



DIPLOMARBEIT

**ENTWÄSSERUNG VON
FLUSSSCHLAMM**

VON

ROLAND PROSENBAUER

BETREUER:

UNIV.-PROF. DIPL.-ING. DR. MONT. FRANZ KESSLER

**LEHRSTUHL FÜR FÖRDERTECHNIK
UND KONSTRUKTIONSLEHRE**

LEOBEN, MAI 2010



EIDESSTATTLICHE ERKLÄRUNG

Ich erkläre an Eides statt, dass ich diese Arbeit selbständig verfasst, andere als die angegebenen Quellen und Hilfsmittel nicht benutzt und mich auch sonst keiner unerlaubten Hilfsmittel bedient habe.

Datum

Unterschrift



Kurzfassung

Diese Arbeit beschäftigt sich mit der Entwicklung einer Anlage zur Entwässerung von Flussschlamm.

Durch den Sedimenttransport feinsten Partikel können sich in Flussbetten großer Schifffahrtswege Sandbänke anlagern. Um jene Wege frei für den Schiffsverkehr zu halten wird mit einem Schwimmbagger der Schlamm gehoben und auf einen mitschwimmenden Transporter gefördert. Auf diesem Ponton soll die Anlage zur Schlammentwässerung geplant werden.

Zuerst werden für das Verständnis wichtige Grundlagen über Schlämme und die Schifffahrt erarbeitet um danach auf die wichtigsten Aufbereitungsmethoden einzugehen. Neben einer grundlegenden Einführung in die Funktionsweise der Methoden sind Richtlinien zur Auslegung und eine Abwägung über Vor- und Nachteile dokumentiert.

Zur Beurteilung der einzelnen Aufbereitungsarten wird eine technisch objektive Bewertung nach VDI 2225 und eine auf Subjektivität basierende schriftliche Bewertung durchgeführt.

Um die Ergebnisse dieser Beurteilungen auf den zu entwässernden Flussschlamm beziehen zu können, wird zuerst eine Sedimentanalyse durchgeführt und danach mit den resultierenden Kriterien ein Rückschluss auf die bestmögliche Entwässerungsart gemacht.

Im letzten Punkt werden die gewonnenen Erfahrungen und Informationen eingesetzt um zwei optimale Anlagevarianten zu entwickeln. Für die einzelnen Baugruppen der Anlagen werden von Firmen angebotene Komponenten vorgeschlagen und kurz beschrieben.

Abstract

This diploma thesis achieves the goal of designing a construction for dewatering river mud.

By transporting smallest particles of sand in a river, sand banks are built. To keep those rivers, used for commercial shipping, passable, floating dredges dig the sand off the ground of the river to a second swimming platform. This pontoon is the place of the dewatering.

First of all primary information about river mud and commercial shipping and then statements about most common dewatering treatments are collected. Explanations about functionality, guidelines for dimensioning and pros and cons of each method are marked out.

For evaluating the best dewatering treatment an objective, technical assessment, according to VDI 2225 and a subjective written assessment are made.

To compare the given information about dewatering to practical information, mud out of the Danube is analysed and conclusions about most efficient dewatering methods for the given river mud are found.

Last the learned knowledge is turned into finding two designs best useable for dewatering constructions on a swimming pontoon. Each design implies machineries from different companies with a short description.



Inhaltsverzeichnis

- 1 Einleitung 11
 - 1.1 Problemstellung 11
 - 1.2 Zielsetzung 11
- 2 Grundlagen 13
 - 2.1 Entstehung von Sandbänken 13
 - 2.2 Charakterisierung von Schlämmen 14
 - 2.2.1 Trockensubstanz 15
 - 2.2.2 Glühverlust 16
 - 2.2.3 Weitere Parameter 16
 - 2.3 Schifffahrt 17
 - 2.3.1 Verantwortlichkeit über Schifffahrtsstraßen 17
 - 2.3.2 Schifffahrtsbegriffe 17
 - 2.3.3 Schifffahrtsstraßen 17
 - 2.4 Nassbaggerung 21
 - 2.4.1 Verfahren der Unterhaltungsbaggerungen 21
- 3 Aufbereitungsmethoden 23
 - 3.1 Schwerkraftsedimentation 23
 - 3.1.1 Berechnung der Absetzgeschwindigkeit 23
 - 3.1.2 Horizontal-Absetzapparat 27
 - 3.1.3 Vertikal-Stromapparat 28
 - 3.2 Fliehkraftsedimentation 30
 - 3.2.1 Vollmantelzentrifuge 31
 - 3.2.2 Tellerzentrifuge 33
 - 3.2.3 Schneckenaustragszentrifuge – Dekanter 35
 - 3.3 Filterzentrifugen 36
 - 3.3.1 Berechnung des Durchsatzes eines Filtermittels 37
 - 3.3.2 Berechnung des Durchsatzes einer Filterzentrifuge 39
 - 3.3.3 Vertikale Siebtrommel-Schälzentrifuge 40
 - 3.3.4 Schubzentrifuge 42
 - 3.3.5 Siebschneckenzentrifuge 43



3.4	Hydrozyklone.....	44
3.4.1	Berechnung.....	45
3.5	Filtration.....	48
3.5.1	Vakuum-Trommelfilter	49
3.5.2	Bandfilter.....	51
3.5.3	Bandfilterpresse	52
3.5.4	Schneckenpresse.....	53
3.6	Thermische Trocknung	54
3.7	Chemisches Trennen.....	54
3.7.1	Flockung	54
4	Vergleich der Entwässerungsverfahren	57
4.1	Technische Bewertung	57
4.2	Schriftliche Bewertung	59
4.2.1	Horizontal-Absetzgerät.....	59
4.2.2	Vertikal-Stromapparat (Lamellenklärer).....	59
4.2.3	Tellerzentrifuge	59
4.2.4	Schneckenaustragszentrifuge (Dekanter).....	60
4.2.5	Vertikal Siebtrommel-Schälzentrifuge.....	60
4.2.6	Schubzentrifuge	60
4.2.7	Siebschneckenzentrifuge	61
4.2.8	Hydrozyklon	61
4.2.9	Vakuum-Trommelfilter	62
4.2.10	Bandfilter.....	62
4.2.11	Bandfilterpresse	62
4.2.12	Schneckenpresse.....	63
5	Vergleichbare Anwendungen.....	64
5.1	Solids Control	64
5.1.1	Aufbau einer Solids Control Anlage.....	64
5.2	Kläranlage	66
6	Sedimentanalyse.....	69
6.1	Analyse der mineralischen Bestandteile	69
6.2	Korngrößenverteilung	70
6.3	Entwässerungsparameter	71
7	Anlagenschema.....	73

Entwässerung von Flussschlamm

7.1	Anlagenschema 1.....	73
7.1.1	Grobsieb – Vibro-Stangensizer SG20x ^[30]	74
7.1.2	Siebanlage – MD-3 Triple-Deck Shale Shaker ^[24]	75
7.1.3	Hydrozyklonstufe 1.....	76
7.1.4	Hydrozyklonstufe 2.....	80
7.2	Anlagenschema 2.....	83
7.2.1	Grobsieb – Sizer SC20x ^[30]	84
7.2.2	Dekanter – Flottweg HTS-Decanter Z6E-4.....	85
8	Schlussfolgerung.....	88
9	Quellenverzeichnis.....	89

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Entstehung von Sandbänken	14
Abbildung 2: Main - Main-Donau-Kanal - Donau-Verlauf	20
Abbildung 3: Planierschiff mit Schaufelbagger an Land[10]	21
Abbildung 4: Baggerkopf mit eingebauten Cutter ^[10]	22
Abbildung 5: Kräftegleichgewicht.....	23
Abbildung 6: Formfaktor φ	26
Abbildung 7: Standglasversuch	27
Abbildung 8: Rundklärbecken [12].....	27
Abbildung 9: Lamellenklärer [12]	29
Abbildung 10: Vollmantelzentrifuge [16].....	31
Abbildung 11: Tellerzentrifuge [16]	34
Abbildung 12: Schneckenaustragszentrifuge – Dekanter [16].....	36
Abbildung 13: Filterzentrifuge	40
Abbildung 14: Vertikal Siebtrommel-Schälzentrifuge [16].....	41
Abbildung 15: Schubzentrifuge [16].....	42
Abbildung 16: Siebschneckenzentrifuge [16].....	43
Abbildung 17: Hydrozyklon [16]	45
Abbildung 18: Vakuum-Trommelfilter [16].....	50
Abbildung 19: Bandfilter [16].....	51
Abbildung 20: Bandfilterpresse	52
Abbildung 21: Schneckenpresse [16]	53
Abbildung 22: Schematische Darstellung eines Flockungsvorganges [6].....	55
Abbildung 23: Mud Circulation System	65
Abbildung 24: Schema einer Kläranlage.....	68
Abbildung 25: Anlagenschema 1	73
Abbildung 26: Vibro-Stangensizer SG20x.....	74

Abbildung 27: MD-3 Triple-Deck Shale Shaker von MI-Swaco75

Abbildung 28: Distribution Box eines Single-Deck Shale Shakers [26].....76

Abbildung 29: M-I Swaco 3-12 Vertical Mount D-Sander80

Abbildung 30: M-I Swaco 6T4 D-Silter Mud Cleaner.....82

Abbildung 31: Anlagenschema 283

Abbildung 32: Mogensen Sizer SC20x84

Abbildung 33: Querspanner eines Siebdecks85

Abbildung 34: Flottweg HTS-Decanter.....86



Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Korngrößen verschiedener Sedimentarten.....	13
Tabelle 2: Eigenschaften von Schlamm bei verschiedenen Volumsprozent TS [5]	16
Tabelle 3: Klassifizierung europäischer Schifffahrtswege	18
Tabelle 4: Widerstandsbeiwert c_w in Abhängigkeit der Strömung	24
Tabelle 5: Re-Zahlen in Abhängigkeit der Ar-Zahl	25
Tabelle 6: Optimale Größenverhältnisse für Hydrozyklone nach Rietema	47
Tabelle 7: Bewertungsliste nach VDI 2225	57
Tabelle 8: Korngrößenverteilung von Donauflussschlamm	70
Tabelle 9: Dichte der Korngrößenklassen mit organischen Bestandteilen.....	71
Tabelle 10: Wassergehalt der Teilprobe 1a	71
Tabelle 11: Wassergehalt nach Vakuumfiltration	72
Tabelle 12: Vergleich Hydrozyklone mit variablem n und c_v	79



1 Einleitung

1.1 Problemstellung

Schiffahrtwege zählen seit Jahrzehnten zu den wichtigsten Verkehrswegen Europas. Große schwere Lasten können mit vergleichsmäßig niedrigen Transportkosten schnell und unkompliziert über weite Strecken transportiert werden.

Die so genannte klastische Sedimentation, die Anlagerung von Sandbänken durch den Sedimenttransport von Sand in Fließgewässern, kann eine Verringerung der Durchfahrtstiefe und –breite bewirken, was Schiffahrtswegen unpassierbar machen kann. Aus diesem Grund müssen in regelmäßigen Abständen Baggerarbeiten an gefährdeten Stellen durchgeführt werden. Mit Hilfe eines Schwimmbaggers wird der Flussschlamm gehoben und auf einen mit schwimmenden Transporter gefördert.

Momentan ist dieser Transporter ein Haldenschiff, welcher große Volumina an Schlamm aufnimmt und sammelt. Zur Entladung muss das Ponton regelmäßig an Land anlegen und den Schlamm zur Entwässerung zu große Trockenbeete transportieren, wo durch ständiges Umwälzen des Schlammes und erhöhte Temperaturen das Wasser aus dem Schlamm verdampft. Solche Trockenbeete brauchen Platz, benötigen lange Durchlaufzeiten und sind daher wirtschaftlich aufwendig.

Deswegen ist das Ziel dieser Diplomarbeit ein Konzept zu entwickeln, den gehobenen Flussschlamm direkt auf einem mit schwimmenden Ponton zu entwässern und dadurch das Volumen stark zu reduzieren. Der Schlamm soll so aufbereitet werden, dass er, sobald er vom Haldenschiff an Land transportiert worden ist, verwertet werden kann.

1.2 Zielsetzung

Zuerst sollen grundlegende Informationen über Sedimenttransport in Fließgewässern und Wasserstraßen, sowie Eigenschaften von Schlämmen in einer Literaturrecherche gesammelt werden. Ein Grundwissen dieser Bereiche zum späteren Verständnis themenbezogener Texte ist wichtig.

Um einen Überblick über momentane Techniken der Aufbereitung von Schlämmen und wässrigen Suspensionen zu sammeln ist auch hier eine Literaturrecherche durchzuführen. Sowohl Informationen aus Primärliteratur als auch aus Magazinen, Vorlesungsskripten und Produktbroschüren sollen zusammengefasst werden. Nach einer kurzen Beschreibung der einzelnen Methoden, soll wenn möglich eine kurze

Richtlinie zur Auslegung gegeben werden und eine Gegenüberstellung der Vor- und Nachteile zum späteren Bewerten der Verfahren.

Es sind die wichtigsten Vergleichsmerkmale der dokumentierten Methoden zu finden und durch Angaben aus der Literatur zu analysieren. Dadurch kann eine technische Bewertung nach VDI 2225 erstellt werden. Zum schnelleren Verständnis sollen die Ergebnisse auch in schriftlicher Form verfasst werden.

Um die besten Entwässerungsverfahren für den gewollten Einsatzbereich zu finden, wird eine Sedimentanalyse aus einer repräsentativen Probe Donau-Schlamm durchgeführt und ausgewertet. Mit diesen Ergebnissen aus dem Vergleich der Entwässerungsverfahren und den gewonnenen Eigenschaften der Schlammprobe sollen Anlagenvarianten zur Entwässerung von Flussschlamm gebildet werden.

Zuletzt soll eine abschließende Erklärung über Durchführbarkeit einer solchen Anlage und Bewertung der gefundenen Anlagenschema gemacht werden.

2 Grundlagen

2.1 Entstehung von Sandbänken

Bei der Anlagerung von Sedimenten in einem Fluss spricht man von der klastischen Sedimentation. Die dispergierenden Partikel, typischerweise feiner Sand, Silt und Ton, entstehen durch mechanische Zerrüttung bestehenden Gesteins und lagern sich über den Transport im Fließgewässer am Flussboden ab. Tabelle 1 zeigt die Einteilung der Sedimente nach ihrer Korngröße. Es handelt sich dabei jeweils um unverfestigte klastische Sedimente und Sedimentgesteine, die zu mindestens 95 % aus Komponenten mit der entsprechenden Korngröße bestehen.

Tabelle 1: Korngrößen verschiedener Sedimentarten

Sedimentart	Korngröße
Feinkies	> 2 - 6,3 mm
Sand	> 0,063 - 2 mm
Silt	> 0,002 - 0,063 mm
Ton	< 0,002 mm

Fließgewässer nehmen grundsätzlich den Weg des geringsten Widerstandes. Daher befinden sich Fließrinnen in der Mitte der Talauen oder auch am Rand des Tals. Sie können gerade verlaufen, sich unregelmäßig in wechselnden Richtungen winden und sich an verschiedenen Stellen trennen und wieder vereinen.^[1]

Neben den verflochtenen und geraden Fließrinnen treten bei Flüssen mit geringem Sohlgefälle, geringer Sedimentfracht und niedriger Fließgeschwindigkeit meist mäanderförmige Fließrinnen auf. Im Laufe der Zeit verlagern Mäanderbögen ihre Position sowohl seitwärts als auch langsam talwärts. Durch den weiteren Weg am Prallhang, jeweils auf der Kurvenaussenseite, entsteht dort eine höhere Fließgeschwindigkeit. Dadurch wird über den Vorgang der Erosion das Sedimentmaterial in Richtung des Gleithanges, der Kurveninnenseite, transportiert, wo sich unterirdische Ablagerungen und Sandbänke bilden. Bild 1 zeigt den Vorgang im Detail. Dies führt zur Notwendigkeit von Unterhaltungsbaggerungen, dem Ausbaggern von Wasserstraßen zur Aufrechterhaltung der notwendigen Wassertiefe für die Schifffahrt.^[1]

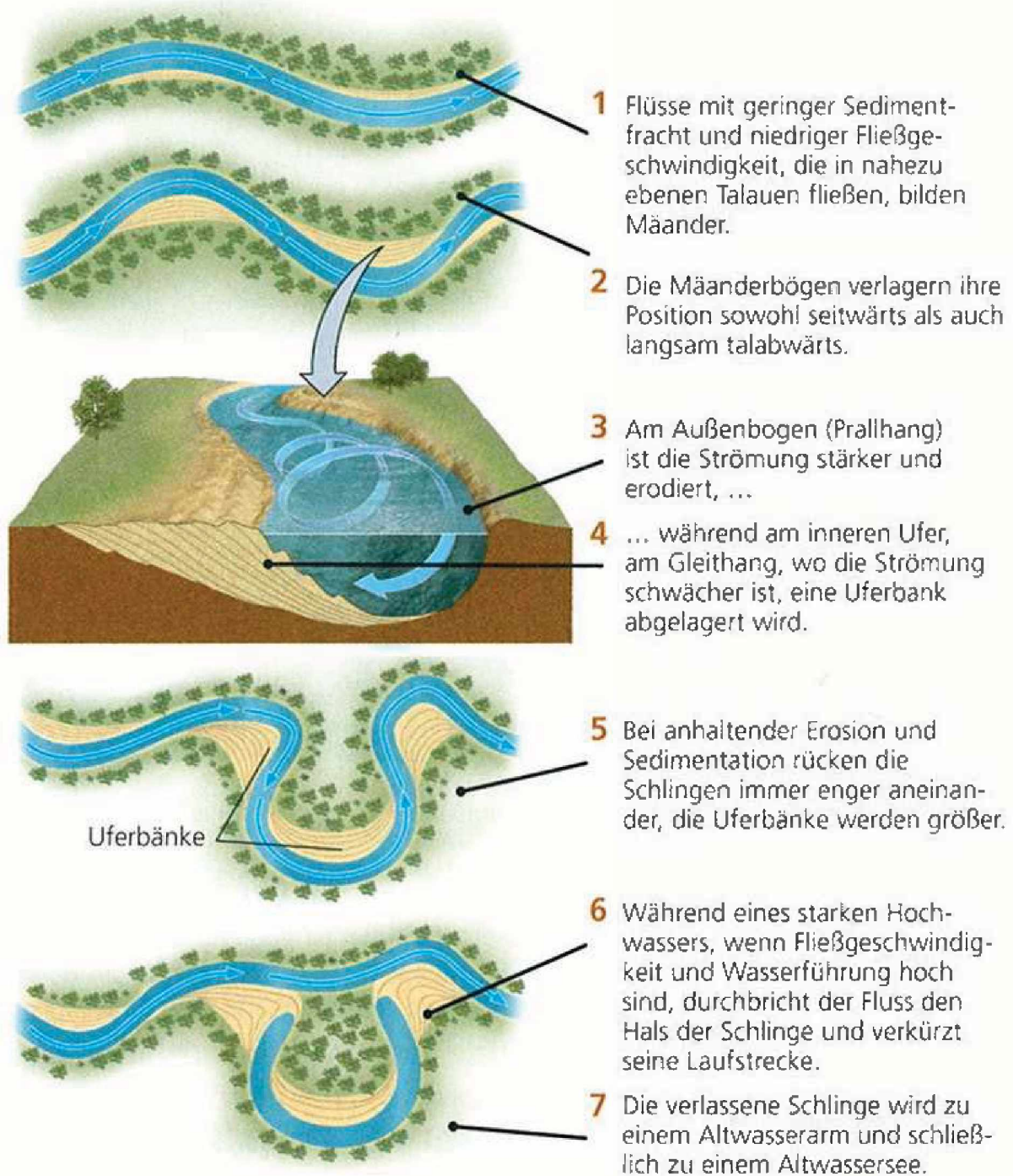


Abbildung 1: Entstehung von Sandbänken

2.2 Charakterisierung von Schlämmen

Als Schlamm bezeichnet man ein Gemisch aus fein verteilten Feststoffen mit einer variablen Menge an Wasser. Schlamm setzt sich aus organischer und anorganischer Materie zusammen, welche sowohl in mineralischer und biologischer, als auch in gelöster Form vorliegen. Hauptbestandteile sind Schwebestoffe wie Feinkies, Sand, Silt

und Ton, Schwermetalle in geringen Anteilen wie Eisen, Kupfer, Blei, Chrom, Quecksilber und Zink sowie Wasserstoff, Sauerstoff und Stickstoff.

2.2.1 Trockensubstanz

Das wichtigste Beschreibungsmerkmal bei der Entwässerung von Schlamm ist der Anteil an Trockensubstanz am Gesamtvolumen (Vol-% TS). Er ist jener Anteil des Feststoffes, der nach Abzug des Rohwassers übrig bleibt.

Das heißt (Restfeuchtegehalt in Vol-%) + (TS-Dickstoff in Vol-%) = 100 Vol-%^[3]

Das enthaltene Wasser kann auf drei verschiedene Arten an den Schlamm gebunden sein.

