

33 (829)

Nur zum persönlichen Gebrauch
Vom Verfasser überreicht



Basel



Mulhouse



Freiburg



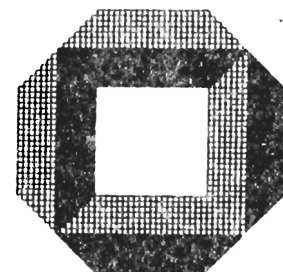
Strasbourg I



Strasbourg II



Strasbourg III



Karlsruhe

**PREMIER COLLOQUE SCIENTIFIQUE
DES UNIVERSITES DU RHIN SUPERIEUR
"RECHERCHES SUR L'ENVIRONNEMENT
DANS LA REGION"**

**ERSTES GEMEINSAMES WISSENSCHAFTLICHES
KOLLOQUIUM DER OBERRHEINISCHEN
UNIVERSITÄTEN
"UMWELTFORSCHUNG IN DER REGION"**

STRASBOURG, 27 - 28.6.1986

BESCHREIBUNG DER FESTSTOFFABSCHEIDUNG IN
DEKANTIERZENTRIFUGEN

Dipl.-Ing. Th. Langeloh, Prof. Dr.-Ing. W. Stahl
Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik
der Universität Karlsruhe (TH), D-7500 Karlsruhe 1

Zusammenfassung

Zur Berechnung der Abscheidung in Dekantierzentrifugen hat sich die Theorie der äquivalenten Klärfläche, seit sie 1949 von Smith und Hebb eingefügt wurde, durchgesetzt. Nach ihr ist für die Klärung in der Dekantierzentrifuge nur die Sedimentation der Feststoffteilchen maßgebend.

Vergleicht man die Theorie mit Meßwerten, erhält man sehr oft keine Übereinstimmung. Besonders deutlich wird dies bei der Veränderung der Teichtiefe und der Schneckensteigung bei gleichbleibender Klärfläche. Die Einführung von Korrekturfaktoren ändert an dieser Tatsache nichts.

In Analogie zum Geschiebetransport in fließenden Gewässern wurde ein neues Modell, der Schleppkraftansatz, aufgestellt: Ab einem bestimmten Durchsatz werden die Scherkräfte am Kanalgrund so groß, daß bereits abgeschiedene Feststoffteilchen mit der Strömung zum Überlauf hin gespült werden.

Mit dieser Theorie lassen sich viele Effekte sehr gut beschreiben, die mit der Theorie der äquivalenten Klärfläche nicht erklärt werden können.

Neben der Gegenüberstellung der beiden Theorien werden Folgerungen für die Konstruktion und die Auslegung von Dekantierzentrifugen gezogen.

Description de la séparation des matières solides dans une
centrifugeuse de décantation

Pour le calcul de la séparation dans des centrifugeuses de décantation, la théorie de la surface de décantation équivalente introduite par Smith et Hebb en 1949 s'est imposée. D'après cette théorie seule la sédimentation des particules des matières solides est pertinente pour la décantation en centrifugeuse.

Si l'on compare la théorie aux valeurs mesurées les résultats sont très souvent différents. La différence s'accroît lors du changement de la profondeur des bassins et du pas de l'hélice pour une surface de décantation constante. L'introduction de facteurs correcteurs ne change rien à ce constat.

Par analogie au transport solide par l'eau courante un nouveau modèle concernant la force d'entraînement a été mis au point: à partir d'un certain débit les forces de cisaillement au fond du canal deviennent si importantes que des particules déjà séparées sont entraînées par l'eau de débordement.

Grâce à cette théorie il est possible de décrire de façon précise de nombreux effets qui ne peuvent pas être expliqués par la théorie des surfaces équivalentes de décantation.

En plus de la comparaison des deux théories des conclusions sont tirées pour la construction et la présentation de centrifugeuses de décantation.

Beschreibung der Feststoffabscheidung in Dekantierzentrifugen

1. Einführung

Dekantierzentrifugen sind in der Verfahrenstechnik im Bereich der Fest-Flüssig-Trennung weit verbreitet. Da die Wirkungsweise der Dekanter auf der Sedimentation beruht, muß der Feststoff eine größere Dichte als die flüssige Phase aufweisen.

