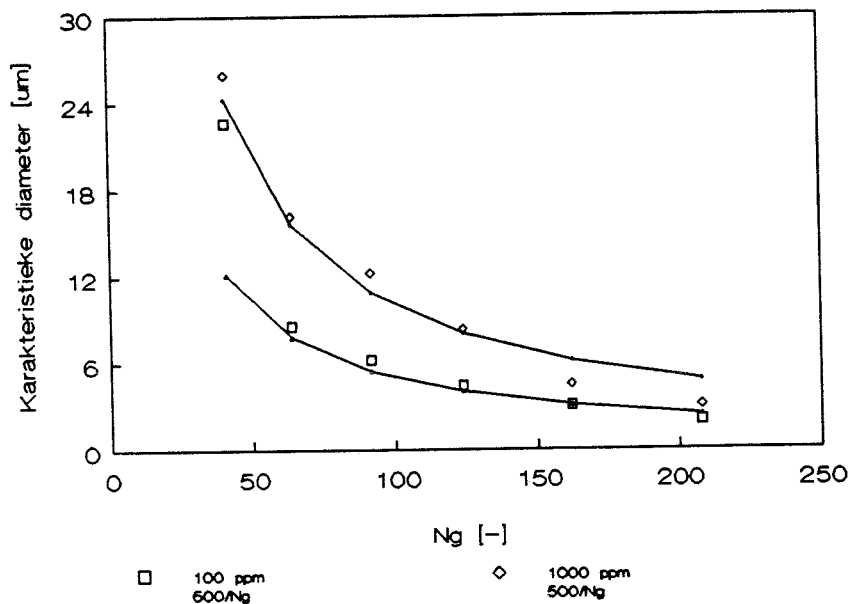
Figuur B6

Karakteristieke diameter vs Ng
 kool/SDBS/fg=41e-5 m3/s



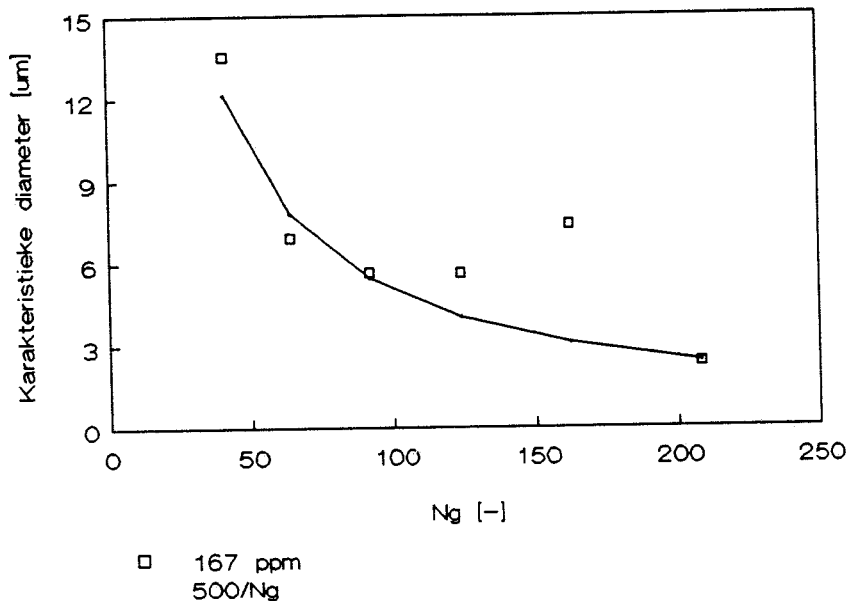
Figuur B7

Karakteristieke diameter vs Ng
 kool/SDBS/fg=49e-5 m3/s



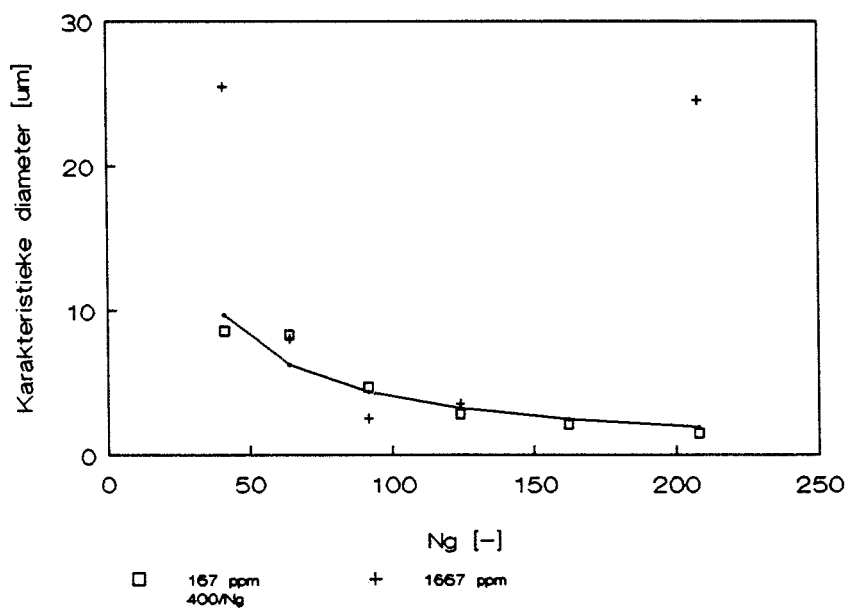
Figuur B8

Karakteristieke diameter vs Ng
 Kwarts/SDBS/fg=41e-5 m3/s



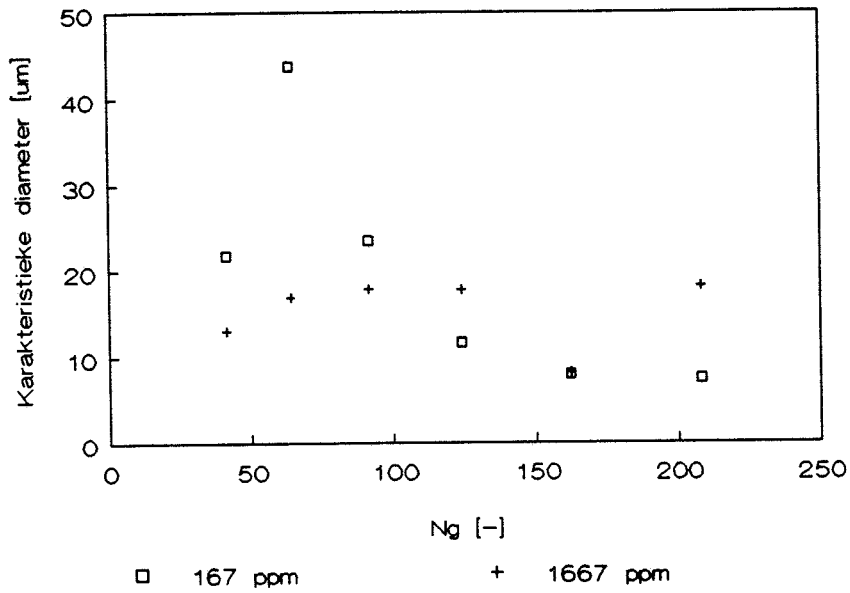
Figuur B11

Karakteristieke diameter vs Ng
 Kwarts/SDBS/fg=49e-5 m3/s



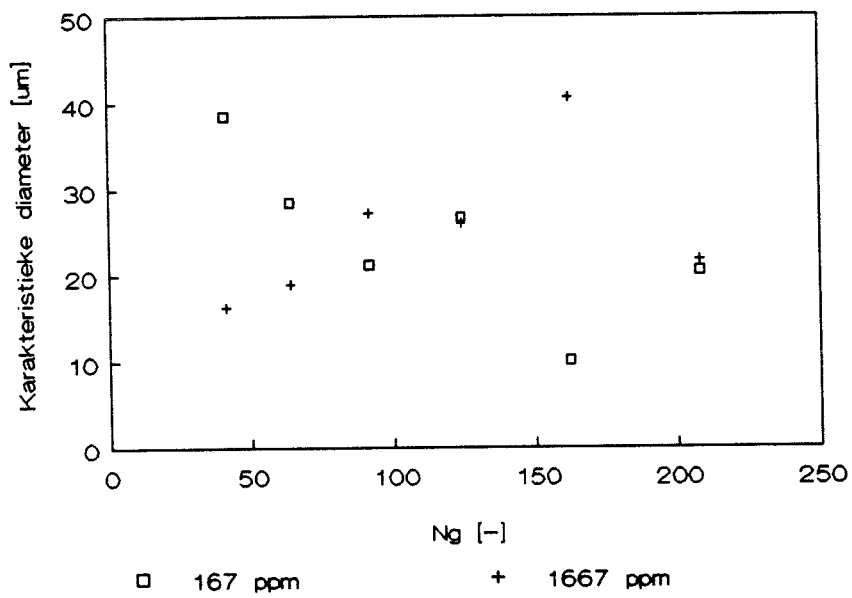