- Zwischenraumwasser umgibt die Schlammpartikel, ohne mit ihnen in Wechselwirkung zu treten. Es enthält in der Regel gelöste Stoffe (z.B. Salze und Proteine), die unter anderem die Viskosität und damit das Absetzverhalten von Schlammpartikel beeinflussen.^[8]
- Haft- und Kapillarwasser ist in Schlammflocken oder in bereits eingedickten Schlämmen eingebunden. Es lässt sich bis zu einem bestimmten Grad durch mechanische Verfahren entfernen, was für die Entwässerung von Flussschlamm wichtig ist.^[8]
- Absorptions- und Zellwasser ist fest an die Schlammpartikel gebunden. Die Entfernung des Zellwassers erfordert die Zerstörung der Zellwand, damit Zellflüssigkeit abfließen kann, was die Entwässerung schwer macht.^[8]

Zur Bestimmung der Trockensubstanz wird ein Mikrowellen-Transmissions-Messgerät eingesetzt. Die Mikrowellen werden von einer Messsonde ausgestrahlt und durchdringen das zu messende Medium. Durch die unterschiedlichen elektrischen Dipoleigenschaften von Wasser zu anderen Medien, kann der Empfänger Veränderungen in Intensität und Phasenlänge der Mikrowellen erfassen. Durch entsprechende Kalibrierung kann dadurch der Feststoffgehalt einer Probe ermittelt werden.^[4]

Der anzustrebende Trocknungsgrad ist abhängig vom Verwendungszweck wobei sich bei verschiedenen Trocknungsgraden sowohl die Konsistenz als auch die Eigenschaften des Schlammes ändern, was Tabelle 2 zeigt.^[5]

Tabelle 2: Eigenschaften von Schlamm bei verschiedenen Volumsprozent TS [5]

Gehalt an Trockensubstanz (TS)	Wassergehalt (WG)	Beschaffenheit
< 15 - 20 Vol-%	> 85 - 80 Vol-%	flüssig bis breiartig, pumpfähig
≈ 20 - 35 Vol-%	≈ 80 - 65 Vol-%	i.a. stichfest, noch plastisch, schmierend
> 40 - 50 Vol-%	< 60 - 50 Vol-%	krümelig-fest, nicht mehr schmierend, nur noch bedingt auslagerbar
> 60 - 65 Vol-%	< 40 - 35 Vol-%	streufähig, beständig, fest
> 85 - 90 Vol-%	< 15 - 10 Vol-%	staubförmig

2.2.2 Glühverlust

Bei der Analyse von Klärschlamm oder Abfällen wird oft der Wert des Glühverlustes zur Bestimmung des Anteils an organischen Stoffen in der Trockensubstanz verwendet. Die Probe wird in einem Ofen bei 500°C so lange geglüht, bis keine Gewichtsabnahme mehr auftritt. Die Differenz zwischen der Masse der Anfangsprobe zur Masse des Glührückstandes ist der Glühverlust. Ein hoher Glühverlust bedeutet einen hohen Anteil an organischen Stoffen, da der enthaltene Kohlenstoff durch Oxidation in Form von Kohlendioxid entweicht. Der übrig gebliebene anorganische (mineralische) Anteil kann über den Glührückstand festgestellt werden.^[6] Als Beispiel eines möglichen Wertes des Glühverlustes dient die Untersuchung zum Zweck einer Unterhaltungsbagger an der Havel-Oder Wasserstraße, wo der Versuch einen Glühverlust von 35 % ergeben hat.^[7]

2.2.3 Weitere Parameter

Weitere Parameter für die Entwässerbarkeit von Schlamm, wie sie oft für das genau vorhersagbare Verhalten von Klärschlamm nötig ist, sind die Partikelgrößenverteilung sowie die innere Struktur und Oberflächenstruktur von Schlammeilchen. Für die einfachere Anwendung, der Entwässerung von Flussschlamm sind diese Parameter jedoch zu detailliert und finden daher in diesem Fall keine Anwendung.

2.3 Schifffahrt

2.3.1 Verantwortlichkeit über Schifffahrtsstraßen

In Österreich ist die Verantwortlichkeit über, von der Schifffahrt genutzten Fließgewässern im BGBl. I 177/2005, Bundesgesetz über Aufgaben und Organisation der Bundes-Wasserstraßenverwaltung – Wasserstraßengesetz, zusammengefasst. Lt. §4 Absatz 1 wird zur Erfüllung der wasserstraßenspezifischen Aufgaben des Bundes, insbesondere der Bundes-Wasserstraßenverwaltung, eine Gesellschaft mit beschränkter Haftung mit dem Firmenwortlaut „via donau – Österreichische Wasserstraßengesellschaft m.b.H.“ errichtet.

Ihre Aufgaben sind lt. §2.Z1 die Regulierung, Instandhaltung und Ausbau der Gewässer. Weitere Aufgaben lt. §2 sind der Hochwasserschutz, die Ergreifung von Maßnahmen gegen die Gewässerverunreinigung, die Ufergestaltung für Tiere und Pflanzen, die Planung, Errichtung und Instandhaltung von Treppelwegen sowie die Errichtung und Instandhaltung von Bundeshäfen und Bundesländern.

2.3.2 Schifffahrtsbegriffe

- Leichter: Auch oft Bagre genannt, ist ein antriebsloser, besatzungsloser, schwimmender Ladungsbehälter, der in Schubverbänden bewegt wird. Zur leichteren Manövrierbarkeit großer Schubverbände besitzen heute Leichter oft Kopfruder, welches vom Schubmotor aus gesteuert wird.
- Schubschiff: Ein motorisiertes Antriebsschiff, ohne Ladungsraum zum befördern von einem oder mehreren Leichtern in einem Schubverband.
- Schubverband: Die vorübergehende Kombination eines Schubschiffes mit einem oder mehreren Leichtern. Dadurch wird der Maschinenraum vom Ladungsraum getrennt, wodurch das Schubschiff wieder einsatzfähig ist solange die Leichter be- und entladen werden. Die verschiedenen Aufbauvarianten für die europäische Binnenschifffahrt laut Tabelle 3, Spalte 8.
- Unterhaltungsbaggerung: Nassbaggerarbeiten in einer Wasserstraße zum Erhalt der notwendigen Wassertiefe bedingt durch Sedimentanlagerungen.

2.3.3 Schifffahrtsstraßen

Schifffahrtsstraßen werden europaweit einheitlich nach der Resolution No. 92/2 „New Classification of Inland Waterways“ [CEMT/CM(92)6/FINAL], erlassen durch die CEMT (Conférence Européenne des Ministres des Transports), eingeteilt.

Entwässerung von Flussschlamm

Tabelle 3: Klassifizierung europäischer Schifffahrtswege

Art von Binnenwasserstraße	Klassen der Wasserstraßen	Frachtkähne					Schubverbände					
		Arten von Frachtkähnen: generelle Charakterisierung				Tragfähigkeit	Arten von Schubverbänden: generelle Charakterisierung				Tragfähigkeit	
		Gattung	maximale Länge	maximale Breite	Tiefgang		maximale Länge	maximale Breite	Tiefgang			
1	2		L [m]	B [m]	t [m]	T [t]		L [m]	B [m]	t [m]	T [t]	
von regionaler Wichtigkeit	östlich der Elbe	I	Frachtkahn	38,5	5,05	1,80 - 2,20	250 - 400					
			Kabinenfrachtkahn	50 - 55	6,6	2,50	400 - 650					
		III	Gustav König	67 - 80	8,2	2,50	650 - 1000					
		I	Groß Finow	41	4,7	1,40	180					
		II	BM-500	57	7,5 - 9,0	1,60	500 - 630					
	westlich der Elbe	III		67 - 70	8,2 - 9,0	1,60 - 2,00	470 - 700		118 - 132	8,2 - 9,0	1,60 - 2,00	1000 - 1200
		IV	Europa-schiffe	80 - 85	9,5	2,50	1000 - 1500		85	9,5	2,50 - 2,80	1250 - 1450
		Va	Großes Rheinschiff	95 - 110	11,4	2,50 - 2,80	1500 - 3000		95 - 110	11,4	2,50 - 4,50	1600 - 3000
		Vb							172 - 185	11,4	2,50 - 4,50	3200 - 6000
		Vla							95 - 110	22,8	2,50 - 4,50	3200 - 6000
von internationaler Wichtigkeit	Vlb		140	15,0	3,90			185 - 195	22,8	2,50 - 4,50	6400 - 12000	
	Vlc							270 - 280 195 - 200	22,8 33,0 - 34,2	2,50 - 4,50 2,50 - 4,50	9600 - 18000	
	VII							285	33,0 - 34,2	2,50 - 4,50	14500 - 27000	

Kategorie I bis III beschreiben regionale Kategorien für kleinere Binnenschiffstypen. Kategorie IV, die so genannte Europawasserstraße, ist für Europaschiffe mit einer festgelegten Größe von 85 mal 9,50 m und einem Tiefgang von 2,50 bis 2,80 m ausgelegt. Die weiteren Kategorien können bis zu neun Leichter mit Schubschiff aufnehmen.

Die wichtigste Wasserstraße Österreichs ist verständlicherweise die Donau (siehe Abb. 2), sie ist nach der Wolga der zweitlängste Fluss Europas. Die Donau ist über den 1992 eröffneten, 172 km langen Main-Donau-Kanal mit dem Rhein-Main-Stromgebiet verbunden und bildet somit die 3504 km lange Verbindung zwischen der Nordsee und dem schwarzen Meer. Der Main bzw. der Main-Donau-Kanal ist von der Abzweigung vom Rhein bei Mainz bis zur Mündung in die Donau bei Regensburg eine Schifffahrtsstraße mit der Kategorie V. Ab Regensburg über Passau, Linz, Wien, Bratislava und Budapest bis Belgrad weitet sich das Flussbett von VIa auf VIb aus und hat ab Belgrad bis zur Mündung ins Schwarze Meer Kategorie VII.^[9]

Weitere Österreichische Wasserstraßen sind der Donaukanal, die Traun bis Kilometer 1,8 bei der Einfahrt in den Schwerverkehrshafen der Voest, die Enns bis Kilometer 2,7 bei Ennschafen und die March bis Kilometer 6,0.^[9]

Entwässerung von Flussschlamm

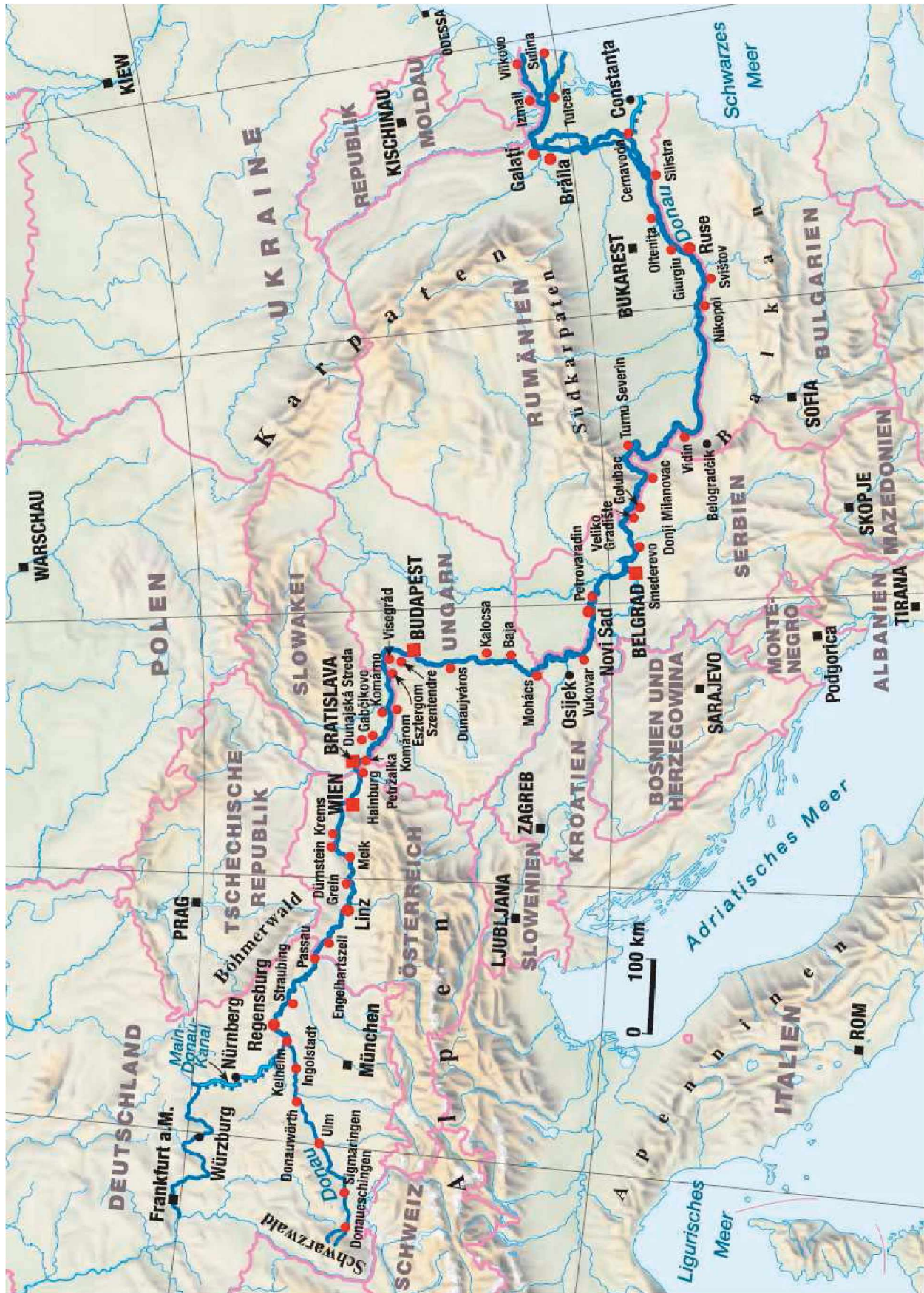


Abbildung 2: Main - Main-Donau-Kanal - Donau-Verlauf

2.4 Nassbaggerung

Die Durchführung von Nassbaggerungen kann verschiedene Gründe haben.

- Ausbau bzw. Vertiefung bestehender Wasserstraßen oder Schiffsanlegestellen
- Neubau von Wasserstraßen oder Schiffsanlegestellen
- Nassgewinnung von Rohstoffen aus fließenden oder ruhenden Gewässern
- Unterhaltungsbaggerungen

Auf Grund der Relevanz für diese Arbeit werden im folgenden Punkt nur die Arten der Unterhaltungsbaggerungen näher erläutert.

2.4.1 Verfahren der Unterhaltungsbaggerungen

An Stellen häufiger Sedimentanlagerungen, müssen zum Erhalt der notwendigen Wassertiefe für die Schifffahrt, Unterhaltungsbaggerungen durchgeführt werden. Das Baggergut kann mechanisch oder hydraulisch gehoben werden.

2.4.1.1 Mechanische Unterhaltungsbaggerung

Die häufigste verwendete mechanische Baggerart, ist die Kombination eines Planierschiffes mit einem hydraulischen Bagger an Land. Hier schiebt das Planierschiff, ähnlich einem Schneepflug, das auszuhebende Material in Ufernähe wo es durch einen Schaufelbagger auf speziell abgedichtete LKWs verladen wird. Danach wird das Material in Vorlagebecken gepumpt und aufbereitet um es anschließend auf Deponien endzulagern.^[10]

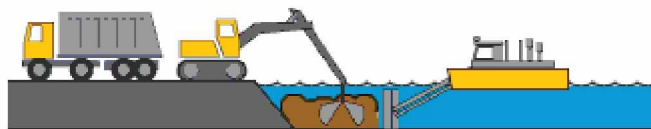


Abbildung 3: Planierschiff mit Schaufelbagger an Land[10]

2.4.1.2 Hydraulische Unterhaltungsbaggerung

Die neuesten hydraulische Bagger, entweder auf einem Ponton fahrbar aufgesetzt oder fix auf einem Saugschiff installiert, besitzen einen Baggerkopf mit eingebauten Cutter (Bild 4). Dieser löst das Baggergut mechanisch aus dem Boden, damit es anschließend über Kreiselpumpen in Spül- oder Klappschuten geladen werden kann. Spühlschuten

transportieren das geförderte Material zu Vorlagebecken wo es aufbereitet wird. Klappschuten hingegen befördern das gehobene Material an andere Stellen der Wasserstraßen, wo es ohne Probleme für die Umwelt verklappt werden kann.^[10]



Abbildung 4: Baggerkopf mit eingebauten Cutter^[10]

In der Literatur konnten keine Nassbaggervariante gefunden werden, wo das gehobene Sedimentmaterial direkt nach der Baggerung noch am fließenden, bzw. ruhenden Gewässer entwässert wird.

3 Aufbereitungsmethoden

3.1 Schwerkraftsedimentation

Das gesamte Kapitel 3.1 lehnt, wenn nicht gegenteilig behauptet, am Skriptum für Mechanische Verfahrenstechnik^[11] an.

Bei der Schwerkraftsedimentation, dem Absetzen von Feststoffe in der Suspension, wirkt der Einfluss des Schwerfeldes. Damit es zum Absetzen kommt, muss die Dichte des abzusetzenden Teilchens ρ_T größer sein als jene der Flüssigkeit ρ_F . Die nachfolgende Berechnung gilt für Teilchen $> 1 \mu\text{m}$, da kleinere Teilchen durch die Brown'sche Molekularbewegung kein absetzen mehr zeigen.

3.1.1 Berechnung der Absetzgeschwindigkeit

3.1.1.1 Berechnung der Absetzgeschwindigkeit idealer Teilchen



Annahmen:

- Kugelförmige Teilchen
- Keine gegenseitige Beeinflussung der Teilchen
- Nur Betrachtung der Endgeschwindigkeit, nicht der Beschleunigungsphase

Abbildung 5: Kräftegleichgewicht

$$F_G - F_{At} - F_W = 0 \quad \text{Gl. 3.1}$$

$$F_G = m_T \cdot g \quad \dots \text{ Gewichtskraft} \quad \text{Gl. 3.2}$$

$$F_{At} = V_T \cdot \rho_F \cdot g \quad \dots \text{ Auftriebskraft} \quad \text{Gl. 3.3}$$

$$F_W = c_W \cdot A \cdot \frac{\rho_F}{2} \cdot w_A^2 \quad \dots \text{ Widerstandskraft} \quad \text{Gl. 3.4}$$

$$\text{daraus folgt } m_T \cdot g - V_T \cdot \rho_F \cdot g - c_W \cdot A \cdot \frac{\rho_F}{2} \cdot w_A^2 = 0 \quad \text{Gl. 3.5}$$

bezogen auf eine Kugel mit dem Durchmesser d_T und auf die Absetzgeschwindigkeit w_A umgeformt, ergibt sich

$$w_A = \sqrt{\frac{4 \cdot d_T \cdot (\rho_T - \rho_F) \cdot g}{3 \cdot c_W \cdot \rho_F}} \quad \text{Gl. 3.6}$$

Der Widerstandsbeiwert ist abhängig von der Art der Strömung.

Tabelle 4: Widerstandsbeiwert c_W in Abhängigkeit der Strömung

Art der Strömung	Widerstandsbeiwert c_W
laminar $Re \leq 0,5$	$c_W = 24 / Re$
Übergang $Re = 0,5 - 500$	$c_W = 18,5 / Re^{0,6}$
turbulent $Re = 500 - 150000$	$c_W = 0,44$

Daraus ergibt sich für eine laminare Strömung folgende Absetzgeschwindigkeit w_A .

$$w_A = \sqrt{\frac{4 \cdot d_T \cdot (\rho_T - \rho_F) \cdot g \cdot Re}{3 \cdot \rho_F \cdot 24}} \quad \text{Gl. 3.7}$$

Dadurch muss bereits vor der Rechnung der Re-Bereich der Strömung bekannt sein. Es wird so vorgegangen, dass zuerst ein Re-Wert geschätzt wird um danach iterativ auf den tatsächlichen Re-Wert zurückzurechnen. Die aufwendige Rechnung kann durch Überführung in die dimensionslose Schreibweise, mittels Archimedis-Zahl Ar verhindert werden.

Gleichung 3.6 wird umgeformt

$$w_A^2 \cdot c_W = \frac{4 \cdot (\rho_T - \rho_F)}{3 \cdot \rho_F} \cdot g \cdot d_T \quad \text{Gl. 3.8}$$

mit der umgeformten Re-Gleichung $w_A = \frac{Re \cdot \eta_F}{d_T \cdot \rho_F}$ ergibt sich Gl. 3.9

$$Re^2 \cdot c_W = \frac{4 \cdot (\rho_T - \rho_F) \cdot \rho_F}{3 \cdot \eta_F^2} \cdot g \cdot d_T^3 \quad \text{Gl. 3.10}$$

Man definiert die Archimedes-Zahl als

$$Ar = \frac{d_T^3 \cdot (\rho_T - \rho_F) \cdot \rho_F \cdot g}{\eta_F^2} \quad \text{Gl. 3.11}$$

wodurch sich der Zusammenhang $c_W \cdot Re^2 = \frac{4}{3} \cdot Ar$ ergibt Gl. 3.12

Ausgehend von den Bereichsgrenzen der Reynolds-Zahl ergeben sich folgende Werte für die Archimedes-Zahl.

Tabelle 5: Re-Zahlen in Abhängigkeit der Ar-Zahl

Art der Strömung	Re-Bereich	Ar-Bereich	Re-Zahl
laminar	$Re \leq 0,5$	$Ar \leq 9$	$Re = Ar / 18$
Übergang	$Re = 0,5 - 500$	$Ar = 9 - 82500$	$Re = (Ar / 18)^{0,714}$
turbulent	$Re \geq 500$	$Ar \geq 82500$	$Re = 1,74 (Ar)^{0,5}$

Damit kann nach der Berechnung der Ar-Zahl und dadurch möglicher anschließenden Berechnung der Re-Zahl, direkt aus der Reynoldsgleichung die Absetzgeschwindigkeit w_A berechnet werden.

$$w_A = \frac{Re \cdot \eta_F}{d_T \cdot \rho_F} \quad \text{Gl. 3.13}$$

3.1.1.2 Berechnung der Absetzgeschwindigkeit realer Teilchen

Da die oben getroffene Voraussetzung ideal kugelförmiger Teilchen meist nicht zutrifft, kann ein Ersatzdurchmesser $d_{\text{äq}}$ definiert werden. Dabei handelt es sich um einen Durchmesser einer Kugel, die das gleiche Volumen wie das reale Teilchen besitzt.

$$d_{\text{äq}} = \sqrt[3]{\frac{6}{\pi} \cdot V_T} = 1,24 \cdot \sqrt[3]{V_T} = 1,24 \cdot \sqrt[3]{\frac{m_T}{\rho_T}} \quad \text{Gl. 3.14}$$

m_T beschreibt die im Versuch festgestellte mittlere Teilchenmasse.