Eine Dekantierzentrifuge besteht aus einem zylindrisch-konischen Rotor mit einer innenliegenden Schnecke. Die Schnecke ist mit dem Rotor über ein mitumlaufendes Getriebe verbunden. Mit Hilfe dieses Getriebes läuft die Schnecke je nach ihrem Windungssinn etwas schneller bzw. etwas langsamer als der Rotor.

Die zu trennende Suspension wird axial durch ein Zulaufrohr in die Maschine geleitet und fließt, nachdem sie im Schneckengrundkörper vorbeschleunigt wurde, durch Löcher in den eigentlichen Verfahrensraum.

Der Feststoff sedimentiert ab und wird mit Hilfe der Schnecke über den Konus aus der Maschine ausgetragen. Die flüssige Phase fließt durch spezielle Öffnungen aus der Maschine.

Je nach Strömungsführung unterscheidet man zwischen Gleichstrom- und Gegenstromdekantierzentrifugen.

2. Problemstellung

Die erste Patentanmeldung einer Dekantierzentrifuge stammt aus dem Jahre 1890 [1], doch wurden erst 1949 von Smith und Hebb [2] Gleichungen zur Beschreibung der Abscheidung in Dekantierzentrifugen veröffentlicht.

Auf der Basis des Stokesschen Gesetzes gaben sie als Maß für die Klärleistung einer Dekantierzentrifuge die äquivalente Klärfläche (Theorie der äquivalenten Klärfläche) an.

Angeregt durch dieses Gesetz wurden in der darauffolgenden Zeit hauptsächlich lange, schlanke Dekantierzentrifugen gebaut. Der Schlankheitsgrad einer Dekantierzentrifuge war ein wichtiges Maß für ihre Abscheideleistung.

Mit der Zeit stellte man jedoch fest, daß entgegen der Aussage der Theorie der äquivalenten Klärfläche, die Wehrhöhe einen deutlichen Einfluß auf die Abscheideleistung hat. Daraufhin wurden wieder bereits lang bekannte Schneckenversionen wie die Tauch-, die Band- und die Gleichstromschnecke eingesetzt. Gleichzeitig wurden möglichst große Wehrhöhen eingestellt.

Eine theoretische Beschreibung für den Einfluß der Wehrhöhe auf die Abscheidung gab es jedoch nicht.

Auch bei der Auslegung von Dekantierzentrifugen merkte man sehr bald, daß die Theorie der äquivalenten Klärfläche nicht immer für die Hochrechnungen von Pilotversuchen geeignet war. Deshalb legte man die Dekantierzentrifugen, vor allem bei der Abscheidung von geflockten Schlämmen, über die Verweilzeit der Flüssigkeit in der Maschine aus. Die Pilotversuche mußten in diesem Fall mit der Schleuderziffer der Betriebsmaschine durchgeführt werden.

Bei einer geometrisch ähnlichen Vergrößerung i erhält man auf der Basis der Theorie der äquivalenten Klärfläche einen Vergrößerungsfaktor i^2 und über die Verweilzeit i^3 . Bei einem Vergrößerungsfaktor von 4 erhält man über die gleiche Volumenbelastung eine vierfach größere Abscheideleistung als mit der Theorie der äquivalenten Klärfläche. Das kann bei der Projektierung einer Anlage bedeuten, daß z.B. anstatt der geplanten 4 Maschinen nur eine benötigt wird und umgekehrt.

Bezogen auf den geschätzten Umsatz der westlichen Welt von jährlich mehreren 100 Millionen DM ist es natürlich sehr unbefriedigend, daß bis heute die Abscheidung in Dekantierzentrifugen noch

nicht genauer beschrieben werden kann, zumal dadurch auch ein großes Verbesserungspotential der Maschine ungenützt bleibt.

Der Einfluß der Wehrhöhe und der bezogen auf die Kornverteilung der Zulauf suspension steile Abfall der Abscheidegradkurve deuten darauf hin, daß die Feststoffabscheidung in Dekantierzentrifugen nicht nur von der Sedimentation, sondern auch noch von weiteren physikalischen Vorgängen in der Dekantierzentrifuge beeinflusst wird, wie z.B. durch

- Strömungsinstabilitäten und
- Schleppen von Feststoffteilchen am Schneckenkanalgrund.