Figuur B12

Karakteristieke diameter vs Ng
kwarts/CTAB/fg=41e-5 m3/s



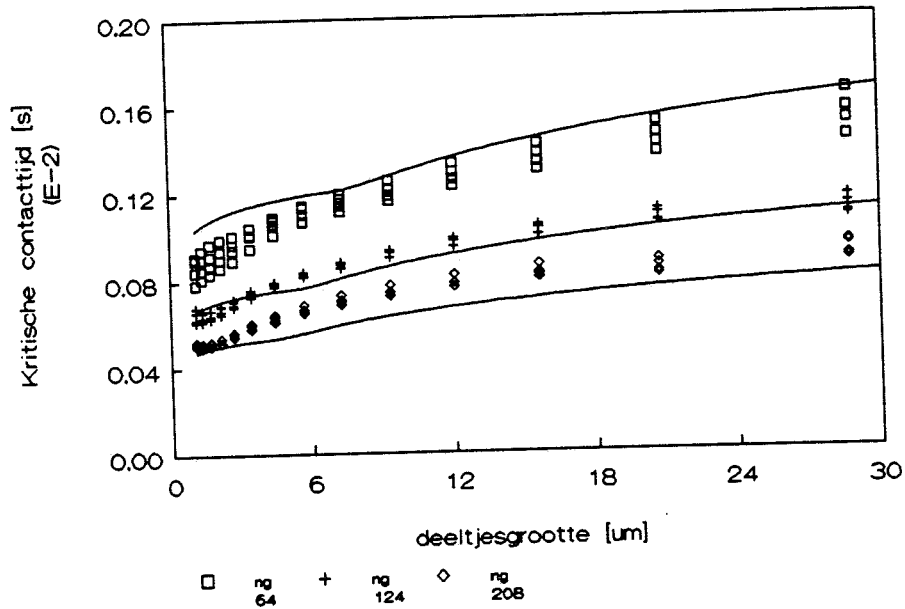
Figuur B9

Karakteristieke diameter vs Ng
kwarts/CTAB/fg=49e-5 m3/s



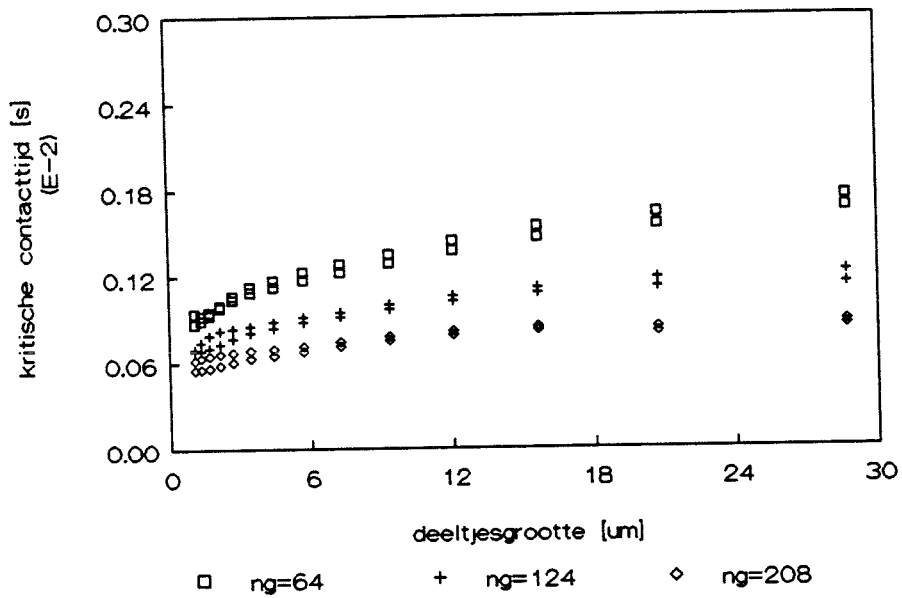
Figuur B10

T kritisch vs deeltjesgrootte
kool/ctab



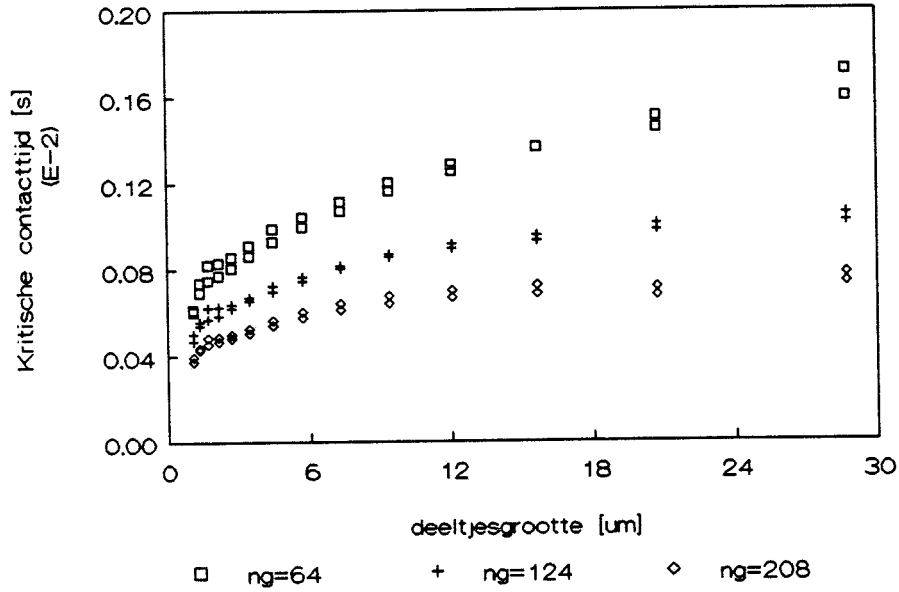
Figuur B13

T kritisch vs deeltjesgrootte
kool/sdbs



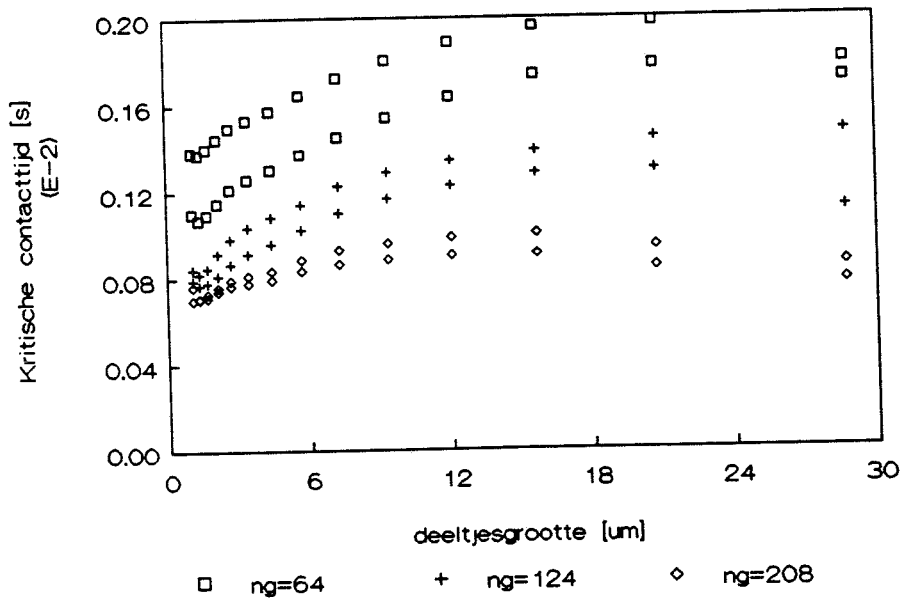
Figuur B14

T kritisch vs deeltjesgrootte
kwarts/ctab