Die Form der Partikel wird zusätzlich mit dem Formfaktor ϕ berücksichtigt wodurch sich die Absetzgeschwindigkeit realer Teilchen ergibt.

$$w_{Ar} = \phi \cdot \frac{Re \cdot \eta_F}{d_{\text{äq}} \cdot \rho_F} \quad \text{Gl. 3.15}$$

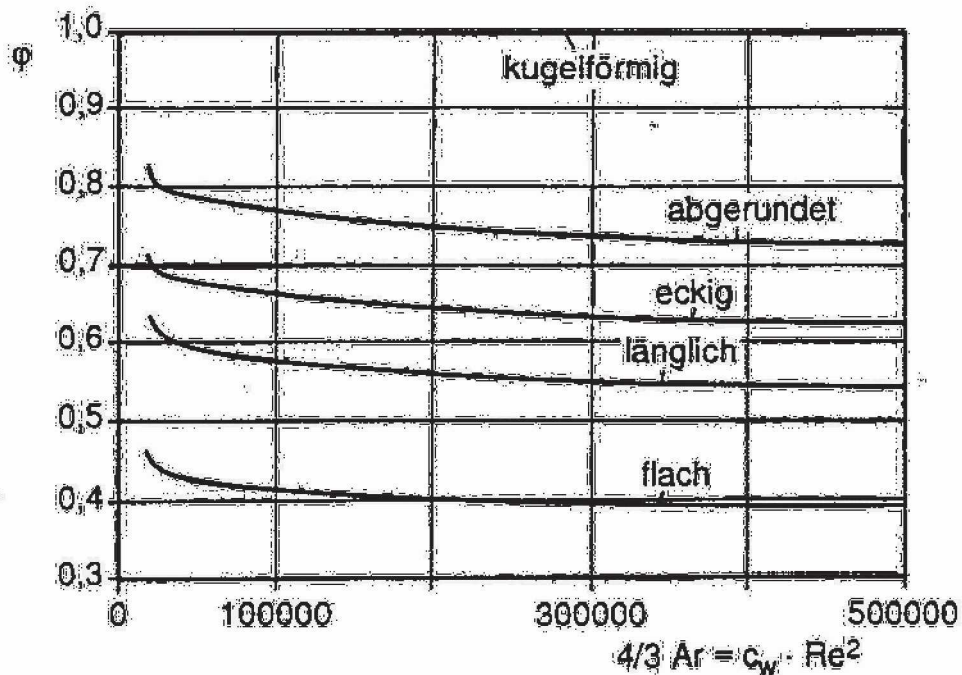


Abbildung 6: Formfaktor φ

Die Annahme, dass sich einzelne Teilchen gegenseitig nicht beeinflussen, wird durch eine ideal verdünnte Suspension gewährleistet. Bei einer höheren Konzentrierung der Suspension kommt es jedoch zu Ausweichströmungen sowie gegenseitigen Beeinflussungen der Partikel. So genannte Partikelschwärme verbinden sich, welche mit einer Schwarmgeschwindigkeit w_s , die kleiner ist als die reale Absetzgeschwindigkeit w_{Ar} , sedimentieren. Mathematisch entsteht folgender Zusammenhang.

$$\ln w_s = \ln w_{Ar} - k \cdot c \tag{Gl. 3.16}$$

Vom Logarithmus der realen Absetzgeschwindigkeit zieht man den Faktor $k \cdot c$ ab. c ist die Suspensionskonzentration in Volumsprozent Feststoffanteil und k der Konzentrationsbeiwert, abhängig von der gegenseitigen Behinderung der Teilchen. Bei einer Feststoffkonzentration von 5 bis 10 %, liegt k zwischen 0,5 und 0,6 und wird kleiner je höher der Feststoffanteil ist. Das bedeutet, dass mit hoher werdender Feststoffkonzentration die Schwarmgeschwindigkeit w_s abnimmt.^[12]

3.1.1.3 Standglasversuch

Zur Bestimmung der Sedimentationseigenschaften wird oft der Standglasversuch durchgeführt. In einem 1 Meter hohen Glas mit einem Durchmesser von 15 cm wird das Absetzverhalten über der Zeit beobachtet. Die aus diesem Versuch gewonnenen Daten werden zur Ermittlung der Abmessungen von Absetzapparaten verwendet.

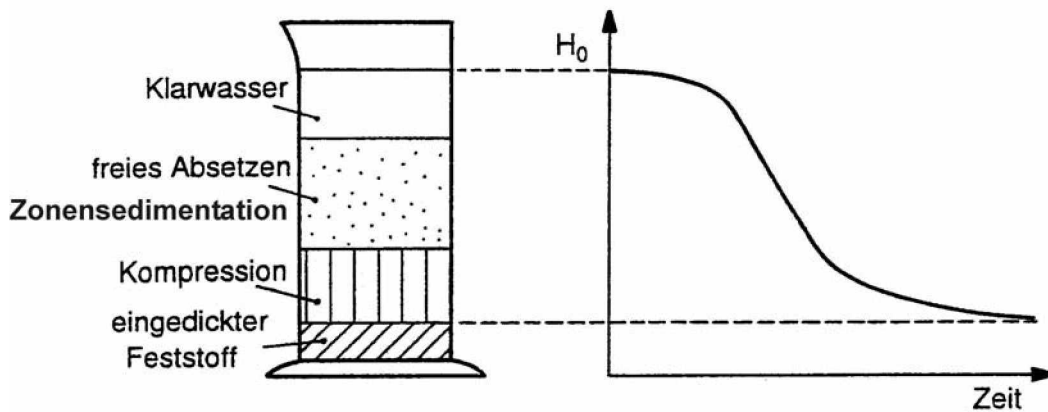


Abbildung 7: Standglasversuch

3.1.2 Horizontal-Absetzapparat

So genannte Absetzbecken werden meist zur industriellen und kommunalen Abwasserreinigung verwendet. Sie können entweder als Rechtecks- oder wie unten dargestellt als Rundklärbecken ausgeführt sein.

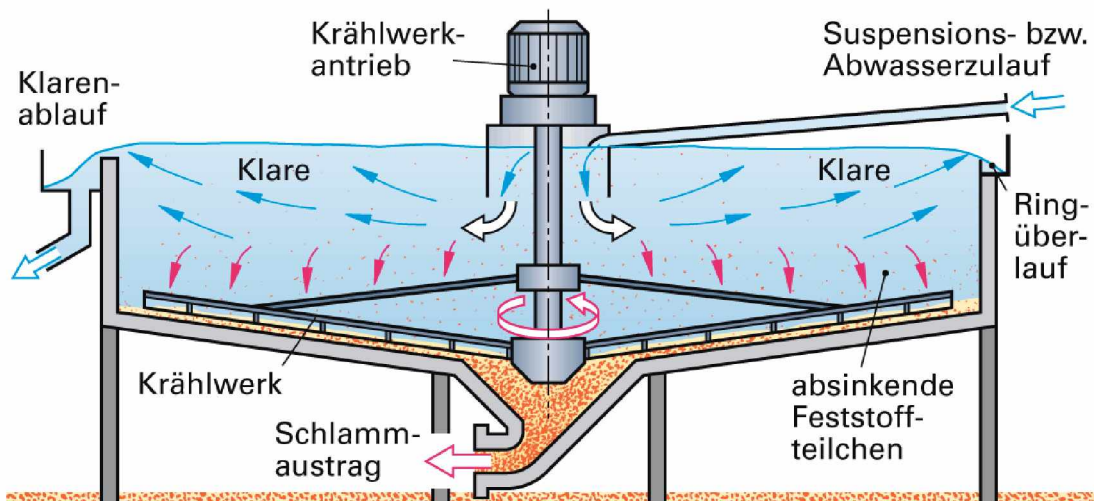


Abbildung 8: Rundklärbecken [12]

Die Suspension läuft in der Mitte des Beckens, möglichst schonend in das Klärbecken, wo sich durch Fällung, die Feststoffteilchen langsam am schräg ausgeführten Boden absetzen. Typische Absetzgeschwindigkeiten gehen von 0,08 m/h bei feiner Tonerde bis einige m/h bei groben Partikeln. Damit eine entsprechend gute Sedimentation stattfindet ist es notwendig die mittlere Verweilzeit, ausgehend von der aus Versuchen oder Berechnungen erhaltenen Schwarmgeschwindigkeit, zu bestimmen. Sie muss größer sein als die bestimmte Absetzzeit. Wenn die Partikeln am Boden des Klärbeckens sind, werden sie mit einem umlaufenden Krählwerk, welches sich mit

ungefähr einer Umdrehung pro Stunde dreht, Richtung Schlammmtrichter transportiert, wo der eingedickte Schlamm abgesaugt wird.

Im Folgenden wird die Grundausslegung der Maße eines Klärbeckens beschrieben.

$$t_A = \frac{h}{w_S} \dots \text{Absetzzeit} \tag{Gl. 3.17}$$

$$V = h \cdot b \cdot l \dots \text{Beckenvolumen} \tag{Gl. 3.18}$$

$$A = b \cdot l \dots \text{Beckengrundfläche} \tag{Gl. 3.19}$$

Daraus wird die mittlere Verweilzeit berechnet

$$t_V = \frac{V}{\dot{V}} = \frac{h \cdot b \cdot l}{\dot{V}} = \frac{h \cdot A}{\dot{V}} \tag{Gl. 3.20}$$

Die mittlere Verweilzeit t_V muss größer sein als die Absetzzeit t_A

$$t_A = \frac{h}{w_S} \leq t_V = \frac{h \cdot A}{\dot{V}} \tag{Gl. 3.21}$$

woraus die nötige Beckengrundfläche folgt $A \geq \frac{\dot{V}}{w_S}$ Gl. 3.22

Bei einer ungefähren Abschätzung mit einem Volumenstrom von 150 m³/h und einer Schwarmgeschwindigkeit von 1 m/h ergibt sich eine Grundfläche von $\geq 150 \text{ m}^2$ was einem Durchmesser von ungefähr 14 m entspricht. Wobei sich dieser Durchmesser bei Flussschlamm noch vergrößern würde, da der Schlamm vor dem Klärbecken noch mit Wasser angereichert werden müsste, um angemessene Schwarmgeschwindigkeiten zu erreichen. $w_S = f$ (Feststoffkonzentration c)

3.1.3 Vertikal-Stromapparat

Wenn große Klärflächen nötig sind, bei begrenztem Raumangebot bieten sich Vertikal-Stromapparate an, wie der Lamellenklärer. Hier sind mehrere kleine Flächen übereinander angeordnet, deren Zwischenräumen parallel durchströmt wird. Die Suspension wird auf einzelne Lamellen verteilt, wo sich Feststoff am Boden der einzelnen Kanäle sammelt. Damit das abgesetzte Material ausgetragen werden kann sind die Flächen geneigt. Bei der Gleichstromführung, wie sie im unteren Lamellenklärer verwendet wird, liegt der Winkel zwischen 30° und 40°, bei

Entwässerung von Flussschlamm

Gegenstromführung zwischen 45° und 55°. Reichen die Gleitwinkel nicht aus, kann der Feststoff über Vibrationsmotoren zum Abgleiten angeregt werden. Die Klarflüssigkeit wandert dann jeweils am Rücken der anderen Lamelle aufwärts und über den Sammelraum zum Ablauf.^[13]

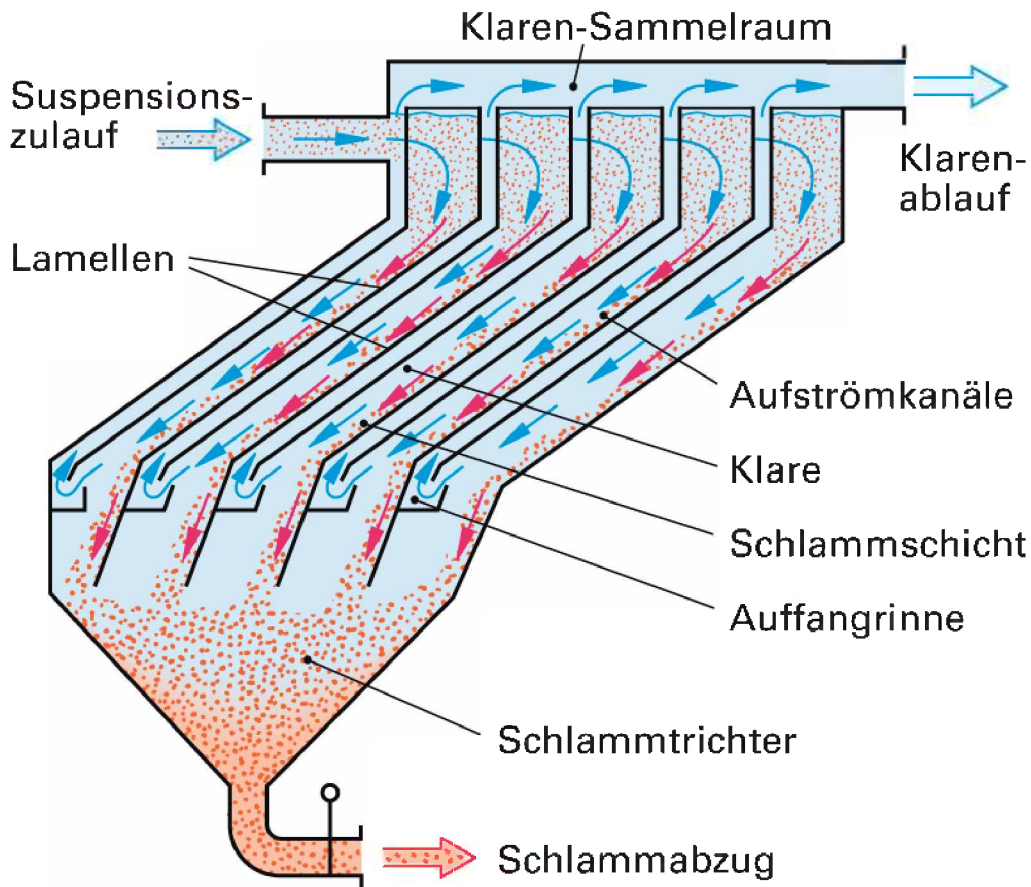


Abbildung 9: Lamellenklärer [12]

Grundlage für die Berechnung, lt. [14], ist wiederum, dass die mittlere Verweilzeit des aufsteigenden Stromes t_v größer sein muss als die Absetzzeit t_A .

$$t_A = \frac{l_L}{w_S} = \frac{a}{w_S \cdot \cos \alpha} \quad \dots \text{ Absetzzeit der Feststoffteilchen} \quad \text{Gl. 3.23}$$

l_L die Absetzlänge einer Lamelle, a der Lamellenabstand

$$t_v = \frac{l}{u} \quad \dots \text{ Verweilzeit des aufsteigenden Stromes} \quad \text{Gl. 3.24}$$

u ist die Aufstromgeschwindigkeit der Trübe und l die Lamellenlänge. Typische Lamellenabstände sind 40 bis 80 mm bei einer Lamellenlänge ab ungefähr einem Meter.

$$t_A = \frac{a}{w_s \cdot \cos \alpha} \leq t_V = \frac{l}{u} \quad \text{Gl. 3.25}$$

woraus sich eine volumenbezogene Klärfläche ergibt, die für gute Sedimentation möglichst groß sein sollte.

$$\frac{A}{V} = \frac{a \cdot b}{a \cdot b \cdot l} = \frac{1}{l} = \frac{w_s \cdot \cos \alpha}{a \cdot u} \quad \text{Gl. 3.26}$$

Wobei bei kleinem Winkel α , großen Lammellenabstand a und großer Aufströmgeschwindigkeit u die Sedimentation besser verläuft. Auf Grund von vermehrt störenden Einflüssen bei Lamellenklären werden Sicherheitszuschläge bis zu 50 % der berechneten Sedimentationsfläche nötig.

Vorteile eines Lamellenkläreners

- Stark verringerter Platzbedarf gegenüber einem Klärbecken.
- Mittlere Verweilzeit sehr kurz, $t_V = 5 - 10$ min.
- Wegen kurze Verweilzeit kein Flockenwachstum, wodurch keine Schwarmbildung eintritt, was zu kürzeren Absetzzeiten führt.

Nachteile eines Lamellenkläreners

- Erhöhte Gefahr von Schlamm durchbrüchen.
- Plötzliches Abrutschen des Schlammes möglich.
- Unerwünschte Turbulenzen bei Eintritt in Lamellen, wodurch entsprechend längere Einlauf- und Beruhigungsflächen nötig sind.
- Keine ausgeprägte Eindickwirkung, da Schlamm nicht komprimiert wird.

3.2 Fliehkraftsedimentation

Bei der Schwerkraftsedimentation feiner Teilchen treten vor allem bei Partikeln mit geringen Dichteunterschieden große Absetzzeiten auf. Beim Zentrifugieren tritt die Fliehkraft statt der Schwerkraft als treibende Kraft auf, was dazu führt, dass Trennaufgaben erfüllt werden können, die mit Schwerkraftsedimentation nicht oder nur mäßig bewältigt werden können.

Man unterscheidet bei der Fliehkraftsedimentation zwischen Filterzentrifugen und Sedimentierzentrifugen. Erstere trennen das Wasser vom Feststoff, zweitere trennen den Feststoff vom Wasser.

Zu den Sedimentzentrifugen zählen unter anderem die Vollmantel-, die Teller- und die Schneckenzentrifuge.

3.2.1 Vollmantelzentrifuge

Diese Art der Zentrifugen wird meist als Laborzentrifugen eingesetzt, da sie nur diskontinuierlich betrieben werden können. Der Suspensionszulauf erfolgt einseitig damit möglichst wenige Turbulenzen erzeugt werden. Die wirkende Zentrifugalbeschleunigung, welche durch die schnelle Rotation der Trommel erzeugt wird, drückt Teilchen höherer Dichte an die Trommelwand und transportiert das geklärte Wasser weg vom Zulauf in Richtung des Überlaufs. In periodischen Abständen, muss die Zentrifuge abgestellt werden, damit der entstandene Filterkuchen entfernt werden kann.

Durch diese diskontinuierliche Betriebsart, sind Vollmantelzentrifugen industriell nicht für die Schlammentwässerung brauchbar. Da jedoch, durch ihren einfachen Aufbau, die Berechnungsgrundlagen von Sedimentierzentrifugen erläutert werden können, folgt im nachfolgenden Punkt die überschlagsmäßige Auslegung einer Vollmantelzentrifuge.

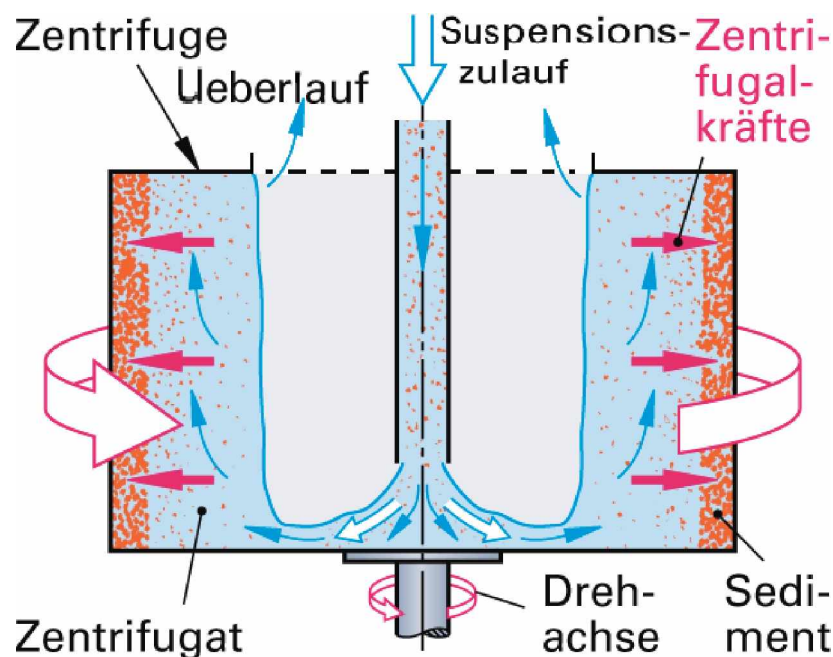


Abbildung 10: Vollmantelzentrifuge [16]

3.2.1.1 Berechnung der Absetzgeschwindigkeit

Als treibende Kraft wirkt die Zentrifugalkraft auf die Partikelteilchen.

$$F_z = m \cdot r \cdot \omega^2$$

Gl. 3.27

$$\omega = \frac{2 \cdot \pi \cdot n}{60} \dots \text{Winkelgeschwindigkeit, mit } n \text{ in U/min} \quad \text{Gl. 3.28}$$

$$\text{daraus folgt } F_Z = \frac{m \cdot r \cdot 4 \cdot \pi^2 \cdot n^2}{3600} \quad \text{Gl. 3.29}$$

Wird das Verhältnis der Zentrifugalkraft mit der Gewichtskraft eines Teilchens gebildet, erhält man den so genannten Trennfaktor Z.

$$Z = \frac{F_Z}{F_G} = \frac{m \cdot r \cdot 4 \cdot \pi^2 \cdot n^2}{3600 \cdot m \cdot g} \quad \text{Gl. 3.30}$$

Das bedeutet, dass die Beschleunigung a einer Zentrifuge Z mal höher ist als die Erdbeschleunigung.

$$a = g \cdot Z \quad \text{Gl. 3.31}$$

Praktische Werte für Z liegen bei üblichen Zentrifugen zwischen 200 und 4000.

Um die Absetzgeschwindigkeit w_Z einer Zentrifuge ausrechnen zu können, muss zuerst die Absetzgeschwindigkeit w_A bei normaler Sedimentation bekannt sein. Hier wird wie in Punkt 3.1.1 beschrieben, mit Hilfe der Archimedes- und der Reynoldszahl, für den jeweiligen Bereich der Strömungsart, die Absetzgeschwindigkeit ermittelt. Für die Ar-Zahl gilt unter Berücksichtigung des Trennfaktors Z

$$Ar = \frac{d_T^3 \cdot (\rho_T - \rho_F) \cdot \rho_F \cdot g \cdot Z}{\eta_F^2} \quad \text{Gl. 3.32}$$

Zur Wiederholung, als Beispiel die Absetzgeschwindigkeit im Übergangsbereich der Strömung zwischen laminar und turbulent.

$$w_A = \sqrt{\frac{4 \cdot d_T \cdot (\rho_T - \rho_F) \cdot g \cdot (w_A \cdot d_T \cdot \rho_F)^{0,6}}{3 \cdot \rho_F \cdot 18,5 \cdot \eta_F^{0,6}}} \quad \text{Gl. 3.33}$$

Werden alle Konstanten zusammengefasst ergibt sich

$$w_A = const. \cdot g^{\frac{1}{1,4}} \quad \text{Gl. 3.34}$$

beziehungsweise unter Rücksichtnahme des Trennfaktors Z

$$w_A = const. \cdot (Z \cdot g)^{\frac{1}{1,4}} \quad \text{Gl. 3.35}$$

wodurch für den Übergangsbereich folgt $w_Z = w_A \cdot Z^{\frac{1}{1,4}}$ Gl. 3.36

3.2.1.2 Berechnung der Durchsatzleistung

Der begriff Durchsatzleistung, bzw. Volumenstrom darf nicht falsch verstanden werden. Es handelt sich weiterhin um einen diskontinuierlichen Prozess, wo sich trotzdem bis zum Moment, wo der Filterkuchen zu groß wird, und die Zentrifuge angehalten wird, ein konstanter Volumenstrom einstellt.

$$V_{TZ} = R^2 \cdot \pi \cdot H \quad \dots \text{ Zentrifugenvolumen} \quad \text{Gl. 3.37}$$

R ist der Trommeldurchmesser und H die Trommelhöhe

$$V_{TF} = (R^2 - r^2) \cdot \pi \cdot H \quad \dots \text{ Füllvolumen} \quad \text{Gl. 3.38}$$

r ist der Radius des Flüssigkeitsstandes

Unter der Annahme eines Füllgrades von 50% errechnet sich ein Radius des Flüssigkeitsstandes $r = 0,71 \cdot R$.