Der Einfluß dieser Vorgänge soll im folgenden näher untersucht werden.

3. Beschreibung der physikalischen Vorgänge, die die Abscheidung von Feststoffen beeinflussen

Damit Konzentrationseinflüsse ausgeschlossen werden können, wird für die nachfolgende Untersuchung angenommen, daß die Zulaufkonzentration der Suspension gering ist.

3.1 Die Sedimentation

An einem kugelförmigen Teilchen in einem ruhenden Fluid kann für das Fliehkraftfeld folgende Kräftebilanz erstellt werden (Bild 1):

- Die Feldkraft:

$$F = \frac{\pi}{6} \cdot x^3 \cdot c_s \cdot b \quad (1)$$

- Die Druckkraft (Auftrieb):

$$P = -\frac{\pi}{6} \cdot x^3 \cdot \rho_1 \cdot b \quad (2)$$

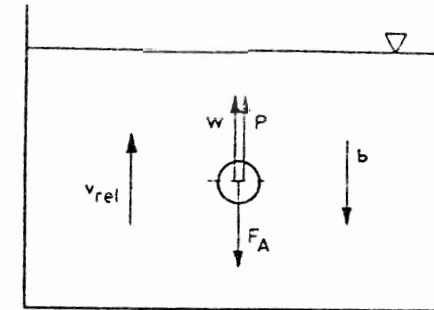


Bild 1: Kräftebilanz an einem kugelförmigen Teilchen in einem ruhenden Fluid

- Die Widerstandskraft:

$$W = \frac{1}{2} \cdot \rho_1 \cdot |v_{rel}| \cdot v_{rel} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot x^2 \cdot c_w(Re) \quad (3)$$

Für die laminare Umströmung der Teilchen und der Trennbedingung, die Absetzzeit muß gleich der Verweilzeit sein, erhält man für den Grenzkorndurchmesser:

$$x_G = \frac{9}{4 \cdot \pi^3} \cdot \frac{\eta}{\Delta \rho} \cdot \frac{Q}{n^2 H} \cdot \frac{1}{L_e \cdot r_m} \quad (4)$$

Das Stokessche Gesetz stimmt in dieser Form nur selten mit der Praxis überein [3, 4, 5], da es Störungen z.B. durch

- die Strömung
 - * Turbulenzen in der Zulauf- und der Überlaufzone
 - * Einfluß der Schnecke und der Differenzdrehzahl

- * Strömungsinstabilitäten
- * Geschwindigkeitsprofil
- den Feststoff
- * Zulaufkonzentration (behinderte Sedimentation)
- * Partikelform
- * Agglomeration
- * Feststoffrückstau infolge schlechter Transporteigenschaften des Feststoffes

nicht berücksichtigt.

Daher wurde dieser Ansatz bereits von mehreren Autoren [3,4,5] durch Einführung von Korrekturfaktoren an die Meßergebnisse angepaßt, doch ist die Genauigkeit dieser Gleichungen sehr schlecht.

Berechnet man mit Hilfe des Grenzkorndurchmessers und der Kornverteilung den Abscheidegrad und vergleicht ihn mit den Meßergebnissen, so zeigt es sich, daß der gemessene Abscheidegrad in den meisten Fällen stets kleiner als die berechneten Werte ist (Bild 2)