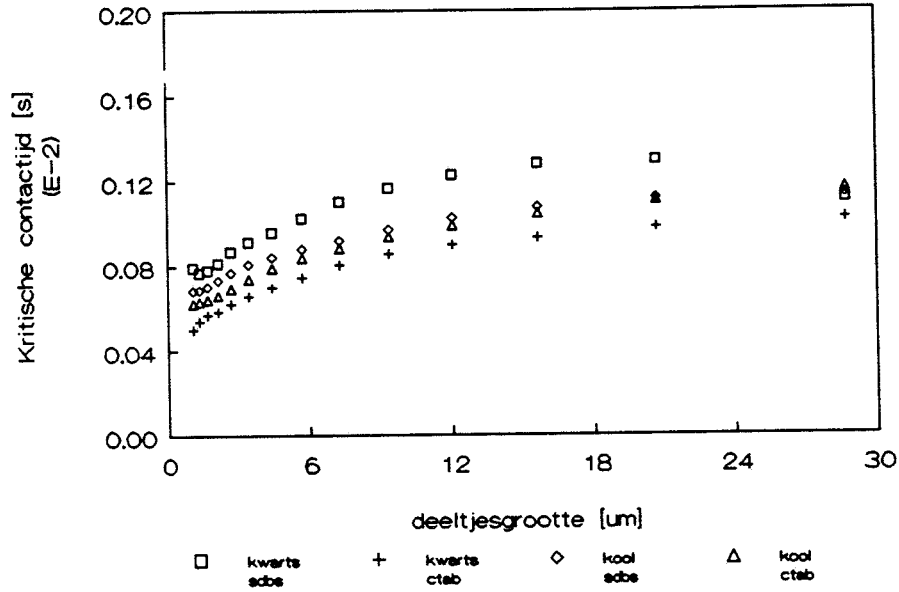
Figuur B15

T kritisch vs deeltjesgrootte
kwarts/sdbs



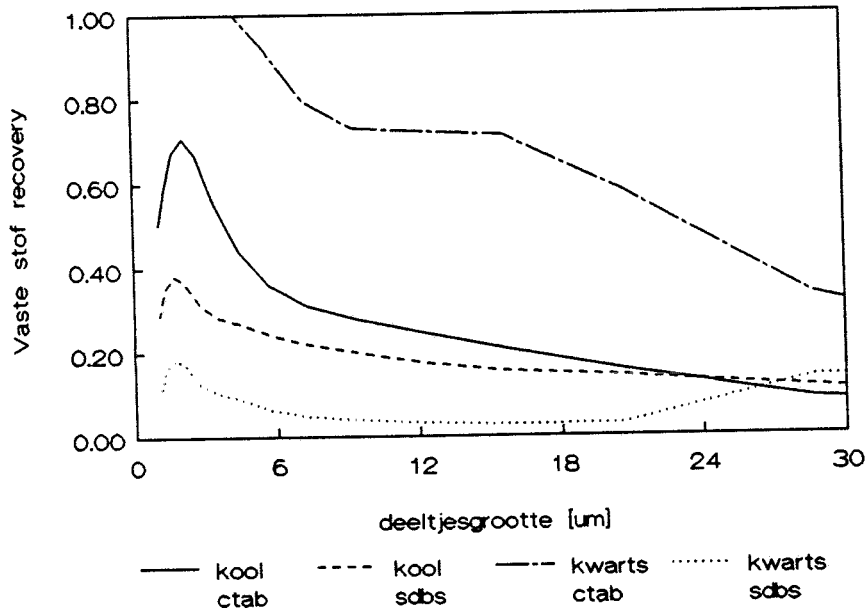
Figuur B16

T kritisch vs deeltjesgrootte



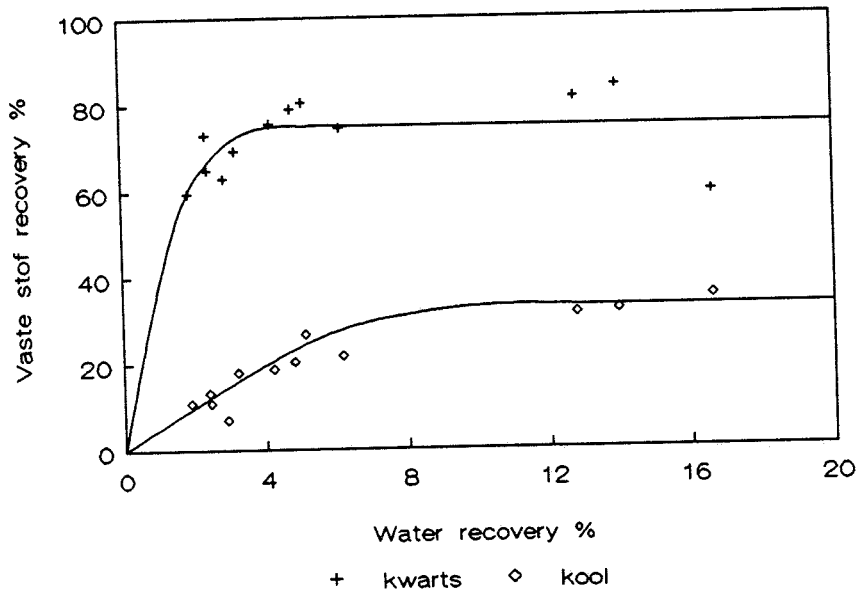
Figuur B17

Vaste stof recovery vs deeltjes grootte Ng=124



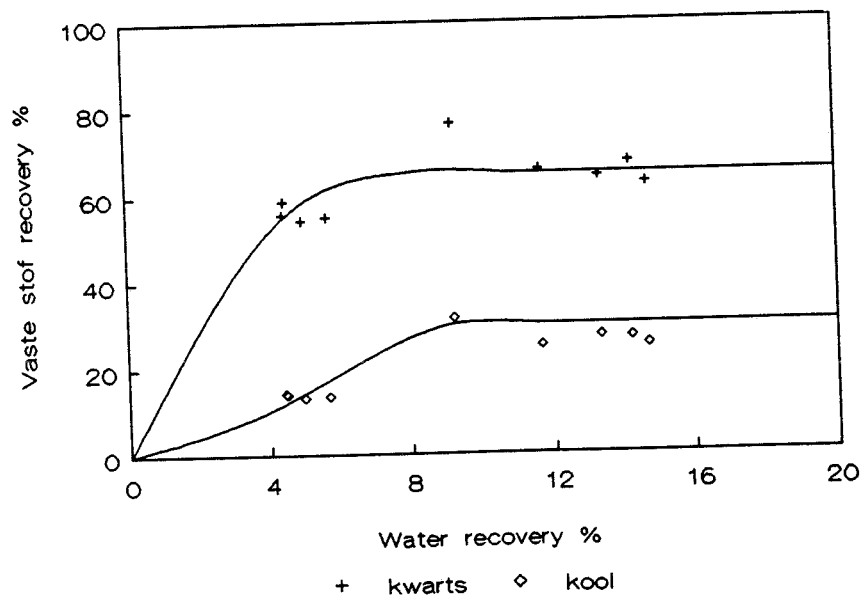
Figuur B18

Vaste stof recovery vs water recovery
0.1% kool/kwarts/CTAB



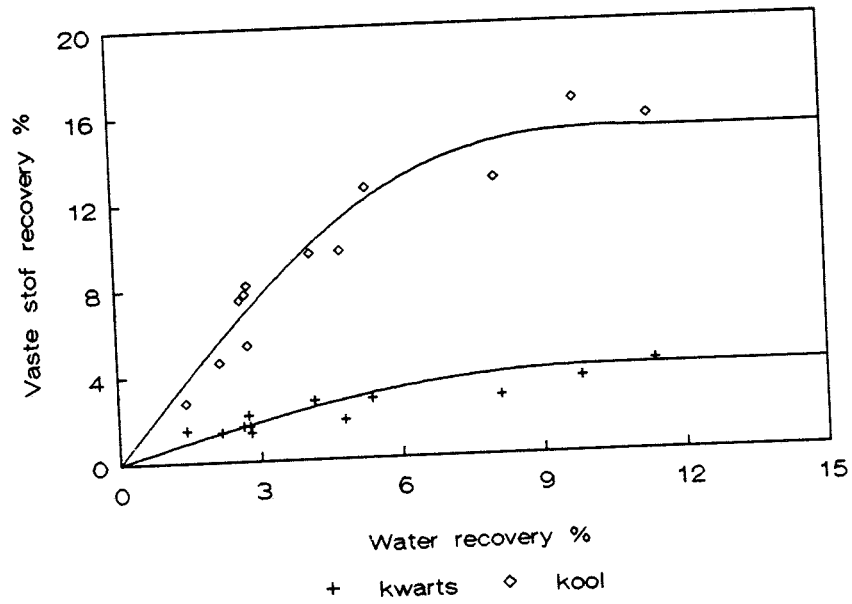
Figuur B19

Vaste stof recovery vs water recovery
1% kool/kwarts/CTAB