Für ausreichende Sedimentation muss auch hier die Verweilzeit t_v größer sein als die Absetzzeit t_A der Feststoffteilchen.

$$t_v = \frac{V_{TF}}{\dot{V}} \geq t_A = \frac{R - r}{w_Z} \quad \text{Gl. 3.39}$$

Daraus kann über Veränderung der Trommelabmessungen der gewollte Volumenstrom eingesetzt werden.

$$\dot{V} = \frac{V_{TF} \cdot w_Z}{R - r} = \frac{0,5 \cdot V_{TZ} \cdot w_Z}{0,29 \cdot R} = 1,72 \cdot R \cdot \pi \cdot H \cdot w_Z \quad \text{Gl. 3.40}$$

3.2.2 Tellerzentrifuge

Das statische Gegenbild zum Lamellenklärer ist die dynamische Tellerzentrifuge. Sie besteht aus einem stillstehenden Suspensionszulauf und -ablauf und einer rotierenden Trommel samt Tellerpaket. Ähnlich wie beim Lamellenklärer soll mit schräg zum Beschleunigungsfeld geneigten Klärfächen die Absetzzeit verkürzt werden.

Entwässerung von Flussschlamm

Das Tellerpaket besteht aus 30 bis 100 übereinander angeordneten Sedimenträumen, die nur im Millimeterbereich voneinander getrennt sind und eine Neigung zwischen 30° und 40° haben. Die Suspension tritt über den Zulauf in die Zentrifuge ein und wird von unten zum ersten rotierenden Teller geführt. Durch die Zentrifugalbeschleunigung wandern die schweren Feststoffteilchen am Rücken des oberen Tellers nach unten, das heißt nach außen und die leichteren flüssigen Teilchen wandern zwischen den Tellern nach oben. Zum kontinuierlichen Austrag des Filterkuchens werden die Feststoffteilchen über am äußersten Punkt der Trommel angebrachte Düsen oder einem Ringspalt nach außen abgeführt. Eine andere Variante zum Austrag des Schlammes ist eine am Trommelumfang angebrachte Schnecke. Sie dreht sich mit einer etwas geringeren Drehzahl als die Trommel und erzeugt dadurch eine Relativbewegung, welche den Schlamm zu dem Auslass transportiert.^[15]

Über die Drehzahl der Zentrifuge und deren Abmessungen kann auch hier der Trennfaktor Z berechnet werden. Der Faktor dient zur ungefähren Abschätzung der Trennkorngröße, die in schnell laufenden Tellerzentrifugen bei bis zu 0,5 μm liegen kann. Eine genaue Auslegung einer Tellerzentrifuge konnte nicht in der Literatur gefunden werden. Meist ist von einer überschlagsmäßigen Auslegung mit anschließender experimenteller Untersuchung der Ergebnisse die Rede.

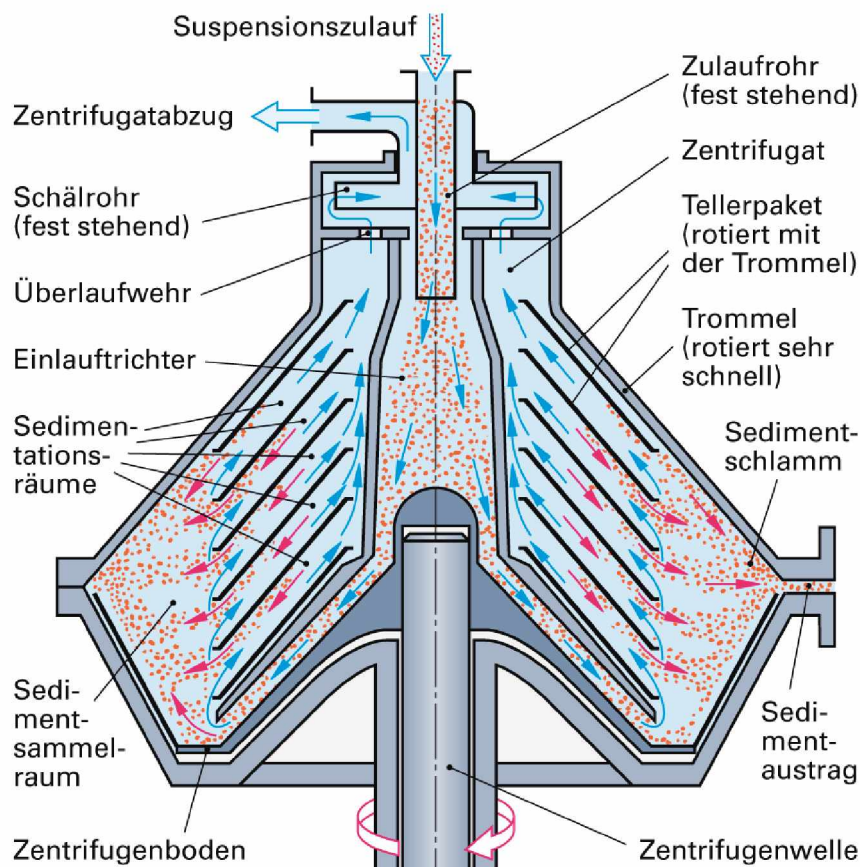


Abbildung 11: Tellerzentrifuge [16]

Vorteile einer Tellerzentrifuge

- Kontinuierliche Betriebsweise.
- Trennung von Stoffen mit geringen Dichteunterschied und niedrigen Konzentrationen möglich.
- Geringerer Platzbedarf als bei Vollmantelzentrifugen bei weit geringerer Verweilzeit in Zentrifuge.

Nachteile einer Tellerzentrifuge

- Nur bedingt einsetzbar zum Trennen für Schlämme mit hoher Feststoffkonzentration, meist zum Trennen von Emulsionen.
- Gefahr von Leckagen durch schnell drehende Teile.

3.2.3 Schneckenaustragszentrifuge – Dekanter

Ein Dekanter besteht aus einem sich drehenden Rotor, der ein zylindrisches und ein konisches Stück besitzt, wobei im zylindrischen Teil die Sedimentation stattfindet. Den Unterschied zu einer Vollmantelzentrifuge, stellt eine mit einer geringeren Differenzdrehzahl drehende Schnecke dar, die den abgesetzten Feststoffschlamm in Konusrichtung über das Flüssigkeitsniveau, des zylindrischen Teiles, hinausfördert. Der Schlamm gelangt über ein zentral angeordnetes Einlaufrohr in den Einlaufraum der Schnecke, wo es schonend vorbeschleunigt wird und in die Trommel gelangt. Durch die Zentrifugalkraft werden Teilchen höherer Dichte an die Trommelwand gedrückt und von der Schnecke Richtung konischen Teil transportiert, wo eine zusätzliche Entwässerung passiert. Das geklärte Wasser fließt zum zylindrischen Ende des Rotors, wo es über einstellbare Wehrscheiben, mit denen die Teichtiefe eingestellt werden kann, drucklos abläuft.

Obwohl ein Dekanter relativ ähnlich aufgebaut ist wie eine Vollmantelzentrifuge, kann auch hier keine Berechnung mit den für eine Vollmantelzentrifuge verwendeten Formeln durchgeführt werden. Die Strömung in den Schneckenkanälen weicht zu stark von der einer starren Rotation ab.

Entwässerung von Flussschlamm

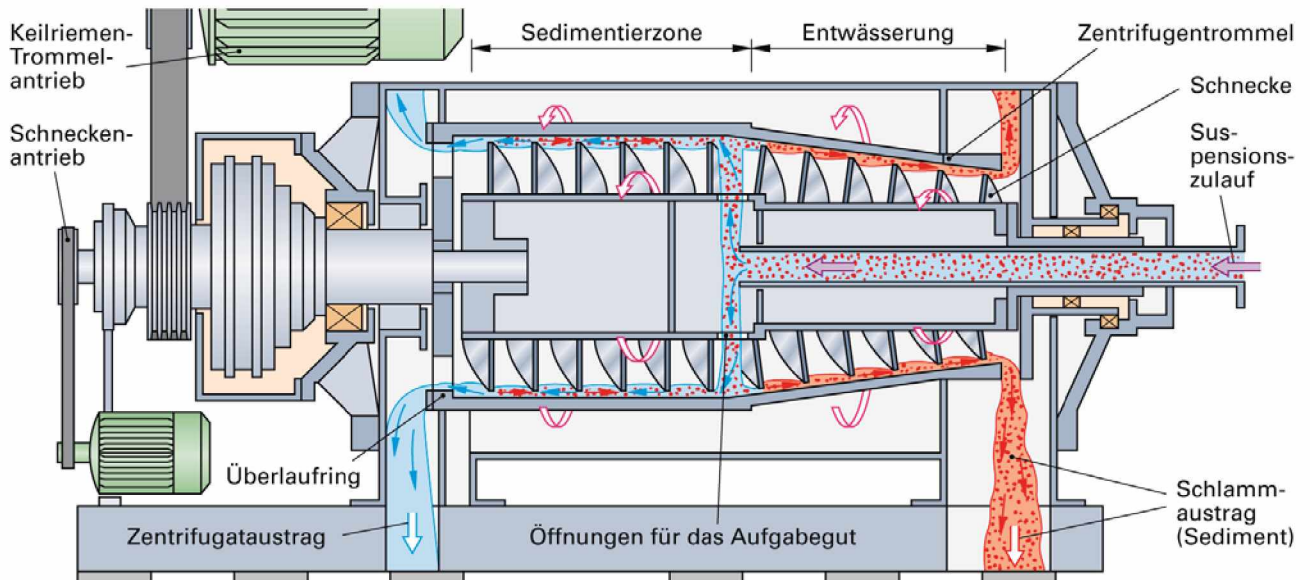


Abbildung 12: Schneckenaustragszentrifuge – Dekanter [16]

Vorteile eines Dekanters

- Kontinuierliche Betriebsweise.
- Geschlossene Bauweise, dadurch wenig Lärm- und Geruchsemission.
- Suspensionen mit wesentlich höheren Feststoffvolumenanteil bis 60% entwässerbar, was den Dekanter ideal zur Schlamm-entwässerung macht^[15]
- Zusätzliche Entwässerung des Schlammes im Konusteil des Rotors.
- Geringer Platzbedarf bei hoher Durchsatzleistung.

Nachteile einer Tellerzentrifuge

- Durch Relativbewegung der Schnecke zum Rotor, unsichere Strömungsverhältnisse in der Trommel.
- Schnell drehende Teile und Verschleiß der Schnecke.

3.3 Filterzentrifugen

Es gibt sowohl kontinuierlich als auch periodisch arbeitende Filterzentrifugen. Sie müssen entweder per Hand, bzw. Schälleinrichtungen oder durch Schnecken vom Filterkuchen befreit werden. Die Zentrifugalkraft treibt Teilchen höherer Dichte an die Trommelwand wo sie durch das Filtermittel, ein Sieb oder ein Filtertuch, von der flüssigen Phase getrennt werden. Das Wasser geht durch das Filtermittel durch und kann über kleine Öffnungen im Trommelmantel entweichen. Aus Festigkeitsgründen sind diese Öffnungen jedoch relativ klein und in größeren Abständen angebracht.

Dadurch wird zwischen Trommelmantel und Filtermittel oft noch eine Distanz haltende Stützschiicht eingebaut, wie zum Beispiel ein grobes Drahtgewebe, damit das Filtermittel den gleichmäßige Abfluss des Filtrates nicht stört.^[17]

Die Trennung zwischen Feststoffen und Wasser erfolgt in zwei Schritten. Die erste, kürzere Phase ist die Kuchenbildung mit überstehender Flüssigkeitsschicht, wobei hier nur Feststoffe gefiltert werden, mit Korngrößen größer als die Lochweite des Filtermittels. Im zweiten Schritt, nachdem der Filterkuchen aufgebaut wurde, kommt es zur Filtrierung feinerer Partikel durch den Filterkuchen, mit Entfeuchtung des Filterkuchens bei periodisch arbeitenden Filterzentrifugen.^[17]

3.3.1 Berechnung des Durchsatzes eines Filtermittels

Kapitel 3.3.1 und 3.3.2 laut [18].

Die Berechnung einer Filterzentrifuge stützt sich meist auf die Berechnung eines normalen Filtermittels. Die Auslegung eines Porenfilters ist mathematisch und versuchstechnisch aufwendig weshalb hier nur die wichtigsten grundlegenden Zusammenhänge, in Form einer groben Auslegung, erklärt werden.

Zur Berechnung des Gesamtvolumenstromes durch den Filterkuchen, wird zuerst der Ansatz für den Durchfluss einer Pore \dot{V}_k verwendet.

$$\dot{V}_k = \frac{\pi \cdot d_k^4 \cdot \Delta p}{128 \cdot \eta_F \cdot l_k} \quad \text{Gl. 3.41}$$

d_k ist der Kapillarendurchmesser, l_k die Länge, Δp die Druckdifferenz zwischen Kappilarein- und -ausgang und η_F die dynamische Viskosität der Emulsion.

Folgende Ausdrücke sind weiter wichtig

$$A_k = \frac{d_k^2 \cdot \pi}{4} \quad \dots \text{ Fläche einer Pore} \quad \text{Gl. 3.42}$$

$$A_p = m \cdot A_k \quad \dots \text{ Fläche aller Poren, wobei } m \text{ die Anzahl der Poren ist} \quad \text{Gl. 3.43}$$

$$\varepsilon = \frac{A_p}{A} \quad \dots \text{ Porosität, wobei } A \text{ die gesamte Filterfläche ist} \quad \text{Gl. 3.44}$$

Durch einsetzen der Fläche einer Pore in Gl. 3.41 folgt

$$\dot{V}_\kappa = A_\kappa \cdot \frac{d_\kappa^2 \cdot \Delta p}{32 \cdot \eta_F \cdot l_\kappa} \quad \text{Gl. 3.45}$$

Der Gesamtvolumenstrom errechnet sich aus $\dot{V} = m \cdot \dot{V}_\kappa$ Gl. 3.46

$$\dot{V} = m \cdot A_\kappa \cdot \frac{d_\kappa^2 \cdot \Delta p}{32 \cdot \eta_F \cdot l_\kappa} = A_P \cdot \frac{d_\kappa^2 \cdot \Delta p}{32 \cdot \eta_F \cdot l_\kappa} \quad \text{Gl. 3.47}$$

daraus folgt

$$\dot{V} = \varepsilon \cdot A \cdot \frac{d_\kappa^2 \cdot \Delta p}{32 \cdot \eta_F \cdot l_\kappa} \quad \text{Gl. 3.48}$$

Diese Gleichung zeigt tendenziell das Filterverhalten eines bestimmten Filtermaterials an, ist aber wegen der Idealisierung der Verhältnisse, nicht identisch mit den praktischen Ergebnissen. Folgende Werte sind für aussagekräftige Ergebnisse einer mathematischen Auslegung noch in die Berechnung einzubauen..

- A_P ist durch die reale Querschnittsfläche der Pore zu ersetzen, statt der idealisierten runden Pore.
- l_κ ist durch die Dicke des Filtermaterials zu ersetzen, welche sich aus der Dicke des Filtermittel H_0 und der Dicke des Filterkuchens H_C zusammensetzt.
- Die genauen Daten einer Pore, Länge, Querschnitt und Anzahl, sind nicht messbar und müssen deshalb durch die Faktoren α = Kuchenwiderstand und β = Filtermittelwiderstand ersetzt werden.
- weitere Werte, wobei hier nicht näher auf ihre Herkunft eingegangen wird, sind der Feuchtegehalt S , Verhältnis des Volumen der Flüssigkeit im Kuchen in m^3 zu Masse des Trockenkuchens in kg, die abgeschiedene Feststoffmasse pro m^3 Filtrat y und das Feststoffverhältnis $y' = y / (1-y \cdot S)$

Daraus ergibt sich für den spezifischen Filtratstrom $\dot{V}_F = \frac{\dot{V}}{A} \left[\frac{m^3}{m^2 \cdot s} \right]$ folgende

Differentialgleichung

$$\frac{dV_F}{dt} = \frac{\Delta p}{\eta_F \cdot \left(\frac{\alpha \cdot y \cdot V_F}{1 - y \cdot S} + \beta \right)} = \frac{\Delta p}{\eta_F \cdot (\alpha \cdot y' \cdot V_F + \beta)} \quad \text{Gl. 3.49}$$

3.3.2 Berechnung des Durchsatzes einer Filterzentrifuge

Auch bei Filterzentrifugen, wird über eine Differentialgleichung der spezifische Filtratstrom hergeleitet. Im Gegensatz zu normalen Filtermitteln muss hier wieder die Zentrifugalkraft auf die Teilchen berücksichtigt werden, was zu einer Vergrößerung der Druckdifferenz Δp_z führt.

Ähnlich der Kuchenfiltration kann angeschrieben werden

$$\frac{dV_F}{A \cdot dt} = \frac{\Delta p_z}{\eta_F \cdot \left(\frac{\alpha_V \cdot y_V \cdot V_F}{A} + \beta \right)} \quad \text{Gl. 3.50}$$

$$\frac{y_V \cdot V_F}{A} = H_C \dots \text{Kuchenhöhe} \quad \text{Gl. 3.51}$$

$$\alpha_V = \alpha \cdot \rho_C = \alpha \cdot \rho_S \cdot (1 - \varepsilon) \quad \text{Gl. 3.52}$$

ρ_C ist die Kuchendichte und ρ_S die Feststoffdichte in $[\text{kg}/\text{m}^3]$

Der Wert β kann vernachlässigt werden, da er für grobmaschige Siebe annähernd Null ist, voraus folgt

$$\frac{dV_F}{dt} = \frac{\Delta p_z \cdot A^2}{\eta_F \cdot \alpha_V \cdot y_V \cdot V_F} \quad \text{Gl. 3.53}$$

Mit der Querschnittsfläche A ist die Mantelfläche des Filterkuchens gemeint. Da mit wachsender Dicke des Kuchens der Kuchenradius r_C variabel ist, müsste mit einem veränderlichen Wert für r_C gerechnet werden, was zu einer veränderlichen Filterfläche A führen würde. Zur Vereinfachung wird eine mittlere Filterfläche A_m angenommen.

$$A_m = 2 \cdot \pi \cdot \left(\frac{R + r_C}{2} \right) \cdot h = \pi \cdot (R + r_C) \cdot h \quad \text{Gl. 3.53}$$

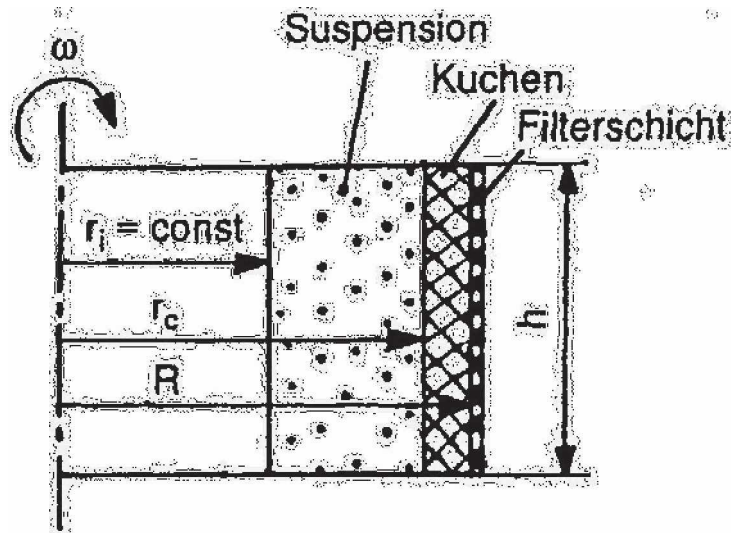


Abbildung 13: Filterzentrifuge

Die zur Berechnung nötige Zentrifugalkraft F_Z ist

$$F_Z = m \cdot r \cdot \omega^2 \quad \text{Gl. 3.54}$$

woraus sich die Druckdifferenz Δp_Z ergibt

$$\Delta p_Z = \frac{F_Z}{A} = \frac{m \cdot r \cdot \omega^2}{A} = \frac{V \cdot \rho_T \cdot r \cdot \omega^2}{A} \quad \text{wobei mit } dV = A \cdot dr \text{ folgt} \quad \text{Gl. 3.55}$$

$$\Delta p_Z = \int_{r_i}^{r_c} \rho_T \cdot \omega^2 \cdot r \cdot dr = \frac{\omega^2 \cdot \rho_T}{2} \cdot (r_c^2 - r_i^2) \quad \text{Gl. 3.56}$$

Durch einsetzen von Gl. 3.53 und Gl. 3.56 in Gl. 3.53 folgt die Näherungsgleichung für die Differentialgleichung für den spezifischen Filtratstrom \dot{V}_F .

$$\frac{dV_F}{dt} = \frac{(\pi \cdot h)^2 \cdot (R + r_c) \cdot \omega^2 \cdot \rho_T \cdot (r_c^2 - r_i^2)}{2 \cdot \eta_F \cdot \alpha_V \cdot \gamma_V \cdot V_F} \quad \text{Gl. 3.57}$$

3.3.3 Vertikale Siebtrommel-Schälzentrifuge

Als Beispiel für eine diskontinuierlich arbeitende Trommelzentrifuge dient die vertikale Siebtrommel-Schälzentrifuge. Ähnliche Varianten gibt es auch mit horizontal angebrachter Trommel. Wie bei allen Trommelzentrifugen ist das Verhältnis Länge zu Durchmesser kleiner 1, was zu einer einfacheren Zugänglichkeit der Trommeln zum Entfernen des Filterkuchens führt. Der Austrag des Filterkuchens erfolgt über ein Schälmesser, welches, wenn die Trommel sich nicht dreht, hydraulisch angetrieben in

die Trommel fährt und den dichten Filterkuchen abschält, der danach über Öffnungen im Trommelboden abgeführt wird^[16].