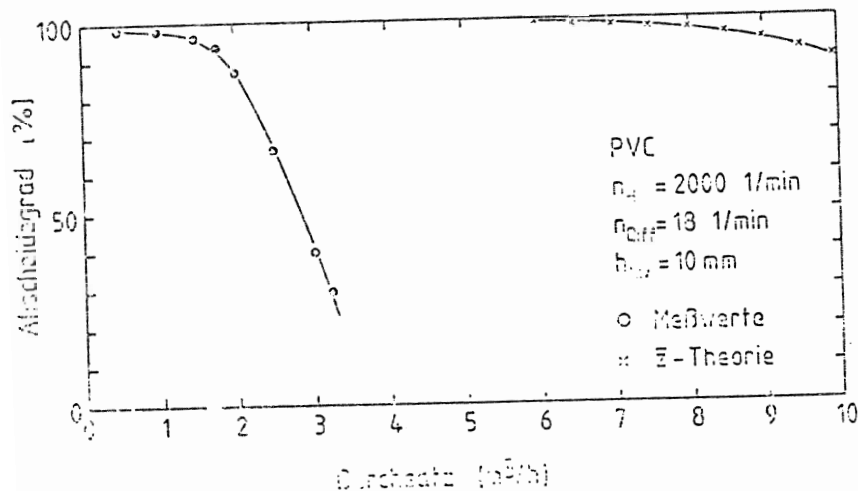


Bild 2: Vergleich der berechneten Abscheidegradkurve mit den Meßwerten PVC, KVZ 25, $n_H = 2000$ 1/min, $h_{Niv} = 10$ mm

2.2 Die Strömungsinstabilitäten

Die plötzliche Verschlechterung des Abscheidegrades könnte auch auf eine schlagartige Veränderung der Strömungsform im Schneckenkanal zurückgeführt werden.

Durch Berechnung der Reynoldszahl und der Froudezahl für die Schneckenkanalströmung kann nachgewiesen werden, daß die Strömung bei den Durchsätzen, bei denen die Abscheidung schlechter wird, immer turbulent und fließend ist.

Bei Strömungen in rotierenden Systemen tritt noch eine weitere, im Erdfeld unbekanntere Strömungsumwandlung auf: Die Ausbildung von Taylorwirbeln.

Ludwig [6] stellte für reibungsfreie Strömungen mit schraubenförmigen Stromlinien ein Stabilitätskriterium auf. Wendet man dieses Kriterium an, so wird deutlich, daß die Strömung selbst unter der Annahme einer dünnen Schichtströmung stabil ist. Mit einer Ausbildung von Taylorwirbeln ist demnach nicht zu rechnen.

Daher kann ausgeschlossen werden, daß die Abscheidung aufgrund im Schneckenkanal auftretender Strömungsinstabilitäten beeinflusst wird.

2.3 Der Schleppvorgang am Schneckenkanalgrund

Bei diesem Modell geht man davon aus, daß alle Feststoffteilchen innerhalb der Verweilzeit in der Dekantierzentrifuge absedimentieren. Durch das abfließende Zentrat wirken auf das Sediment Scherkräfte, die die Teilchen zum Überlauf hin mitreißen, von wo sie mit dem Zentrat aus der Maschine gespült werden.

Dieser Vorgang kann mit dem Geschiebetransport in fließenden Gewässern verglichen werden. Entsprechend der Strömungsgeschwindigkeit werden in Bächen und Flüssen mehr oder weniger große Teilchen am Bach- bzw. Flußbett durch die Strömung mitgerissen. Erst bei der

Einmündung in ein stehendes Gewässer lagern sich diese Teilchen wieder ab. Dies führt zur Deltabildung bei der Mündung eines Flusses in das Meer.

Für die Abscheidung von Feststoffteilchen bedeutet dies, daß ab bestimmten Durchsätzen (Q_{krit}) die Scherkräfte am Schneckenkanalgrund so groß werden, daß Feststoffteilchen vom Zentrat mitgerissen werden.

Für die mathematische Formulierung dieses Vorganges werden folgende Vereinfachungen eingeführt:

- Es werden nur Einzelteilchen betrachtet.
- Im Schneckenkanal existiert außerhalb der Einlauf- und Überlaufzone eine ausgebildete Strömung
- Die Reibung sei über die gesamte Feststoffgrundschrift konstant.