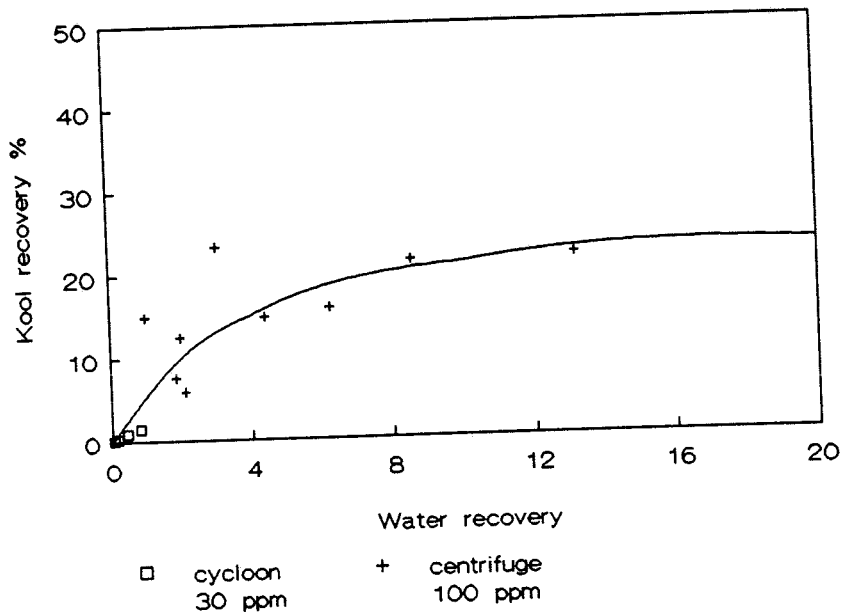
Figuur B20

Vaste stof recovery vs water recovery
0.1 % kool/kwarts/SDBS



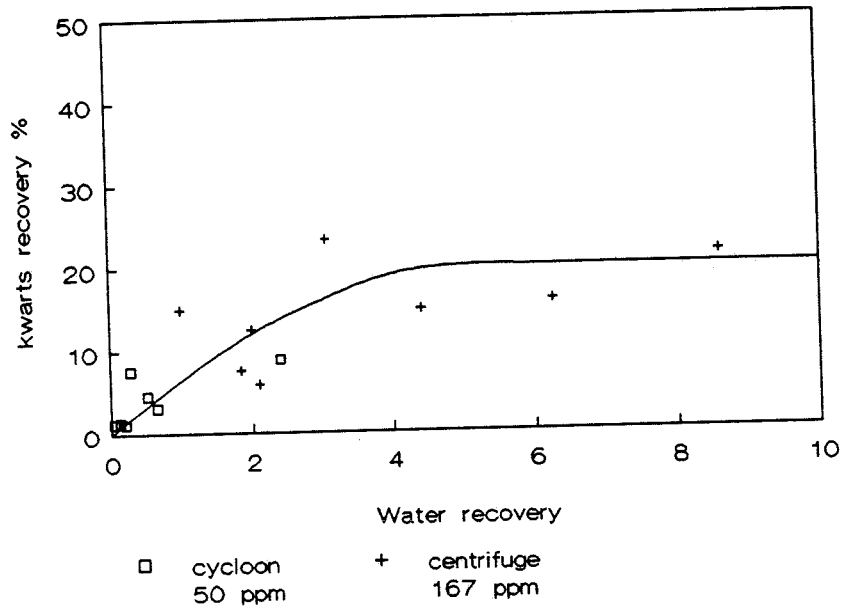
Figuur B21

Kool recovery vs water recovery
Vergelijk cycloon en centrifuge/SDBS



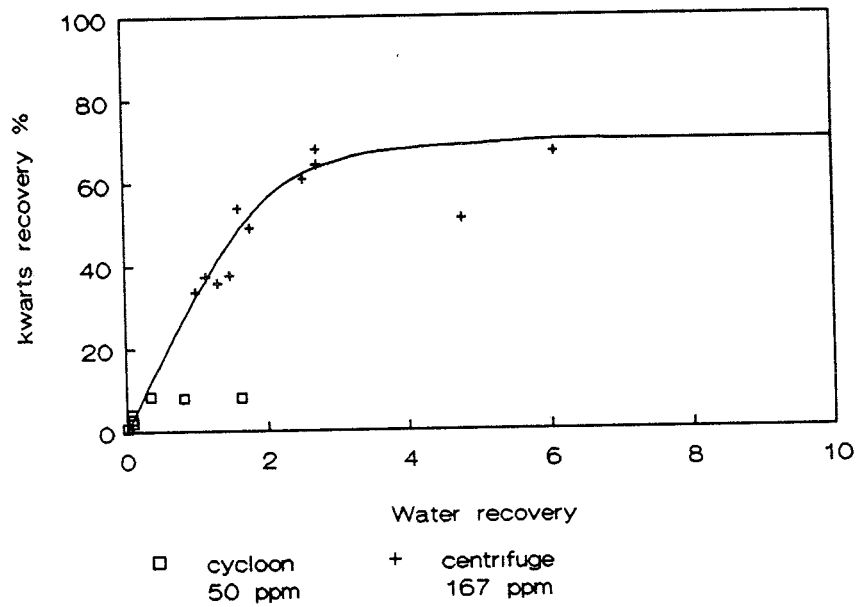
Figuur B22

Kwarts recovery vs water recovery
 Vergelijk cycloon en centrifuge/SDBS



Figuur B23

Kwarts recovery vs water recovery
 Vergelijk cycloon en centrifuge/CTAB



Figuur B24