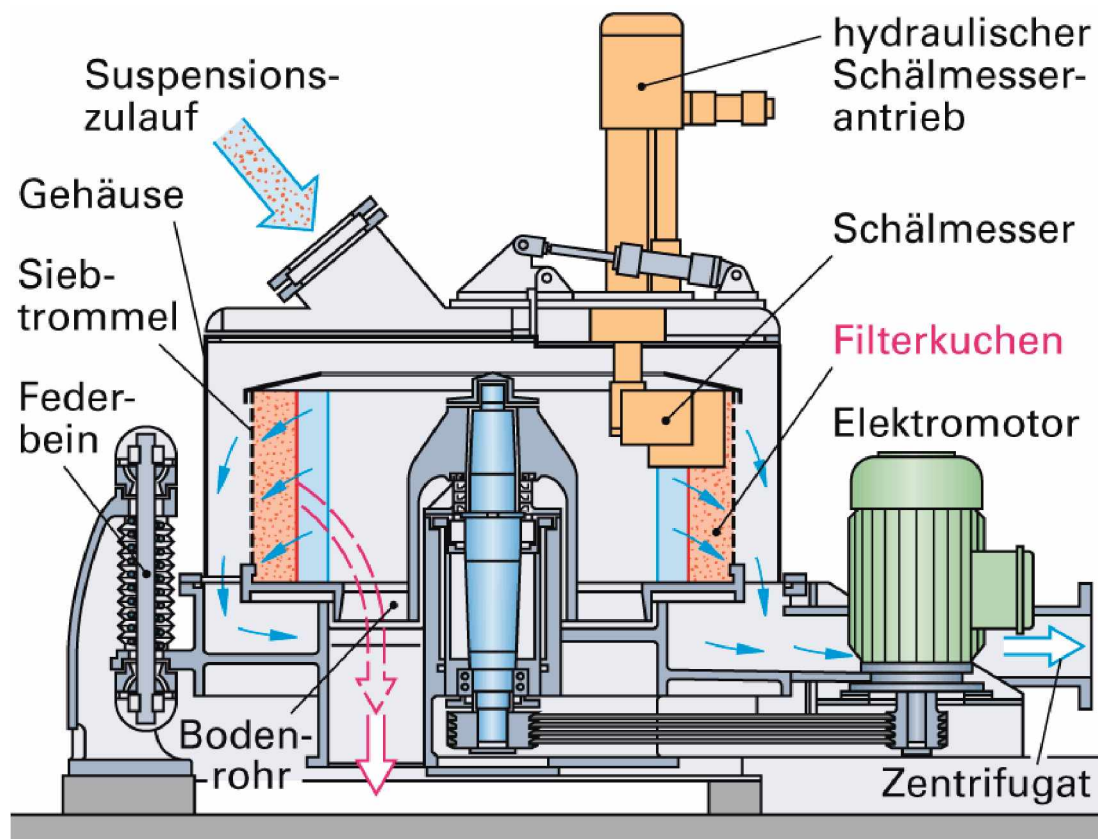


Abbildung 14: Vertikal Siebtrommel-Schälzentrifuge [16]

Bei vertikal liegender Trommelachse ist darauf zu achten, dass beim Füllen mit niedriger Drehzahl eine prinzipielle Ungleichverteilung des Feststoffes in der Trommel auftritt. Durch gleichzeitiges wirken von Flieh- und Schwerkraft senkrecht zueinander lagern sich schwer Teilchen unten an, was zu einem größeren Filterkuchen mit höherer Porosität führt^[16].

Vorteile einer Siebtrommel-Schälzentrifuge

- Hohe Flexibilität in der Anwendung, da die einzelnen Phasen der Filtration unabhängig voneinander, hinsichtlich Zeit und Drehzahl, eingestellt werden können.
- Durch Verwendung mehrerer diskontinuierlich arbeitender Zentrifugen kann ein quasi-kontinuierlicher Prozess entstehen.

Nachteile einer Siebtrommel-Schälzentrifuge

- Quasi-kontinuierlicher Prozess für hohe Volumenströme nicht geeignet.

- Hoher zeitlicher Aufwand für Entfernung des Filterkuchens durch Schälwerkzeug.

3.3.4 Schubzentrifuge

Die Schubzentrifuge gehört zu den kontinuierlich arbeitenden Filterzentrifugen. Das Filtermedium wird über den Einlaufkonus vorbeschleunigt und gelangt so auf die Filtertrommel wo sich der Filterkuchen bildet. Dieser wird durch oszillierende Bewegungen des Schubringes schrittweise axial in Richtung des Feststoffaustrages geschoben. Es entsteht ein annähernd kontinuierlicher Feststoffaustrag. Beim Zurückfahren des Schubelementes wird frische Filterfläche freigegeben wo neuer Filterkuchen gebildet wird. Durch diese ständige Bewegung wird der Filterkuchen Richtung Auslass entfeuchtet.

Die Transportgeschwindigkeit des Feststoffes über das Trommelsieb ist kleiner als bei Siebschneckenzentrifugen, wodurch die Verweilzeit des Schleudergutes in der Trommel verlängert wird. Die Korngröße der filterbaren Feststoffpartikel liegt ungefähr bei 80 µm was aber durch die Eigenfiltration des Filterkuchens noch verbessert werden kann.

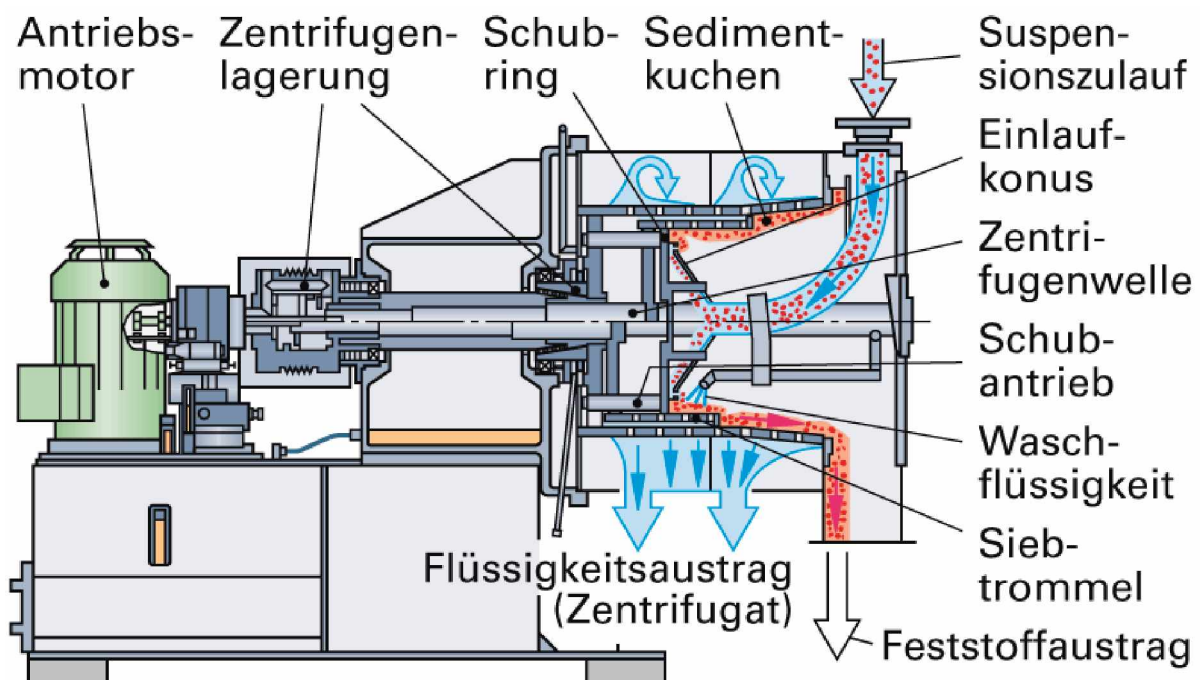


Abbildung 15: Schubzentrifuge [16]

Vorteile einer Schubzentrifuge

- Kontinuierliche Betriebsweise.
- Entwässerung von leicht filterbarer, fein- bis grobkörniger Suspensionen.

Entwässerung von Flussschlamm

- Durch lange Verweilzeit, gute Entwässerung des Filtermediums.
- Annähernd kontinuierlicher und schonender Feststoffaustrag.

Nachteile einer Schubzentrifuge

- Keine hohen Volumenströme wie bei Siebschneckenzentrifugen realisierbar.
- Filterkuchen sollte nicht klebrig oder anbackend sein.

3.3.5 Siebschneckenzentrifuge

Ähnlich dem Dekanter hat die Siebschneckenzentrifuge eine Transportschnecke im Inneren, die mit einer etwas kleineren Differenzdrehzahl zur Trommel rotiert. Dies sorgt für einen vollkontinuierlichen Feststoffaustrag wobei auch hier die Relativbewegung die ideale Strömung der Suspension stört, was zu instabilen Strömungsverhältnissen führen kann. Weiters ist die Gutbeanspruchung durch den Wälzvorgang der Schraube, höher, wodurch Siebschneckenzentrifugen nicht für empfindliche, kristalline Produkte geeignet sind^[16].

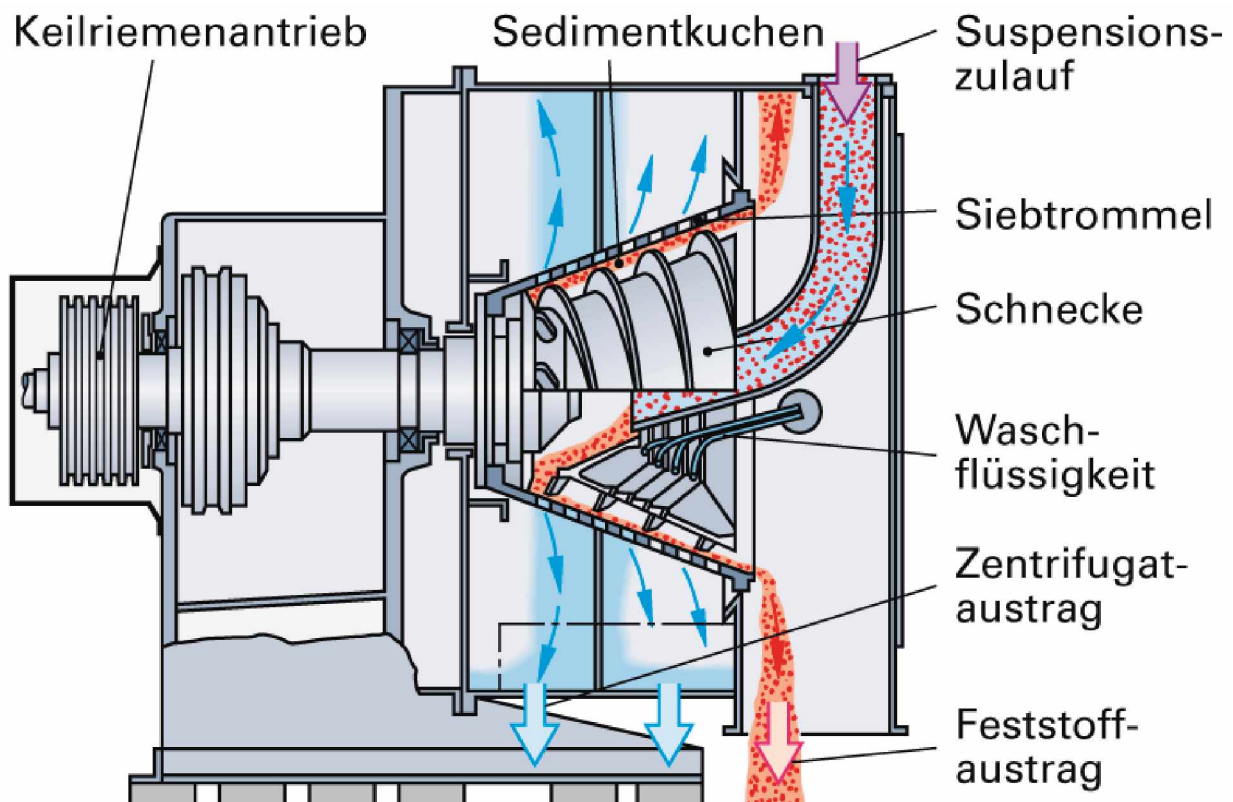


Abbildung 16: Siebschneckenzentrifuge [16]

Vorteile einer Siebschneckenzentrifuge

- Kontinuierliche Betriebsweise.
- Entwässerung von leicht filtrierbarer, fein- bis grobkörniger Suspensionen.
- Kontinuierlicher und schonender Feststoffaustrag.
- Höhere Volumenströme als bei Schubzentrifugen möglich.

Nachteile einer Schubzentrifuge

- Filterkuchen sollte nicht klebrig oder anbackend sein.
- Unsichere Strömungsverhältnisse und hohe Gutbeanspruchung durch Förderschnecke.

3.4 Hydrozyklone

Kapitel 3.4 ist angelehnt an Mechanische Verfahrenstechnik 2^[17] von Matthias Stieß, wenn nicht anders vermerkt.

Der Hydrozyklon nützt sowohl die Schwerkraft- als auch die Fliehkraftsedimentation aus. Er besteht aus einem kegelförmigen Behälter in dem die zu trennende Suspension ,im oberen Teil, tangential über Einlaufkonstruktionen zugeführt wird. Oft werden auch Spiralführungen oder axiale Zuführungen mit Leitschaufeln verwendet. Durch die entstehende Drallströmung wirbeln Teilchen höherer Dichte, auf Grund der Fliehkraft nach außen und bewegen sich in Wandnähe abwärts. Dort werden die schweren Teilchen mit Zellradschleusen oder Pumpen abgetragen. Damit es nicht zu Aufwirbelungen kommt beim Austrag, sind oberhalb des Abscheideraumes, Abschirmkegel angebracht, welche auf der einfachen Abbildung unterhalb nicht eingezeichnet sind. Im konischen Bereich des Behälters dreht sich die Drallströmung teilweise um wegen der Verengung der Strömung wodurch der Großteil der Flüssigkeit über das Tauchrohr aus dem Zyklon gefördert wird.

Hydrozyklone sind sehr einfach aufgebaut und besitzen im Gegensatz zu allen anderen Aufbereitungsmethoden keine bewegten Teile. Dadurch sind sie kostengünstiger und wartungsunempfindlicher. Zyklone können als Abscheider und als Klassierer verwendet werden, wobei durch die schlechte Trennschärfe nur ein grobes Klassieren nötig sein darf.

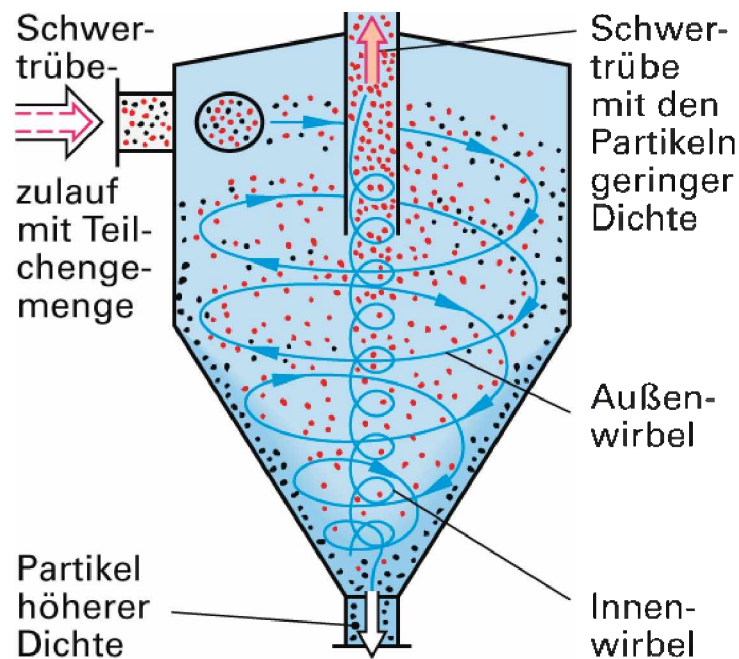


Abbildung 17: Hydrozyklon [16]

3.4.1 Berechnung

Auf Grund der komplizierten Strömungsverhältnisse in einem Hydrozyklon gibt es verschiedenste Lösungsvarianten. Sie weichen meist von experimentellen Ergebnissen ab, da immer empirisch ermittelte Größen enthalten sind. Mit einigen Vereinfachungen lässt sich jedoch eine überschlagsmäßige Berechnung durchführen.

Wegen der komplizierten Erklärung einer Herleitung zur Auslegung eines Hydrozyklones wird im Folgenden ein Vorzeigebeispiel gerechnet.

Gegebene Werte:

- Suspensionsvolumenstrom $\dot{V} = 15 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$
- Feststoffkonzentration $c_v = 5\%$
- maximaler Druckverlust $\Delta p = 2,5 \text{ bar}$
- Feststoffdichte $\rho_s = 2200 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
- Flüssigkeitsdichte $\rho_f = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
- dynamische Suspensionviskosität $\eta = 0,001 \text{ Pa} \cdot \text{s}$

Gesuchte Werte:

- Dimensionsabschätzung des Zyklons
- Ober- und Unterlauf Volumenströme
- Trennkorngröße

Zuerst werden die mittlere Stoffdicht ρ_M und die mittlere dynamische Viskosität η_M berechnet.

$$\rho_M = \rho_S \cdot c_V + \rho_F \cdot (1 - c_V) = 2200 \cdot 0,05 + 1000 \cdot 0,95 = 1060 \frac{kg}{m^3} \quad \text{Gl. 3.58}$$

$$\eta_M = \eta \cdot \left(1 + \frac{1,25 \cdot c_V}{1 - c_V / c_{v,max}} \right)^2 = 0,001 \cdot \left(1 + \frac{1,25 \cdot 0,05}{1 - 0,05 / 0,63} \right)^2 = 1,14 m \cdot Pa \cdot s \quad \text{Gl. 3.59}$$

Für den Feststoffvolumenanteil c_{Vmax} in der abgesetzten Suspension gelten Werte zwischen 0,63 und 0,84, wobei kleine Feststoffkonzentrationen c_V , c_{Vmax} nur wenig Einfluss haben.

Zur Dimensionierung der Abmessungen wird die Formel des Volumenstromes umgeformt. Bei d_e handelt es sich um den Durchmesser des Einlaufkanals und bei d_o um den Tauchrohrdurchmesser.

$$\dot{V} = K_V \cdot d_e \cdot d_o \cdot \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho_M}} \quad \text{Gl. 3.60}$$

K_V ist ein geometrischer Beiwert wobei gilt, $K_V = 0,33 - 0,39$ für längliche Bauarten ($L/D > 2$) bzw. $K_V = 0,22 - 0,28$ für kurze Bauarten. In unserem Beispiel wird ein Längen zu Breitenverhältnis von über 2 angenommen.

$$d_e \cdot d_o = \frac{\dot{V}}{K_V \cdot \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho_M}}} = \frac{15}{0,33 \cdot \sqrt{\frac{2,5 \cdot 10^5}{1060}}} = 8,22 \cdot 10^{-4} m^2 \quad \text{Gl. 3.61}$$

Aus dem Produkt kann nach der Tabelle von Rietema, für optimale Größenverhältnisse eines Hydrozyklons, der Tauchrohrdurchmesser d_o bestimmt werden.

$$d_o = \sqrt{\frac{8,22 \cdot 10^{-4}}{0,28/0,34}} = 31,6 \text{ mm} \dots \text{ gewählt } d_o = 34 \text{ mm} \quad \text{Gl. 3.62}$$

Tabelle 6: Optimale Größenverhältnisse für Hydrozyklone nach Rietema

d_o/D	d_u/D	d_e/D	L/D	$(L-h_i)/D$	Konuswinkel
0,34	0,20	0,28	5	0,4	20°

Die weiteren gerundeten Ergebnisse sind $D = 100 \text{ mm}$, $d_e = 28 \text{ mm}$, $d_u = 20 \text{ mm}$ Durchmesser des Konusende, $L = 500 \text{ mm}$ Länge des gesamten Zyklons und $l = 40 \text{ mm}$ Länge des Tauchrohres im Zyklon.

Tarjan hat eine Näherungsformel für das Verhältnis der Volumenströme aufgestellt.

$$\frac{\dot{V}_o}{\dot{V}_u} \cong 0,91 \cdot \left(\frac{d_o}{d_u}\right)^3 = 0,91 \cdot \left(\frac{0,34}{0,20}\right)^3 = 4,47 \quad \text{Gl. 3.63}$$

Mit dem aus der Angabe bekannten Volumenstrom von $\dot{V} = 15 \text{ m}^3/\text{h}$ ergibt sich für $\dot{V}_u = 2,74 \text{ m}^3/\text{h}$ und $\dot{V}_o = 12,26 \text{ m}^3/\text{h}$.

Der wahre Druckverlust rückgerechnet aus Gl. 3.62 ergibt

$$\Delta p = \frac{\rho_M \cdot \dot{V}^2}{(K_V \cdot d_e \cdot d_o)^2} = \frac{1060 \cdot \left(\frac{15}{3600}\right)^2}{(0,33 \cdot 0,028 \cdot 0,034)^2} = 1,86 \cdot 10^5 \text{ Pa} \quad \text{Gl. 3.64}$$

Damit liegt der Druckverlust unter dem maximal angenommenen Δp .

Als letzter Punkt soll die Trennkorngröße errechnet werden. Neeße und Schubert haben ihr Modell der turbulenten Querstromklassierung folgendermaßen entwickelt.

$$d_T = K \cdot \sqrt{\frac{\eta_M}{\rho_S - \rho_F}} \cdot \frac{\sqrt{D}}{\sqrt[4]{\Delta p / \rho_m}} \cdot \sqrt{\frac{\ln\left(\frac{\dot{V}_o}{\dot{V}_u}\right)}{(1 - c_V)^{4,65}}} = \quad \text{Gl. 3.65}$$

$$= 0,12 \left[\frac{1,14 \cdot 10^{-3}}{2200 - 1000} \cdot \frac{0,1}{\sqrt{1,86 \cdot 10^5 / 1060}} \cdot \frac{\ln 4,47}{(1 - 0,05)^{4,65}} \right]^{\frac{1}{2}} = 1,40 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

Das bedeutet eine Trennkorngröße von 14 µm.