An einem am Kanalgrund abgesetzten Teilchen greifen folgende Kräfte an (Bild 3):

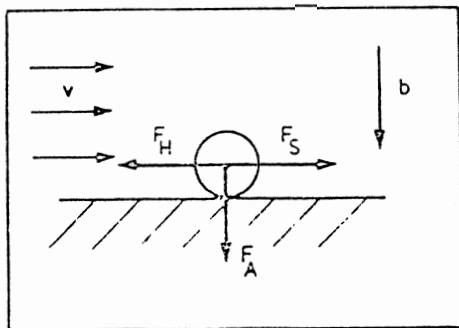


Bild 3: Kräftebilanz an einem Teilchen am Kanalgrund

Die Anpreßkraft F_A ist die Differenz zwischen Eigengewicht und Auftrieb des Teilchens:

$$F_A = \frac{\pi}{6} \cdot x_s^3 \cdot \Delta\rho \cdot b \quad (5)$$

In Analogie zum Coulombschen Reibungsgesetz ist die Überwindung der Anpreßkraft und dem daraus resultierenden Transport der Teilchen die Reibkraft F_R nötig:

$$F_R = f \cdot F_A \quad (6)$$

Der Reibkraft wirkt durch die Strömung der Flüssigkeit die Schleppkraft F_S entgegen.

$$F_S = \frac{\pi}{4} \cdot x_s^2 \cdot \eta \cdot \kappa \quad (7)$$

Aus der Kräftebilanz erhält man für den Schleppkorndurchmesser x_s :

$$x_s = \frac{3 \cdot \eta}{2 \cdot f \cdot \Delta\rho \cdot b} \cdot \kappa \quad (8)$$

Im Schneckenkanal existiert - wie bereits in 2.2 gezeigt - meist eine turbulente Strömung. Der Schergradient läßt sich hierfür zu

$$\kappa = 0,028 \cdot \frac{(b_K + 2 \cdot h_{Niv})^{0,25}}{(b_K \cdot h_{Niv})^2} \cdot \frac{1}{v^{0,75}} \cdot Q^{1,75} \quad (9)$$

bestimmen.

Für den Schleppkorndurchmesser gilt dann:

$$x_{s,t} = 0,042 \cdot \frac{1}{f} \cdot \frac{\rho_l \cdot v^{0,25}}{\Delta\rho \cdot g \cdot C} \cdot \frac{(b_K + 2 \cdot h_{Niv})^{0,25}}{(b_K \cdot h_{Niv})^2} \cdot Q^{1,75} \quad (10)$$

Der Reibwert kann nur experimentell aus den Versuchsergebnissen bestimmt werden, indem man Gleichung (10) nach f auflöst und den kritischen Durchsatz und den kleinsten Korndurchmesser der Zulauf suspension bzw. den Grenzkorndurchmesser einsetzt.

3. Untersuchung des Sedimenttransports mit einer speziellen Versuchsanlage

Mit Hilfe einer umgebauten Dekantierzentrifuge und eines Endoskops konnten die Strömungsvorgänge im Schneckenkanal während des Betriebes näher untersucht werden.

Dabei konnte deutlich beobachtet werden, daß das Sediment am Schneckenkanalgrund von der Strömung weggespült wird. Während der Versuche bildeten sich bei größeren Produkten deutlich Riffel am Kanalgrund aus, während feine kohäsive Feststoffteilchen strahlenförmig weggeschleppt wurden.

4. Vergleich der Meßwerte mit der Theorie

Im Laufe der dargestellten Untersuchungen wurden Versuche mit Dekantierzentrifugen unterschiedlicher Größe (Rotordurchmesser 250-1400 mm) und mit verschiedenen Produkten (mineralische und organische Schlämme, sowie Kunststoffe) durchgeführt.

In Bild 4 wurde der Abscheidegrad als Funktion des Durchsatzes aufgetragen. Neben den Meßwerten wurden zusätzlich die mit der Theorie der äquivalenten Klärfläche und dem turbulenten Schleppkraftansatz berechneten Abscheidegradkurven eingetragen.

Die Meßwerte lassen sich sehr gut mit dem turbulenten Schleppkraftansatz beschreiben. Dagegen ergibt die Theorie der äquivalenten Klärfläche eine viel zu gute Abscheideleistung.

Die gute Übereinstimmung des turbulenten Schleppkraftansatzes konnte bei allen untersuchten Produkten, außer bei Kieselgur,

festgestellt werden. In diesem Fall wurde die Abscheidekurve durch die Theorie der äquivalenten Klärfläche beschrieben. Aufgrund der Partikelstruktur (hochporöse Kieselpanzer von Diatomeenalgen), verhaken sich die Teilchen im Sediment, sodaß sie nicht mehr aufgespült werden können. Daher wird die Abscheidung von Kieselgur nur durch die Sedimentation bestimmt.