Bijlage 4 Symbolenlijst

α	Correctie factor in de flotatieconstante voor de traagheid van een deeltje	-
A	Hamaeker constante	J
a_c	Centrifugaal versnelling	m/s^2
β	Correctie factor in de flotatieconstante voor de fractie aan deeltjes die na vangen weer loslaat	-
β_2	factor die aangeeft hoeveel een bel van de bol Afwijkt.	-
C_d	Weerstands coëfficiënt	-
D	Botsingsdiameter	m
d_p	Deeltjes diameter	m
ϵ	Porositeit van het schuim	-
ϵ_0	Porositeit van het schuim voordat drainage optreed	-
E_{rietema}	Rietema efficiency	-
Φ_a	Recovery percentage van stof a	-
Φ_b	Recovery percentage van stof b	-
F_{gas}	gasdebiet	m^3/s
F_l	luchtdebiet	m^3/s
γ_{lg}	grensvlakspanning tussen vloeistof en gas	N/m
γ_{sg}	grensvlakspanning tussen vast en gas	N/m
γ_{sl}	grensvlakspanning tussen vast en vloeistof	N/m
g	gravitatie versnelling	m/s^2
ΔG	gibbs vrije energie	J
η	viscositeit	Pa s
h_0	Afstand van waarop een deeltje een bel nadert	m
h_{0V}	Afstand waarop van het eerste drainge model naar het tweede wordt overgestapt	m