Der Wert K ist eine, für den entsprechenden Zyklontyp angepasste, spezifische Konstante und wird lt. Autoren mit K = 0,12 angenommen.

Häufig entstehen bei industriellen Aufgaben weitaus höhere Volumenströme. Um nicht entsprechend große Hydrozyklonen bauen zu müssen, können mehrerer Zyklonen parallel geschaltet werden und die Volumenströme gleichmäßig aufgeteilt werden.

Vorteile eines Hydrozyklons

- Kontinuierliche Betriebsweise.
- Hoher Durchsatz, durch parallel schalten mehrerer Zyklo.
- Keine bewegten Teile, dadurch wartungsarm und kostengünstig.
- Geringer Raumbedarf.
- Energiebedarf niedriger als bei Zentrifugen jedoch höher als bei anderen Klassierern.

Nachteile eines Hydrozyklons

- Eindickung nur bis zu einem bestimmten Grad möglich
- Für exaktes Klassieren zu geringe Trennschärfe.
- Klebrige Filtermedium müssen vor Hydrozyklon noch verdünnt werden.

3.5 Filtration

Die Auslegung einer Filtermaschine ist, wie schon oben beschrieben, mathematisch und versuchstechnisch sehr aufwendig, weshalb in Punkt 3.3.1 nur grundlegende Zusammenhänge der Berechnung des Filtrervolumenstromes erläutert wurden. Durch die hohe Anzahl verschiedener Filtermethoden, man unterscheidet zwischen Schwerkraftfilter, Vakuumfilter, Druckfilter, Saug-Druck-Filter und Preßfilter, gibt es jeweils andere Ansätze zur Berechnung. Deswegen kann hier nicht auf die einzelnen Berechnungsvorschriften für die diversen Filterarten eingegangen werden.

Aus verfahrenstechnischer Sicht werden im Folgenden nur kontinuierlich arbeitende Filter beschrieben. Wegen der Anforderung sehr hoher Volumenströme werden periodisch arbeitende Filter wie Tiefenfilter, Kammerfilterpressen und Tellerfilter nicht erwähnt.

3.5.1 Vakuum-Trommelfilter

Zu den periodisch arbeitenden Vakuumfiltern gehört der Vakuum-Trommelfilter. Auf einem doppelwandigen Zylinder ist das Filtertuch aufgespannt, wobei der Zylinder durch Zwischenstege in einzelne Zellen aufgeteilt ist. Die Trommel taucht in die Suspension ein wobei durch Vakuumsaugpumpen ein Unterdruck in den Zellen erzeugt wird. Deshalb sammelt sich Filterkuchen am Filtertuch, der durch die Druckdifferenz filtriert wird. Das gewonnene Filtrat wird über Saugleitungen im unteren Teil der Trommel abgesaugt. Im oberen Teil erfolgt der gleiche Vorgang mit der zugegebenen Waschflüssigkeit. Das Waschen des Filterkuchens hat die Aufgabe anhaftende Mutterlauge zu entfernen, da meist ein chemisch reiner Abfall gefordert wird. Zum Auswaschen wird eine geeignete zweite Flüssigkeit in den Kuchen gedrückt, der die Mutterflüssigkeit verdrängen soll, wodurch ein Gemisch aus Mutter- und Waschfiltrat gewonnen wird.

Im letzten Bereich der Trommel wird der Filterkuchen dann endgültig durch den Unterdruck entfeuchtet. Die Kuchenabnahme kann verschieden erfolgen, wobei eine Möglichkeit durch Kuchenabnahmemesser gegeben ist. Hierbei wird der Filterkuchen vom Filtertuch geschnitten, ohne das Filtermaterial zu verletzen. Weiters kann auch über enge Umlenkrollen der Filterkuchen gebrochen werden. In der unteren Abbildung nicht sichtbar ist die notwendige kontinuierliche Rückführung des Filtertuches, über Umlenkrollen auf die Saugtrommel.

Ein Problem stellen schnell sedimentierende Suspensionen dar. Da die Filtrichtung entgegengesetzt zur Schwerkraft ist, können sich Feststoffe mit einem großen Dichteunterschied zur Flüssigkeit schnell am Suspensionstrog absetzen. Damit dies nicht geschehen kann, ist ein Schwenkrührwerk, welches langsam rührt, im Trog angebracht^[16].

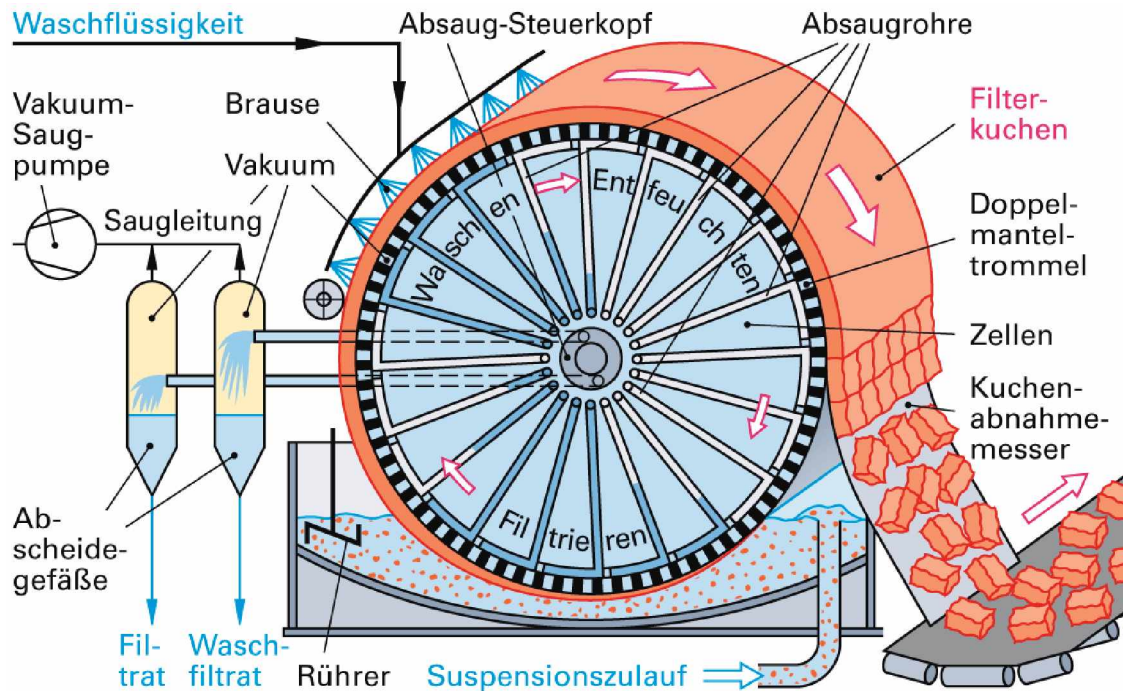


Abbildung 18: Vakuumschneckenfilter [16]

Eine ähnliche Verfahrensvariante zum Vakuumschneckenfilter ist der Vakuumschneckenzellenfilter. Hier wird die Suspension im Inneren einer doppelwandigen Trommel aufgegeben und über ein innen liegendes Filtertuch, durch ein Vakuum, gefiltert. Ein Waschen ist auf Grund der Gefahr des Abfallens des Filterkuchens nicht möglich. Die Entnahme erfolgt am höchsten Punkt durch Abschaber, wo der Filtertuch in eine Rinne fällt und abgefördert wird.

Vorteile eines Vakuumschneckenfilters

- Kontinuierliche Betriebsweise.
- Waschung des Filterkuchens möglich.
- Getrenntes Abscheiden von Filtrat und Waschfiltrat möglich.
- Einfache Beschickung und Kuchenabnahme.
- Reinigung des Filtertuches möglich.

Nachteile eines Vakuumschneckenfilters

- Durch nötiges Absaugen großer Gasvolumina eher nur für kleinere Volumenströme geeignet, hoher Energieaufwand bei großen Anlagen.
- Zugeführte Suspension darf in Feststoffanteil nicht stark variieren, durch konstante Verweilzeiten in einzelnen Filtrationsabschnitten.

- Schnell sedimentierende Suspensionen durch schnelle Absetzzeit im Sedimenttrog nicht filtrierbar.

3.5.2 Bandfilter

Können rasch sedimentierende Flüssigkeiten, trotz eines Schwenkrührwerkes nicht gefiltert werden, kommen Bandfilter zum Einsatz. Durch die Zuführung der Suspension überhalb des Filtertuches stellt die schnelle Absetzzeit keine Rolle mehr.

Bei Bandfiltern wird durch einen unterhalb des Filtertuches erzeugten Unterdruck das Filtrat aus der Suspension gezogen, und über Vakuumsaugkästen abgesaugt. Wie schon bei den Vakuum-Trommelfiltern ist auch hier ein Waschen, vor der endgültigen Entfeuchtung, möglich. Die Kuchenabnahme erfolgt wie bei anbackenden Materialien an einem Förderband durch Abschleifer. Das Filtertuch kann auch hier, vor der erneuten Rückführung zum Suspensionszulauf abgespült werden.

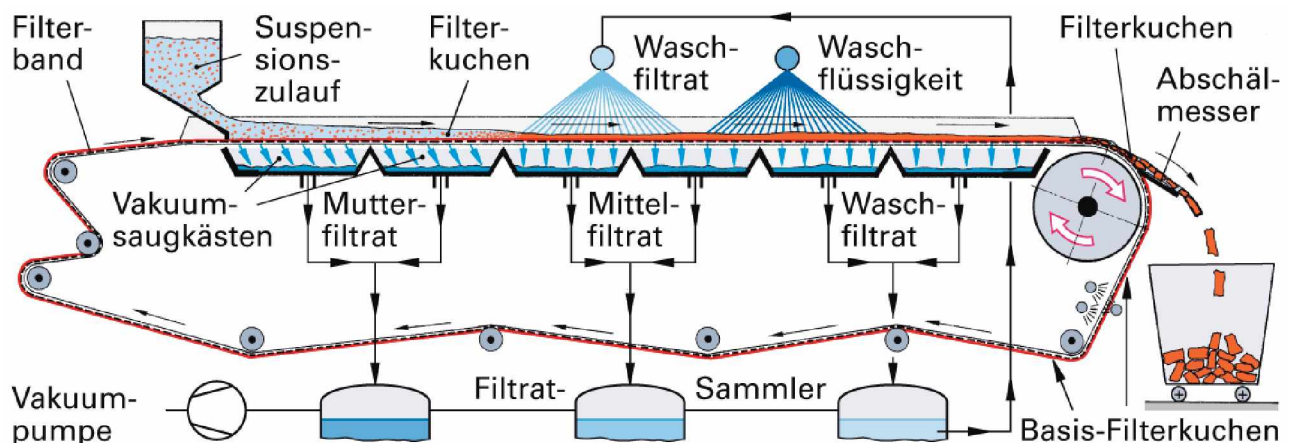


Abbildung 19: Bandfilter [16]

Vorteile eines Bandfilters

- Kontinuierliche Betriebsweise.
- Schnell sedimentierten Suspensionen filtrierbar.
- Waschung des Filterkuchens möglich.
- Getrenntes Abscheiden von Filtrat und Waschfiltrat möglich.
- Einfache Beschickung und Kuchenabnahme.
- Reinigung des Filtertuches möglich.

Nachteile eines Bandfilters

- Durch nötiges Absaugen großer Gasvolumina eher nur für kleinere Volumenströme geeignet, hoher Energieaufwand bei großen Anlagen.
- Zugeführte Suspension darf in Feststoffanteil nicht stark variieren, durch konstante Verweilzeiten in einzelnen Filtrationsabschnitten.
- Höherer Platzbedarf als Vakuum-Trommelfilter.

3.5.3 Bandfilterpresse

Eine Bandfilterpresse vereint die Schwerkraftsedimentation mit der Filtrierung von Suspensionen. Über die Suspensionszuführung (2) gelangt das zu trennende Material in den Flockungsreaktor (1) wo das Flockungsmittel mit einer Rührschnecke untergemischt wird. Das endlos umlaufende Filterband nimmt Feststoffe aus dem Einlauffeich (3) auf und Vorentwässert das Medium im geneigten Stück durch Schwerkraftsedimentation. Man spricht von der Seihzone. Nach der ersten Umlenkung folgt die Preßzone, wo ein zweites endlos unlaufendes Band den Keilraum (4) für den Filterkuchen verengt und bei der nächsten Umlenkung gegen zwei perforierte Walzen (5 & 6) drückt. Die anschließende mehrfache Umlenkung über kleinere Walzen hat den Zweck, den Kuchen zu scheren und die Feststoffpartikel umzulagern damit die Zwischenräumen, welchen mit Wasser gefüllt sind, weiter verengen werden, die so genannte Scherzone (7). Der Austrag (8) erfolgt an der Stelle, wo sich die beiden Bänder wieder trennen und der Filterkuchen über eine enge Umlenkrolle gebrochen wird.

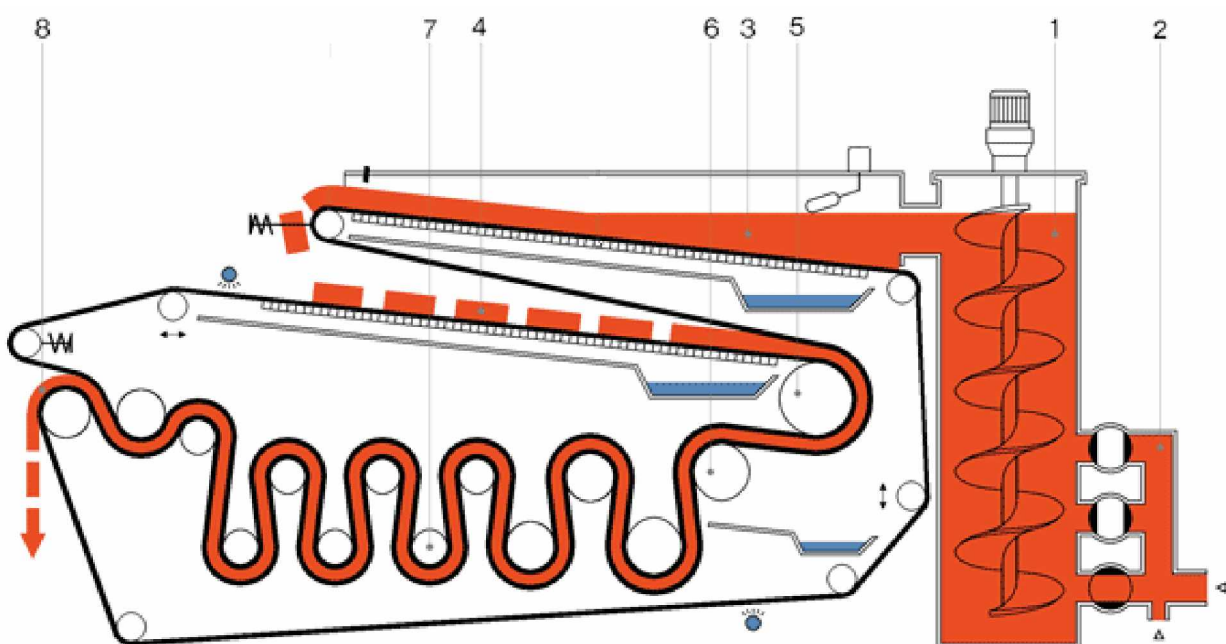


Abbildung 20: Bandfilterpresse

Vorteile einer Bandfilterpresse

- Kontinuierliche Betriebsweise.
- Suspensionen verschiedener Partikelgrößen und Zusammensetzungen filterbar.
- Große Filterfläche bei geringem Raumbedarf als andere Filtermethoden.
- Geringer Energiebedarf.
- Gut visuell überwachbarer Entwässerungsprozess.

Nachteile einer Bandfilterpresse

- Filterbänder neigen zum Verschleiß.
- Flockungsmittel nötig.

3.5.4 Schneckenpresse

Eigentlich zur Gruppe der Scheidepressen gehörend, sind Schneckenpressen meist dort verwendet, wo durch undurchlässige Filterkuchen eine Filtrierung nicht möglich oder nicht wirtschaftlich ist. Das Pressgut wird über eine angetriebene Schnecke, mit enger werdendem Gewinde, in den sich ebenfalls verengenden Presszylinder gefördert. Dieser Zylinder ist ähnlich wie ein Sieb gefertigt und hilft beim Aufbau eines Presskuchens. Zuerst tritt die Luft aus dem Fördergut und danach der Wassergehalt. Am Ende der Schnecke wird der Presskuchen ausgeworfen.

Um einen reibungslosen Betrieb gewährleisten zu können muss der Schlamm immer gleich konditioniert werden bevor er in die Schnecke gelangt. Dies macht den Einsatz von Flockungsmittel unbedingt nötig, da auch nur geringe Mengen von schlecht konditioniertem Schlamm die Schnecke verstopfen können.

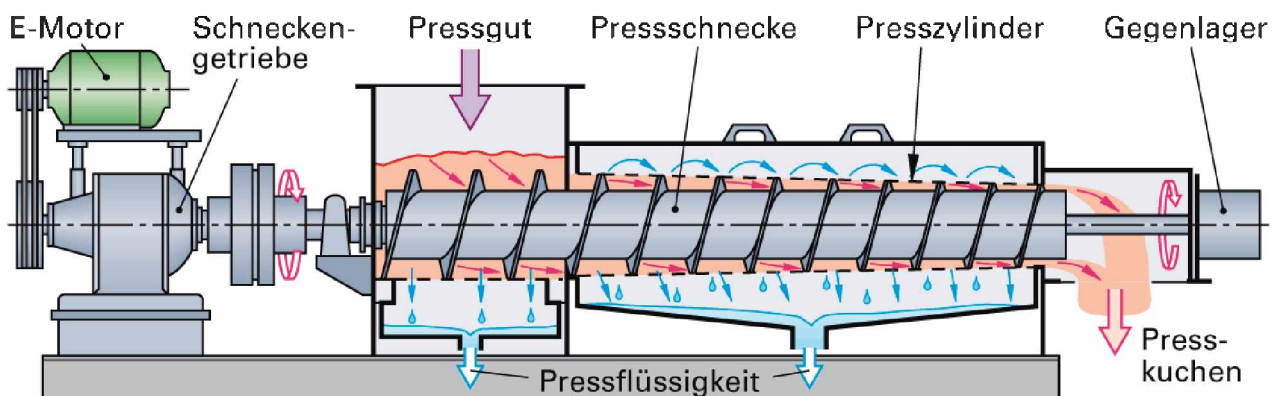


Abbildung 21: Schneckenpresse [16]

Vorteile einer Bandfilterpresse

- Kontinuierliche Betriebsweise.
- Geringer Energieverbrauch durch langsam drehende Schnecke.
- Höchste Entwässerungswerte bei faserhaltigem Schlamm.

Nachteile einer Bandfilterpresse

- Zugeführte Suspension darf in Feststoffanteil nicht stark variieren, durch nicht veränderbare Presslänge der Schnecke.
- Schnecke kann nie komplett entleert werden, was zu Problemen beim Wiederanfahren führen kann.
- Flockungsmittel nötig.

3.6 Thermische Trocknung

Thermische Verfahren zur Trocknung des bereits entwässerten Schlammes sind nur dann nötig wenn TS-Gehalte von über 60 Vol-% erreicht werden müssen^[11]. Für die Anwendung der Entwässerung von Flussschlamm spielt dies keine Rolle und wird dadurch nicht näher erwähnt.

3.7 Chemisches Trennen

3.7.1 Flockung

Unterschreiten Teilchen eine kritische minimale Korngröße von etwa 0,01 mm können sie nicht mehr in der angenommenen Absetzzeit mittels Schwerkraftsedimentation getrennt werden. Eine Mischung aus zu geringem Dichteunterschied zur Flüssigkeit und gegenseitigen molekularischen Wechselwirkungen halten Teilchen unter der kritischen Korngröße in Schwebelage. Deshalb erfolgt eine Flockung wo kolloidale Teilchen in Schwebelage durch Zugabe von Flockungsmitteln, größere Agglomerate bilden. Dies führt zu einer einfacheren Abtrennung der Flocken vom Wasser, da sie sedimentierbar bzw. filtrierbar werden.

Den Flockungsvorgang kann in zwei aufeinander folgende Einzelvorgänge unterteilt werden, der Entstabilisierung und dem Transportvorgang. Bei der Entstabilisierung werden die zur Annäherung und Vereinigung entgegenwirkenden Kräfte, kolloidaler Teilchen aufgehoben. Dieser Vorgang findet nach Zugabe des Flockungsmittels und der folgenden Durchmischung sehr rasch statt. Man unterscheidet wiederum zwischen zwei Arten von Flockungsmitteln. Bei der ersten Art werden der Ladung der

Suspensionsteilchen entgegengesetzt geladene Ionen beigemischt, welche die elektrostatische Oberflächenladung (Zeta-Potential) der Teilchen herabsetzt und so das Annähern und Vereinen zu Agglomerationen ermöglicht. Die zweite Art, wobei hier nicht das Zeta-Potential heruntergesetzt werden muss, ist mit Hilfe von langen linearen Kettenmolekülen, die durch Vernetzung der Teilchen über Brücken die Ausflockung unterstützen sollen^[3].

Ist die Entstabilisierung des Systems erfolgt, treten die Transportvorgänge ein um möglichst große Agglomerate zu bilden. Um möglichst viele Kollisionen der Teilchen hervorzurufen, und daraus möglichst große Flocken entstehen zu lassen unterliegt die Suspension einem ständigen Rührvorgang. Die untere Abbildung zeigt eine schematische Darstellung des Flockungsvorganges^[3].