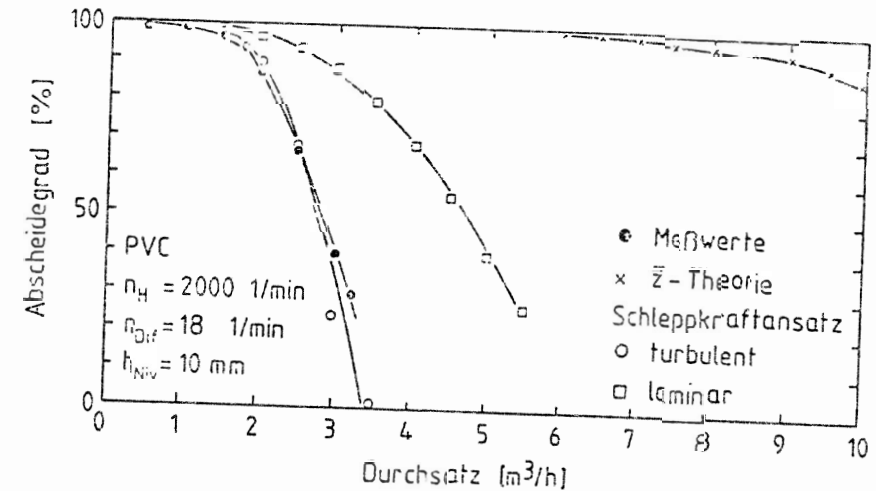


Bild 4: Vergleich der berechneten Abscheidegradkurven mit den Meßwerten PVC, KVZ 25, $n_H = 2000$ 1/min, $h_{Niv} = 10$ mm

4. Folgerungen für die Auslegung von Dekantierzentrifugen

Der Vergleich der Meßwerte mit den Theorien, sowie die Voruntersuchungen haben gezeigt, daß die Abscheideleistung der Dekantierzentrifuge nicht nur durch die Sedimentation, sondern sehr oft auch durch das Aufspülen des bereits sedimentierten Feststoffes begrenzt wird.

Nach der Theorie der äquivalenten Klärfläche kann, wie der Name schon sagt, die Abscheideleistung mit Hilfe der äquivalenten Klärfläche angegeben werden. Für die Hochrechnung von Versuchsergebnissen von einer Pilotmaschine auf die Betriebsdekantierzentrifuge kann demnach die folgende Beziehung angewendet werden:

$$\frac{Q_{\text{Betrieb}}}{Q_{\text{Pilot}}} = \frac{L_{\text{Betrieb}}}{L_{\text{Pilot}}} = \frac{C_{\text{Pilot}}}{C_{\text{Betrieb}}} \cdot \frac{L_{e, \text{Betrieb}}}{L_{e, \text{Pilot}}} \cdot \frac{r_{m, \text{Betrieb}}^2}{r_{m, \text{Pilot}}^2}$$

Entsprechend kann nach dem turbulenten Schleppkraftansatz das folgende Scale-up-Gesetz hergeleitet werden:

$$\frac{C_{\text{Betrieb}}}{C_{\text{Pilot}}} = \left[\frac{C_{\text{Betrieb}}}{C_{\text{Pilot}}} \right]^{4/7} \cdot \left[\frac{(b_K + 2 \cdot h_{\text{Niv}})_{\text{Pilot}}}{(b_K + 2 \cdot h_{\text{Niv}})_{\text{Betrieb}}} \right]^{1/7} \cdot \left[\frac{(b_K \cdot h_{\text{Niv}})_{\text{Betrieb}}}{(b_K \cdot h_{\text{Niv}})_{\text{Pilot}}} \right]^{8/7}$$

Bei einer geometrisch ähnlichen Vergrößerung erhält man nach dem turbulenten Schleppkraftansatz einen Vergrößerungsfaktor von $i^{2.4}$, während nach der Theorie der äquivalenten Klärfläche i^2 gilt.