hc	kritische afstand	m
k_f	flotatie snelheids constante	s^{-1}
m	flotatie verhouding	-
Mo	getal van Morton	-
m_p	massa van een deeltje	kg
n	aantal botsingen per seconde	s^{-1}
N	aantal omwentelingen per second	s^{-1}

N_0	bellen concentratie	m^{-3}
N_g	aantal malen de gravitatie versnelling	-
θ	contacthoek gas/deeltje	rad
$\Delta\rho$	dichtheidsverschil	kg/m^3
r	straal van een uitstroom opening	m
r_c	straal van de centrifuge	m
r_p	straal van een deeltje	m
R	equivalente diameter	m
R_b	straal van een bel	m
Re	getal van Reynolds	-
σ	oppervlakte spanning van een vloeistof	N/m
τ	verblijftijd	s
t	tijd	s
t_c	kritische contacttijd	s
u_x	snelheid in de x-richting van de bel	m/s
u_y	snelheid in de y-richting van de bel	m/s
v_s	stijgsnelheid van een bel	m/s
v_x	snelheid in de x-richting van het deeltje	m/s
v_y	snelheid in de y-richting van een deeltje	m/s
V_b	volume van een bel	m^3
V_p	volume van een deeltje	m^3
W	ratio gas/vloeistof toevoer	-
We	getal van weber	-