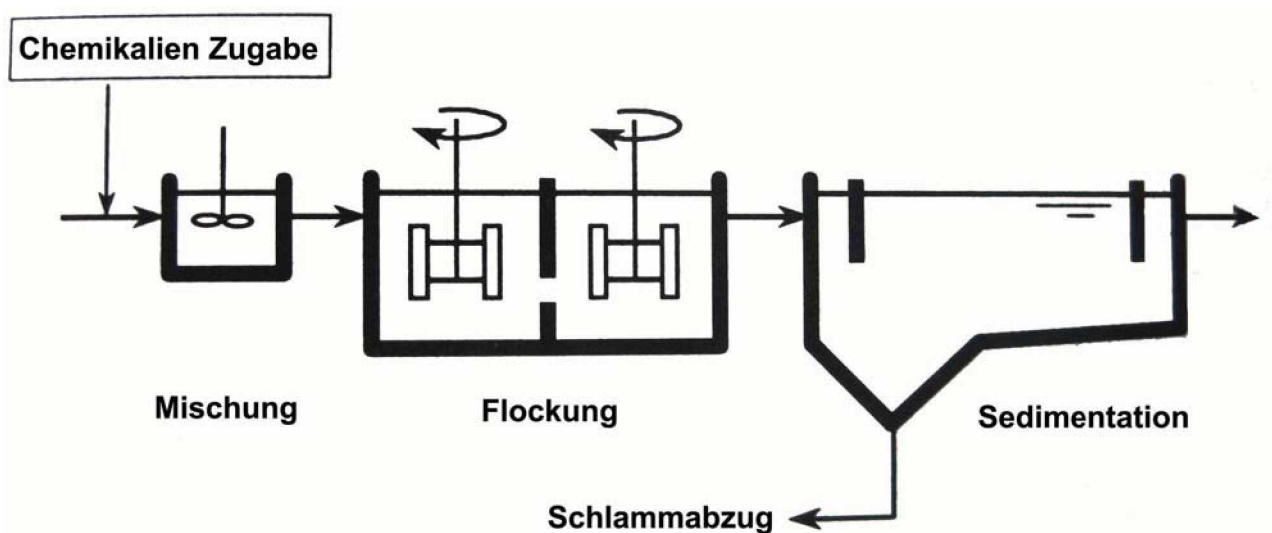


Abbildung 22: Schematische Darstellung eines Flockungsvorganges [6]

3.7.1.1 Flockungsmittel

Um ein geeignetes Flockungsmittel zu finden muss für jede zu trennende Suspension ein experimenteller Labor-Reihenversuch durchgeführt werden. Die auf Erfahrungswerten beruhenden Dosierungsangaben für bestimmte Anwendungsgruppen bieten einen ersten Anhaltswert, sind aber für den optimalen Einsatz eines Flockungsmittels nicht durch Versuche zu ersetzen. Neben den Einflussgrößen der Konzentration und der Dosierung sind weiters Eigenschaften der Suspension wie Temperatur, pH-Wert und physiko-chemische Einflussgrößen sowie Intensität und Dauer des mechanischen Energieeintrages zum Vermischen der Suspension mit dem Flockungsmittel wichtig.

Im Folgenden werden die grundlegenden Eigenschaften der häufigsten Flockungsmittelarten^[6] beschrieben, wobei keine Auslegungsberechnungen beschrieben werden. Diese sind zu umfangreich und sollen daher aus entsprechender Literatur entnommen werden.

- Eisen-III-Chlorid (FeCl_3) oder oft auch Eisen-III-Chlorid-Sulfat (FeClSO_4) sind Salze, welche als konzentrierte Lösung mit dem Filtermedium vermengt werden. Dreiwertiges Eisen (Fe^{3+}) bildet in Wasser unlösliches Eisenhydroxid, $\text{Fe}(\text{OH})_3$ und Eisenphosphat (FePO_4).
- Aluminiumsulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) ist ein pulverförmiges Salz, welches vor dem Gebrauch als wässrige Lösung aufbereitet werden muss. Dreiwertiges Aluminium (Al^{3+}) reagiert im Wasser gleich wie dreiwertiges Eisen. Aluminiumsalze werden auch in polymerisierter Form eingesetzt als Poly-Aluminium-Chlorid (PAC).
- Polyelektrolyt ist ein hochmolekularer organischer Stoff, der allein oder zusammen mit Metallsalzen eingesetzt wird und die Flockung unterstützt.

4 Vergleich der Entwässerungsverfahren

4.1 Technische Bewertung

Tabelle 7: Bewertungsliste nach VDI 2225

Bewertungsliste nach VDI 2225											Blatt-Nr.: 1		
für: Bewertung mechanischer Entwässerungsverfahren													
Ziel: Aus Fließgewässer entnommener Schlamm, zum Freihalten wichtiger Schifffahrtswege, soll direkt nach der Entnahme auf einem Fenton- entwässert werden.													
Werteskala nach VDI 2225 mit Punktevergabe von 0 bis 4: 0 = unbefriedigend, 1 = gerade noch tragbar, 2 = ausreichend, 3 = gut, 4 = sehr gut													
Schriftliche Bewertung der Verfahren lt. Dokumentation													
Entwässerungsverfahren													
Gewichtung g bei besonderer Wichtigkeit eines Kriteriums													
Punktevergabe													
Nr.	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	
g													
maximaler Volumenstrom [m³/h] an Füllgut	56	100	80	20	80	120	120	120	30	30	30	30	
Feststoffgehalt des Aufgabegutes [Vol.-% TS]	-	2-10%	2-60%	5-60%	20-80%	5-60%	5-60%	-	-	0,5-5%	-	-	
typische Entwässerungsleistung [% TS]	-	-	20-30%	-	-	-	30-50%	25-35%	8-10%	35-50%	-	-	
Absetzbare Korngrößen [µm]	-	0,5 - 500	4 - 10	10 - 500	10 - 500	20 - 5	10 - 200	10 - 200	5 - 100	> 20	-	-	
1 maximaler Volumenstrom an Füllgut	2	3	4	3	0	1	3	4	3	1	1	1	
2 Feststoffgehalt des Aufgabegutes	2	1	3	3	3	4	3	2	1	1	3	1	
3 typische Entwässerungsleistung	1,5	2	2	3	4	3	2	4	3	2	4	4	
4 Absetzbare Korngrößen	3	2	3	4	2	4	4	2	2	2	4	2	
5 Energieverbrauch	4	4	2	2	1	2	2	1	1	2	3	4	
6 Platzbedarf	1	2	3	3	3	3	4	4	2	1	1	2	
7 Verfahrenssicherheit, Bedienerfreundlichkeit	3	2	3	4	3	2	2	3	2	3	4	2	
8 Einsatz von Floccungsmittel nötig	2	2	4	4	4	4	4	4	4	2	2	4	
Maximale Punkteanzahl = 36	20,5	22	27	30,5	22	25,5	28	30	22,5	16	25	23	
Beurteilungskategorien:													
Verfahrensparameter 1, 3 und 4	8,5	11	14	14,5	8	10,5	13	16	12,5	7	12	10	
Aufgabeguteigenschaften 2	2	1	1	3	3	4	3	2	1	1	3	1	
Kosten nach Anschaffung 5, 7 & 8	9	8	9	10	8	8	8	8	7	7	9	10	
Platzbedarf 6	1	2	3	3	3	3	4	4	2	1	1	2	
Technische Wertigkeit W _T (Punkteanzahl durch max. Punkteanzahl)	0,54	0,58	0,71	0,80	0,58	0,67	0,74	0,79	0,59	0,42	0,66	0,61	
Rangfolge:	11	10	4	1	9	5	3	2	8	12	6	7	
Bemerkung mit Variantenangabe:													
Variante E (Vertikale Siebtrommel-Schälzentrifuge): hat bei maximalen Volumenstrom Null Punkte, da die Zentrifuge diskontinuierlich arbeitet													
Bei Bewertungsnummer B haben Verfahren wo Floccungsmittel nötig sind 2 Punkte, jene ohne 4 Punkte													
											Datum: 22. April 2010		
											Bearbeiter: Roland Prosenbauer		

Auflistung der Entwässerungsverfahren:

- A: Horizontal-Absetzapparat
- B: Vertikal-Stromapparat (Lamellenklärer)
- C: Tellerzentrifuge
- D: Schneckenaustragszentrifuge (Dekanter)
- E: Vertikal Siebtrommel-Schälzentrifuge
- F: Schubzentrifuge
- G: Siebschneckenzentrifuge
- H: Hydrozyklon
- I: Vakuum-Trommelfilter
- J: Bandfilter
- K: Bandfilterpresse
- L: Schneckenpresse

Die oben angegebenen Prozessparameter sind aus verschiedensten Literaturen unter verschiedenen Annahmen gefunden worden. Im Folgenden eine Auflistung der gekennzeichneten Vermerke.

¹ Frey, Wilhelm - Maschinelle Ausrüstung von Kläranlagen^[19]

² Lehner, Johann - Mechanisches Trennen im Apparate- und Anlagenbau^[15]

³ Patel, Anant - Mechanische Verfahrenstechnik^[16]

⁴ Annahme: Gehäusedurchmesser = 300 mm und Gehäusehöhe = 1,4 - 2 m lt. ³

⁵ Kepplinger, Werner & Hollauf, Bernd - Thermische Abfallbehandlung^[5]

⁶ Annahme: Schlammichte=1400kg/m³, Klärfläche=14m² und Schwarmgeschw.=1m/s

⁷ Filtech Entwässerungs AG - Schlammeindickung mit Filtech Drain bei 10 Vol-% TS^[20]

Für Prozessparameter, wo keine Anhaltswerte in der Literatur gefunden wurden, kam für die Punktebewertung, die aus der Recherche bekannten Vor- und Nachteile einzelner Varianten, zum Tragen. Die Punktevergabe erfolgt rein objektiv und unterliegt deshalb der eigenen Einschätzung des jeweiligen Bearbeiters. Deshalb sind die Ergebnisse nur als Anhaltswert zu sehen, für eine erste Abschätzung der besten Verfahren zur Entwässerung von Flussschlamm.

4.2 Schriftliche Bewertung

4.2.1 Horizontal-Absetzgerät

Klärbecken haben beim Einsatz auf einem Ponton den massiven Nachteil, dass sie große Klärflächen für entsprechende hohe Durchsatzleistungen benötigen. Dies ist auch der Grund für die geringe technische Wertigkeit von 0,54 laut Bewertungsliste. Ist genügend Platz vorhanden, stellen Klärbecken durch den niedrigen Energieaufwand und die hohe Verfahrenssicherheit eine gute Möglichkeit zur Vorklärung von wasserreichem Schlamm dar. Schlämme mit hohem Prozentsatz an TS sind wegen der stark steigenden Absetzzeit nicht durch Klärbecken wirtschaftlich sedimentierbar. Auch wenn die typische Entwässerungsleistung [% TS] nur sehr gering ist, bedeutet das trotzdem eine enorme Volumenreduktion des aus dem Klärbecken fließenden Primärschlammes. Ein weiteres Problem für die Folgekosten ist der notwendige Einsatz von Flockungsmitteln, die bei Kläranlagen einen großen Teil der anfallenden Kosten ausmachen.

Fazit: für sehr wasserreichen Schlamm zur Vorklärung bei genügend Platzressourcen

4.2.2 Vertikal-Stromapparat (Lamellenklärer)

Lamellenklärer haben den Vorteil des geringeren Platzbedarfs gegenüber Klärbecken, sind jedoch durch die schräge Anordnung der Klärflächen anderen Nachteilen ausgesetzt. Durch das unsichere Verhalten des Schlammes im Stromapparat besteht die Gefahr des plötzlichen Abrutschens und des Schlammbruches, insbesondere bei rauen Bedingungen, wie sie auf einem Fluss herrschen. Dies kann zu Turbulenzen an den Klärflächen führen. Ebenfalls negativ ist, dass durch die kurze Verweilzeit der Feststoffpartikel im Klärer, der zugeführte, sehr wässrige Schlamm nur gering von der vorgegebenen Korngrößenverteilung abweichen darf. Vorteile sind wie bei Klärbecken, der niedrige Energieaufwand und die Bedienerfreundlichkeit der Steuerung.

Fazit: gut einsetzbar bei beschränkten Platzressourcen bei gleich bleibenden Eigenschaften des zugeführten Schlammes und geringen äußeren Störfaktoren

4.2.3 Tellerzentrifuge

Tellerzentrifugen haben eine gute technische Wertigkeit durch ihren hohen möglichen Volumenstrom und dem Verzicht auf Flockungsmitteln. Wegen der hohen Umdrehungszahl und dem daraus folgenden hohen Trennfaktor Z können Suspensionen mit geringem Dichteunterschied getrennt werden. Schlämme mit einer

breiten Korngrößenverteilung sind durch die feine Justierung der Einflussparameter der Zentrifuge nur bedingt wirtschaftlich trennbar. Um alle verschiedenen Korngrößen trennen zu können, müssten mehrere Zentrifugen mit unterschiedlichen Trennparametern hintereinander geschaltet werden. Der Vorteil, einer sehr kleinen minimal abtrennbaren Korngröße von bis zu $0,5 \mu\text{m}$, kommt in der Schlammentwässerung nicht zum Tragen.

Fazit: zum Trennen feinst dispergierender Suspensionen mit geringem Feststoffgehalt

4.2.4 Schneckenaustragszentrifuge (Dekanter)

Der Dekanter ist laut Bewertung die beste Entwässerungsvariante für Flussschlamm und ist in jeder Beurteilungskategorie im oberen Drittel. Sowohl ein hoher Volumenstrom als auch eine hohe Entwässerungsleistung sind gegeben. Im Gegensatz zu den vorhergehenden Varianten ist auch der nötige Feststoffgehalt des Aufgabegutes und die absetzbare Korngröße in einem breiten Band variabel, was jeweils wichtig ist für die Entwässerung von Schlamm. Der höhere Energiebedarf durch hohe rotierende Massen wird durch den Wegfall von Flockungsmitteln ausgeglichen. All diese Vorteile machen den Dekanter zum häufigst verwendeten Eindicker für Klärschlamm. Eine Vorklärung durch Absetzbecken ist grundsätzlich nicht notwendig, wird aber bei Kläranlagen mit sehr wässrigem Schlamm meistens gemacht.

Fazit: Ideal für Schlammentwässerung verschiedener Schlammkonsistenzen mit eventueller Vorklärung bei wässrigem Schlamm.

4.2.5 Vertikal Siebtrommel-Schälzentrifuge

Da es sich um eine diskontinuierlich arbeitende Zentrifuge handelt, ist der Einsatz zur Flussschlammmentwässerung ohne großen bedientechnischen Aufwand nicht möglich. Einsatzgebiet sind kleinere technische Anwendungen mit einer hohen nötigen Flexibilität der Einstellparameter.

Fazit: für Laborbetrieb bei nötigen flexiblen Einstellparametern

4.2.6 Schubzentrifuge

Durch die längere Verweilzeit des Schlammes in der Zentrifuge, im Vergleich zu den anderen Filterzentrifugen können sehr hohe Entwässerungsleistungen erzielt werden, wobei das zugeführte Aufgabegut stark in der Korngröße variieren kann. Es können leicht filtrierbare, sowie fein- bis grobkörnige Suspensionen entwässert werden. Problematisch sind allerdings klebende und stark anbackende Stoffe, wodurch das

Weiterschieben in der Trommel erschwert wird und ein Verstopfen des Filtersiebtes auftreten kann. Im Allgemeinen können der Verschleiß und die Beschädigung des Filtersiebtes zu Komplikationen im Betrieb führen, was sich negativ auf die Verfahrenssicherheit auswirkt. Für entsprechend hohe Volumenströme ist ein parallel schalten mehrere Schubzentrifugen nötig. Der geringe Platzbedarf und die variabel absetzbare Korngröße lassen Schubzentrifugen in den verschiedensten Industriebereichen zum Einsatz kommen.

Fazit: bei Gewährleistung eines nicht anbackenden Filtermediums gute Alternative zu Dekanter bei geringeren Volumenstrom und geringerer Verfahrenssicherheit

4.2.7 Siebschneckenzentrifuge

Durch die kürzere Verweilzeit folgt ein höherer Volumenstrom bei geringerer Entwässerungsleistung, wobei eine einzige Zentrifuge für die nötigen Volumenströme bei der Schlammentwässerung nicht ausreicht. Die Vorteile des geringen Platzbedarfs, der variablen absetzbaren Korngröße und der Wegfall von Flockungsmitteln teilt die Siebschneckenzentrifuge mit der Schubzentrifuge. Durch die geänderte Austragsart mittels Schnecke, können anbackende Medien besser transportiert werden, wobei jedoch das Gut stärker belastet wird. Das mögliche Verkleben des Filtersiebtes kann durch die Schnecke nicht verhindert werden.

Fazit: ebenfalls gute Alternative zum Dekanter bei etwas höheren Volumenstrom und schlechterer Entwässerungsleistung als Schubzentrifuge

4.2.8 Hydrozyklon

Hydrozyklone können sowohl zum Sedimentieren als auch zum Klassieren verwendet werden. Als einzige Filtervariante besitzt er keine bewegten Teile, was sich günstig auf Wartungskosten und Bedienerfreundlichkeit auswirkt. Trotzdem verbrauchen Zyklone viel Energie wegen des hohen Druckverlustes während des Durchströmungsvorganges. Der Druckverlust steigt mit der Größe, weshalb meist viele kleine parallel geschaltete Hydrozyklone eingesetzt werden, was insgesamt zu weniger Energieverbrauch bei höherer Trennschärfe führt. Hintereinander geschaltete Zyklonenbatterien mit unterschiedlichen Dimensionen bringen ein größeres Band an abzuscheidenden Korngrößen. Ein Nachteil ist, dass nur Suspensionen getrennt werden kann, weshalb Hydrozyklone oft in der Erdölindustrie eingesetzt werden zum Entsanden von Bohrspülung. Die Entwässerungsleistung ist grundsätzlich gut, jedoch erfolgt keine Kompression des Mediums, was zu einer schlechten Eindickung führt.

Fazit: Ideal für Schlämme mit hohem Wassergehalt, bei hohem Volumenstrom

4.2.9 Vakuüm-Trommelfilter

Der Vorteil einer Vakuüm-Trommelfilterpresse ist, dass der Filterkuchen nach der Filtration noch gewaschen werden kann, was bei der Schlammentwässerung aber eher weniger von Bedeutung ist. Durch die Vakuümabsaugung des gebildeten Filterkuchens brauchen Vakuüm-Trommelfilter viel Energie und um genügend Filterfläche zu bekommen viel Platz. Weiters können nur Suspensionen mit fein dispergierenden Teilchen gefiltert werden, da sich die Partikeln sonst im Sedimenttrog sammeln. Eine Unsicherheit im Verfahrensablauf stelle das Filtertuch dar, welches verschleifen oder beschädigt werden kann.

Fazit: geeignet für gleich bleibende Bedingungen, geringe Volumenströme (=geringer Energieverbrauch) und enge Korngrößenverteilung

4.2.10 Bandfilter

Bandfilter haben die gleichen Nachteile in der Verfahrenssicherheit und dem Energieaufwand wie Vakuüm-Trommelfilter. Weiters haben Bandfilter auch einen größeren Platzbedarf und geringere Volumenströme, durch die begrenzte Laufgeschwindigkeit des Filterbandes, abhängig von der Absetzzeit der Partikel. Um eben diese Absetzzeit zu verringern, werden Flockungsmittel eingesetzt. Der Feststoffgehalt des Aufgabegutes ist auf einem größeren Bereich verteilt, durch die Schwerkraftsedimentation.

Fazit: geeignet für gleich bleibende Bedingungen, geringe Volumenströme (=geringer Energieverbrauch) und etwas größere Korngrößenverteilung, jedoch Einsatz von Flockungsmitteln

4.2.11 Bandfilterpresse

Bandfilterpressen können sowohl für enge als auch breite Korngrößenverteilungen verwendet werden, wie es bei der Entwässerung von Flussschlamm nötig ist. Mit guten Werten für Volumenstrom und Entwässerungsleistung sind Bandfilterpressen durchaus geeignet für die Aufbereitungstechnik. Der Filterkuchen wird wegen dem Durchlaufen der verschiedenen Entwässerungszonen komprimiert und viel Restfeuchtigkeit entzogen, jedoch ist der Einsatz von Flockungsmitteln zur einfacheren Sedimentation nach dem Einlaufteich nötig. Ebenfalls negativ ist der große Raumbedarf, was beim Einsatz mehrerer Bandfilterpressen, für entsprechende Volumenströme zur Flussschlammmentwässerung, kritisch ist.

Fazit: anspruchslose Entwässerungsvariante mit guter Entwässerungsleistung, bei geringem Volumenstrom, geeignet bei genügend Platzressourcen

4.2.12 Schneckenpresse

Werden meist nur zum Entwässern von faserigen Medien eingesetzt, was bei Flussschlamm nicht zutrifft. Durch langsam drehende Schnecke zwar geringer Energieverbrauch und Verschleiß der Schnecke, jedoch auch niedrige Volumenströme möglich. Weiter darf das zugeführte Medium nicht stark in der Korngröße variieren wegen der konstanten Presslänge der Schnecke. Durch die starke Kompression im Förderzylinder hohe Werte für Entwässerungsleistung.

Fazit: hohe Entwässerungsleistung, aber zu viele andere Nachteile für wirtschaftliche Schlammmentwässerung

5 Vergleichbare Anwendungen

5.1 Solids Control

Überall dort, wo aus kommerziellen Gründen, zur Erkundung und Förderung von Bodenschätzen, und aus wissenschaftlichen Gründen, Tiefbohrungen durchgeführt werden, verwendet man Solids Control Anlagen zur Aufbereitung der benutzten Bohrspülung.

Anfänglich wurden alle Ölfelder durch vertical drilling erschlossen, was den Nachteil hat, dass schwer zugängliche Teile eines Feldes nicht erreichbar sind. Deshalb wird heute meist directional drilling verwendet, was zwar aufwendiger, aber auch wirtschaftlicher ist. Durch, im Bohrkopf angebrachte, hydraulisch steuerbare Rippen, die sich gegen die Bohrwand keilen, kann die Bohrung abgeleitet werden und Kurven mit relativ engen Radien fahren. Mit der measurement while drilling Methode, wo hinter dem Bohrkopf Messsensoren angebracht sind, kann ständig Ort und Richtung der Bohrung bestimmt und korrigiert werden.