Durch gezielte Versuchsdurchführung muß während der Pilotversuche geklärt werden, welche Gesetzmäßigkeit für die Auslegung angewendet werden muß:

Im Gegensatz zum Schleppkraftansatz hat die Wehrhöhe nach der Theorie der äquivalenten Klärfläche praktisch keinen Einfluß auf die Abscheideleistung. Stellt man während der Pilotversuche eine eindeutige Abhängigkeit der Abscheideleistung von der Wehrhöhe fest, dann kann zur Auslegung der Schleppkraftansatz angewendet werden.

Bei der Auslegung einer Betriebsmaschine auf der Basis des turbulenten Schleppkraftansatzes kann der Fall auftreten, daß, aufgrund der verschiedenen Vergrößerungsfaktoren (i^2 bzw. $i^{2.4}$) die Klärfläche bei dem hochgerechneten Durchsatz nicht mehr zur Sedimentation ausreicht. Daher sollte bei der Anwendung des turbulenten Schleppkraftansatzes für die Einstellung der Betriebsmaschine immer der Grenzkorndurchmesser berechnet und mit der kleinsten Korngröße der zulaufenden Suspension verglichen werden. Ist der berechnete Durchmesser größer, dann muß der hochgerechnete Durchsatz der Betriebsmaschine entsprechend reduziert werden.

5. Folgerungen für die Maschinenausführung

Bei der Konstruktion einer Dekantierzentrifuge sollte darauf geachtet werden, daß neben einer möglichst großen äquivalenten Klärfläche für eine große Abscheideleistung eine geringe Strömungsgeschwindigkeit im Schneckenkanal nötig ist. Dies kann durch eine Vergrößerung der Schneckensteigung erreicht werden. Durch eine Erhöhung der Schneckenkanalbreite wird jedoch gleichzeitig der Feststofftransport auf dem Konus verschlechtert.

Um neben einem guten Feststofftransport auf dem Konus auch noch eine geringe Strömungsgeschwindigkeit im Schneckenkanal zu erzielen, wurde eine Gegenstromschnecke entwickelt, die im konischen Bereich eine konstante Steigung und im Zylinder eine aufgehende Schneckenwendel besitzt.

Durch Vergleichsversuche konnte inzwischen nachgewiesen werden, daß diese Schneckenversion deutliche Vorteile gegenüber der Gegenstromschnecke mit konstanter Steigung besitzt.

6. Nomenklatur

b	Zentrifugalbeschleunigung	m/s^2
b_K	Schneckenkanalbreite	m
C	Schleuderziffer	-
f	Reibungsfaktor	-
F_A	Anpreßkraft	N
F_R	Reibkraft	N
F_S	Schleppkraft	N
g	Erdbeschleunigung	m/s^2
h_{Niv}	Niveauhöhe	m
L_e	Klärlänge	m
n_H	Hauptdrehzahl	1/min
Q	Durchsatz	m^3/h
r_m	mittlerer Radius	m
u_m	mittlere Geschwindigkeit im Schneckenkanal	m
x	Korndurchmesser	m
$\Delta\rho$	Dichtedifferenz	kg/m^3
η	dynamische Viskosität	$N*s/m^2$
v	kinematische Viskosität	m^2/s

7. Literatur

- [1] Pat DE-PS 57801, Prager Maschinenbau-Aktiengesellschaft
- [2] Hebb, M.H., Smith, F.H., Centrifugal Separation, Encyclopedia of Chem. Technol., New York, 1949
- [3] Faust, T., Untersuchungen über die Strömungen und Absetzvorgänge in der Klärzone von Dekantern, Dissertation, Universität Stuttgart 1983
- [4] Müller, H.W., Schaffer, J., Conrad, S., Fest-Flüssig-Trennung in Zentrifugen, Chem. Techn. 32 (1980) Nr. 2
- [5] Frampton, G.A., Evaluating the Performance of Industrial Centrifuges, Chemical and Process Engineering, August 1963, S. 402 - 412

- [6] Ludwig, H., Experimentelle Nachprüfung der Stabilitätstheorien für reibungsfreie Strömungen mit schraubenförmigen Stromlinien. Z. Flugwiss. 12 (1964), Nr. 8