Die wichtigste Aufgabe der Bohrspülung ist das Antreiben, Schmieren und Kühlen des Bohrmeißels. Weiter auch noch zum Transport des erbohrten Gesteins an die Oberfläche, der Formstabilität des Bohrloches und dem Hochfördern von Informationen über das Gestein. Um diese Anforderungen exakt lösen zu können darf die Zusammensetzung, welche auf die Eigenschaften des Gebirges abgestimmt ist, nicht stark variieren. Um nicht ständig neue Bohrspülung zuführen zu müssen, wird die bereits verwendete Spülung aufbereitet und wieder dem Kreislauf zugeführt.^[21]

5.1.1 Aufbau einer Solids Control Anlage

Der Aufbau von Solids Control Anlagen ist meist sehr ähnlich zu der im unteren Bild dargestellten Anlage. Die Bohrspülung kommt samt gebrochenen Material über die Innenseite der Bohrlochverkleidung zurück zur Oberfläche, wo sie über die mud return line in den shale shaker, ein Rüttelsieb, gefördert wird. Mit den heute verwendeten mehrfach Rüttelsieben können Korngrößen bis 0,1mm abgetrennt werden. Durch die Neigung der Siebfläche und der erzeugten Vibration wandert das grobe Material automatisch abwärts.^[22]

Im Bild nicht eingezeichnet, praktisch aber immer vor der mud pit positioniert sind weitere Filteranlagen. Die so genannten desander und desilter. Sie sind Hydrozyklonstufen, mit 2 bis 24 Zyklonen, die durch ihre unterschiedlichen Größen zuerst Körner mit einem typischen Durchmesser von Sand und danach von Silt

Entwässerung von Flussschlamm

ausfiltern. Desander sind meist 10" oder 12" Zyclone mit einer vorgeschalteten Pumpe. Der beschriebene Desander filtert alle Partikel bis 74µm und 50% der Körner mit einer Größe von 40 bis 50µm, bei einem Volumenstrom von 1900 l/min. Desilter haben meist einen Durchmesser von 4" bei 190 l/min, einer Filtrierbarkeit bis 45µm und eine 50% Absetzrate bei einer Korngröße von 15 bis 20 µm.^[22]

Der eingedickte Schlamm wird weiter entwässert mit Hilfe von decanting centrifuges, einerseits um das Abfallvolumen zu reduzieren und andererseits um noch eventuell gebundene Chemikalien entfernen zu können. Um auch Partikel mit einer Korngröße unter 10 µm ausfiltern zu können müssen Flockungsmittel eingesetzt werden, damit die elektrostatische Anziehung solch kleiner Partikel überwunden werden kann.^[22]

Das gefilterte Medium sammelt sich in der mud pit und wird mit einer mud pump, auf einen Druck von bis zu 500 bar gebracht, wodurch die Bohrspülung durch den Bohrstrang hinunter und durch den Ringraum wieder hinauf gespült wird. Heute werden meist einfach wirkende Triplexpumpen mit drei Zylinder eingesetzt, während alte Pumpen oft doppelt wirkende Duplexpumpen in Verwendung haben. Durch die stark abrasive Wirkung des Fördermediums sind Kolben, Ventile und Zylinderbuchsen hohem Verschleiß ausgesetzt, weshalb sie leicht austauschbar sein müssen.^[22]

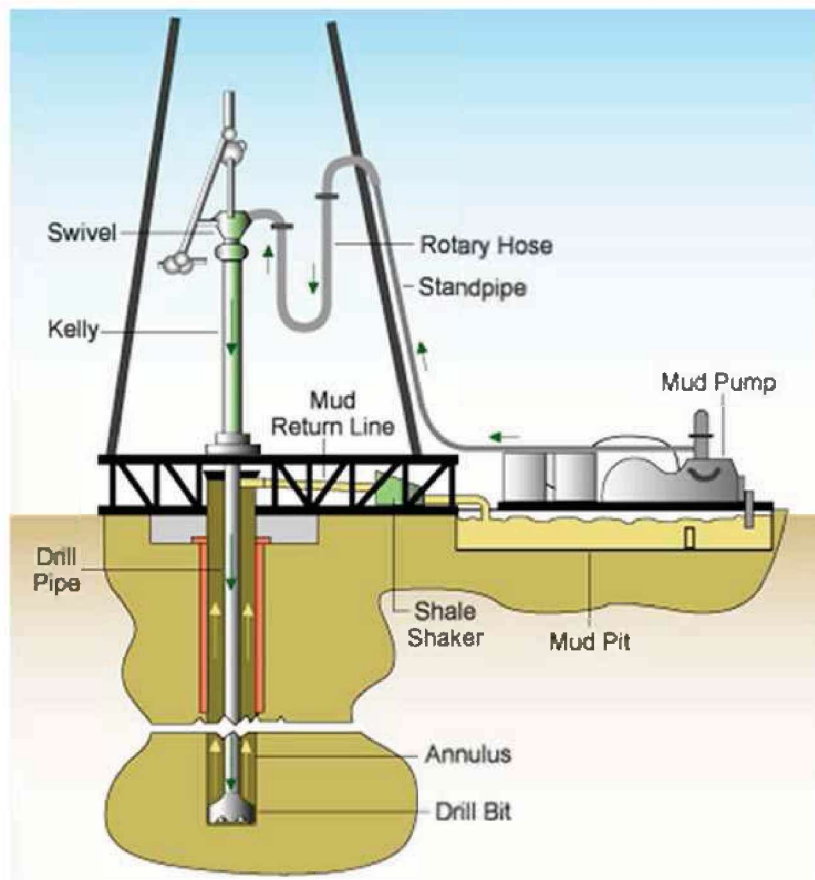


Abbildung 23: Mud Circulation System

5.2 Kläranlage

Beschreibung der Kläranlage Überherrn lt. [23]

Die Aufgabe einer Kläranlage ist es, zuverlässig und ökonomisch alle unerwünschten Schmutzstoffe und Schadstoffe aus dem Abwasser zu entfernen und diese soweit aufzuarbeiten, dass sie entsorgt oder einer Nutzung zugeführt werden können. Kläranlagen sind nach genauer Definition der abzutrennenden Stoffe und der an eine Anlage angeschlossenen Haushalte verschieden aufgebaut. Abbildung 24 zeigt eine schematische Darstellung einer mittelgroßen Anlagen mit einer Kapazität für 18000 Einwohner. Die, 2007 gebaute Kläranlage Überherrn befindet sich in Saarbrücken.

Über ein Sammelnetz wird Abwasser zur Kläranlage geleitet, wo zuerst die mechanische Reinigung durchgeführt wird. Große, sperrige Stoffe wie Holzteile, Lappen und Dosen bleiben im Grobrechen hängen, kleinere Störstoffe wie Hygieneartikel, Essensreste und Kunststoffteile entfernt der Feinrechen. Die Stoffe werden gesammelt, mit Pressen entwässert und anschließend fachgerecht entsorgt. Bei starken Regenfällen, fließt überschüssiges Wasser nach dem Grobrechen in Regenüberlaufbecken und wird erst später dem Reinigungsprozess zugeführt.

Um Sand und Kleingeröll zu entfernen, durchläuft das Abwasser vor der biologischen Reinigung einen belüfteten Sandfang. Dies ist nötig, damit die vorhandenen Grobpartikel keinen Schaden an der Anlage durch Verschleiß oder Verstopfung auslösen können. Unbelüftete Sandfänge trennen nur Partikel ab, während die Belüfteten auch für eine Abscheidung von Leichtflüssigkeiten wie Fette und Öle sorgen.

Nach der Zwischenlagerung in einem Vorspeicher fließt das Abwasser chargenweisen in drei SBR-Becken. Das hier verwendete Sequenz-batch-reactor-Verfahren ist sowohl leistungsfähiger als auch kostengünstiger, als andere Methoden. Der Unterschied zu konventionellen Durchlaufanlagen ist, dass die drei Verfahrensschritte, anaerobe, aerobe Stabilisierung, sowie Nachklärung in einem einzigen Becken, hintereinander ausgeführt werden. Der sechs Stunden dauernde Reinigungszyklus hat folgende Stufen: Füllphase (90 min), erste Belüftungsphase (120 min), Durchmischungsphase (40 min), zweite Belüftungsphase (40 min) und die Nachklärung mit Klarwasserabzug (90 – 120 min) mit Weiterleitung in die Bist. Der im SBR-Becken eingedickte Überschussschlamm wird abgezogen und der Schlammbehandlung und -entwässerung zugeführt.

Der abgeleitete Überschussschlamm hat einen Wassergehalt von 98 bis 99,5 Vol-% und wird zuerst einem Eindicker zugeführt. Das kontinuierlich durchlaufene

Absetzbecken soll eine erste statische Eindickung durch Schwerkraft bringen und kann den Wassergehalt, durch die fehlende Kompression des Schlammes nur im Prozentbereich verringern. Auch wenn der Wassergehalt nicht viel geringer wird, wird trotzdem das Volumen stark verringert. Nach einem Zwischenspeicher wird der Schlamm weiter zu Dekantierzentrifugen geleitet. Je nach geforderter Restfeuchte, werden ein oder zwei Dekanter mit unterschiedlichen Durchmessern nacheinander geschaltet. Für den großen geforderten Volumenstrom gibt es Dekanter mit bis zu 250 m³/h. In der beschriebenen Kläranlage hat der Klärschlamm nach der ersten Stufe einen Trockensubstanzanteil von 4 bis 8 Vol-% und nach der zweiten Stufe ungefähr 35 bis 40 Vol-% TS.

Die Weiterverwendung des gewonnenen Schlammes kann verschieden erfolgen, zur landwirtschaftlichen Nutzung, zur Energiegewinnung durch Verbrennung oder andere industrielle Anwendungen. Grundsätzlich ist aber immer ein möglichst geringer Prozentsatz an Wassergehalt für die Verwertung des Schlammes gewollt, jedoch nur unter dem Aspekt einer möglichst hohen Wirtschaftlichkeit. Ist ein TS-Gehalt von unter 50 Vol-% gefordert, müssen thermische Verfahren verwendet werden. Sie kommen jedoch nur bei großen Anlagen zum Einsatz, wo ein komplexes System zur Wärmeerzeugung und Energierückgewinnung sinnvoll ist.

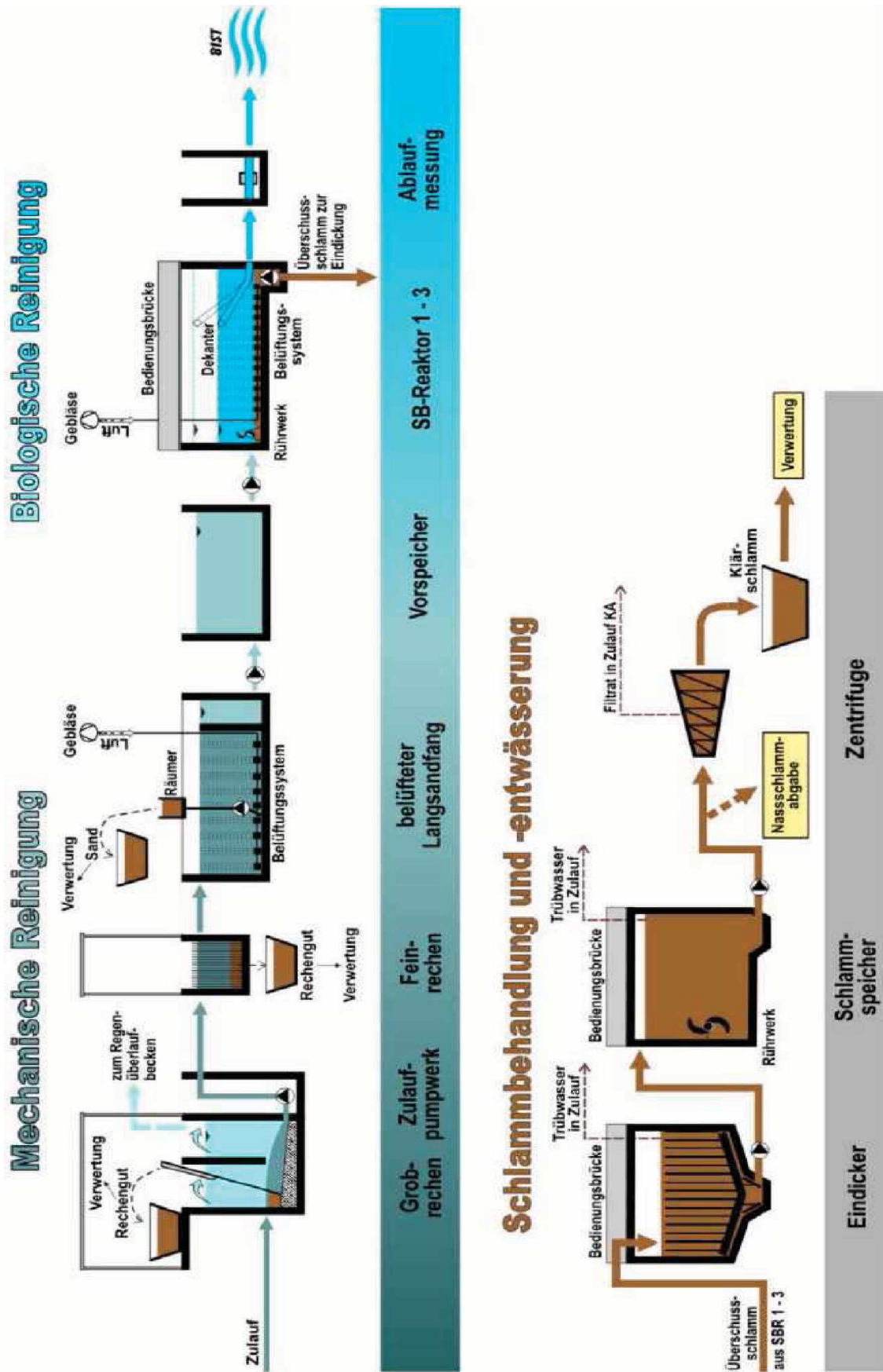


Abbildung 24: Schema einer Kläranlage

6 Sedimentanalyse

Die Analyse der entnommenen repräsentativen Probe von Donauflussschlamm wurde im Lehrstuhl für Aufbereitung und Veredelung vorgenommen. Durch die Ergebnisse der Analysen kann ein Rückschluss auf die bestmögliche Kombination der unterschiedlichen Schlammentwässerungsverfahren gemacht werden.

6.1 Analyse der mineralischen Bestandteile

Mit Hilfe einer Röntgendiffraktometer-Analyse RDA lassen sich die mineralischen Bestandteile einer Probe feststellen. Die Nachweisgrenze variiert bei einzelnen Mineralien ist aber im Wesentlichen zwischen 2 und 3 %. Es wird das gesamte Material der Probe auf eine Korngröße von 30 µm gemahlen und zu Pulvertabletten gepresst. Danach kann mit einem Röntgendiffraktometer das Beugungsspektrum aufgenommen, und mit Computerprogrammen bewertet werden. Die Auswertung der Lage und der Intensität der Peaks wird mit anderen Mineralphasen verglichen und daraus die beinhalteten Mineralien festgestellt. Diese sind:

- Quarz
- Albit (Feldspat)
- Calcit (Carbonat)
- Dolomit (Carbonat)
- Chlorit (Schichtsilikat)
- Muskovit (Glimmermaterial)
- biogene Begleitstoffe

Die dominierenden Phasen in der Sedimentprobe sind Quarz und Feldspat. Im Allgemeinen hat kein vorkommendes Mineral Einfluss auf die Entwässerbarkeit des Schlammes, bzw. auch keine negativen Einflüsse auf die Verwendbarkeit einzelner Entwässerungsverfahren. Die biogenen Begleitstoffe kommen in geringen Anteil vor und sind Pflanzen aus dem Gewässer oder von außen zugeführte Stoffe.

Eine Aussage über umweltschädliche Bestandteile des Flussschlammes können durch eine RDA nicht getroffen werden.

6.2 Korngrößenverteilung

Die Korngrößenverteilung wird mit Stapelsieben festgestellt. Es werden fünf Siebe übereinander gesetzt, wobei die Siebe immer feiner werden, das heißt, es werden immer kleinere Korngrößen gefiltert. Nach einer Voranalyse wurden fünf Siebe mit Maschenweiten von 500 bis 40 µm gewählt. Nach dem letzten Sieb wird der Anteil feinsten Partikel von einem Behälter aufgefangen.

Tabelle 8: Korngrößenverteilung von Donauflussschlamm

Maschenweite	Masse	Masse	Rückstand	Durchgang
[µm]	[g]	[%]	[%]	[%]
500	1,91	0,25	0,25	99,75
250	7,92	1,02	1,26	98,74
100	245,96	31,59	32,85	67,15
63	120,17	15,43	48,29	51,71
40	168,86	21,69	69,97	30,03
0	233,80	30,03	100,00	0,00
Summe	778,62	100,00		

Die Gesamtmasse der entnommenen Probe beträgt 778,62 g. Sie enthält einen für Donauflussschlamm repräsentativen Anteil an Mineralien und Wasser. Die Siebe mit einer Maschenweite von 500 und 250 µm konnten nur einen minimalen Anteil der Gesamtmasse filtern, und sind somit nicht nötig. Im 500 µm-Sieb wurden drei Kiesstücke gefunden mit Korngrößen im Millimeterbereich. Im Einsatz können diese auch vom 100 µm-Sieb aufgefangen werden bzw. von einem, zur Sicherheit angebrachten, Grobsieb mit einer Maschenweite von einigen Millimetern.

Über 98 % der Probe hat eine Korngröße kleiner 250 µm, was auf Schlamm mit sehr feinen Bestandteilen schließen lässt. Momentan verwendete Industriesiebe können entsprechend große Volumenströme, was eine entsprechend große Belastung für das Sieb darstellt, bis zu einer ungefähren Maschenweite von 60 µm aufnehmen. Dies bedeutet, dass circa 50 % der Gesamtmasse der Probe, von Industriesieben entfernt werden können, vor einer Weiterleitung zur Entwässerungsanlage.

Aus dem gewonnenen Feststoffmaterial der einzelnen Siebstufen kann die Dichte der Kornklassen bestimmt werden. Sie sind wie folgt:

Tabelle 9: Dichte der Korngrößenklassen mit organischen Bestandteilen

Dichte der Korngrößenklassen mit organischen Bestandteilen			
Kornklasse	Masse	Volumen	Dichte
[μm]	[g]	[cm^3]	[g/cm^3]
> 500	1,34	0,70	1,93
250 – 500	4,01	1,59	2,53
100 – 250	8,85	3,25	2,72
63 – 100	9,50	3,46	2,74
40 – 63	7,72	2,81	2,75
< 40	-	-	
Aufgabe	7,51	2,76	2,72

Das Ergebnis für die Klasse > 500 μm ist nicht repräsentativ, da das Material beinahe nur aus organischen Material besteht. Für Korngrößen < 40 μm kann keine optische Trennung durchgeführt werden, wodurch keine Analyse möglich ist. Insgesamt spiegelt die Dichteauswertung die Ergebnisse der RDA wieder, da die Dichte der Mineralien in dem errechneten Bereich zwischen 2,53 und 2,75 g/cm^3 liegen. Im gesamten Mittel größerer Proben ergibt sich eine Dichte $\rho_{\text{Feststoff}}$ von 2,72 g/cm^3 .

6.3 Entwässerungsparameter

Es wurden zwei verschiedene Werte für den Anteil an Vol-% TS untersucht. Im ersten Versuch wurde eine 586,21 g Probe entnommen zur Feststellung des Wassergehaltes in Massen- und Volumspercent. Das Ergebnis der halben Teilprobe 1a ist wie folgt:

Tabelle 10: Wassergehalt der Teilprobe 1a

m_{Schale}	[g]	154,68
$m_{\text{Schale+Trübe}}$	[g]	753,10
$m_{\text{Trübe+zusatz H}_2\text{O}}$	[g]	598,42
$m_{\text{Trübe, Ursprung}}$	[g]	586,21
$m_{\text{Schale+Feststoff}}$	[g]	529,09
$m_{\text{Feststoff}}$	[g]	374,41
$m_{\text{H}_2\text{O+zugesetztes H}_2\text{O}}$	[g]	224,01
$m_{\text{zugesetztes H}_2\text{O}}$	[g]	12,21
$m_{\text{H}_2\text{O,Ursprung}}$	[g]	211,80
Wassergehalt	[%]	36,13

Entwässerung von Flussschlamm

Die Ursprungsmasse der entnommen Trübe und der Wasseraustrag von 211,80 g ergibt einen Wassergehalt von 36,13 Gew-%. Da für die gegebenen Auslegungswerte jeweils die Vol-% berücksichtigt werden, erfolgt eine Umrechnung der Masse auf ein Volumen über die jeweiligen Dichten von $\rho_{\text{Feststoff}} = 2,72 \text{ g/cm}^3$ und $\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 1 \text{ g/cm}^3$. Das ergibt 39 Vol-% TS und einen Wassergehalt von 61 Vol-%. Mit diesen Prozentsatz liegt man im Zwischenbereich von stichfest, noch plastisch, schmierend und krümelig-fest, nur noch bedingt auslagerbar.

Im zweiten Versuch wurde durch eine Vakuumfiltration (Nutsche) die Filtrierbarkeit der Probe festgestellt. Dabei wird die Probe in einen Trichter mit flachem Boden mit kleinen Öffnungen, die von einem Filterpapier abgedeckt werden, gegeben. Der erzeugte Unterdruck saugt den Wasseranteil aus dem Probenmedium und hinterlässt auf dem Filterpapier den Filterkuchen wobei das Filtrat unter der Nutsche in das Auffanggefäß gelangt. Insgesamt wurde 43 min lang filtriert und es entstand folgendes Ergebnis:

Tabelle 11: Wassergehalt nach Vakuumfiltration

$m_{\text{schale+filter+feuchterKuchen}}$	[g]	574,10
$m_{\text{schale+filter+trockenerKuchen}}$	[g]	529,40
m_{schale}	[g]	262,90
m_{filter}	[g]	0,78
$m_{\text{feststoff}}$	[g]	265,72
$m_{\text{wasser in Filterkuchen}}$	[g]	44,70
$m_{\text{ges des Filterkuchens}}$	[g]	310,42
$m_{1/3\text{Teilprobe_trübe=Aufgabe}}$	[g]	453,00
$m_{\text{zylinder+Filtrat}}$	[g]	333,40
$m_{\text{Wasser in Trübe}}$	[g]	169,70
Wassergehalt	[Gew-%]	14,40

Die Reduktion des Wassergehaltes um 22 Gew-% auf 14,40 Gew-% Wasseranteil zeigt, dass das Material sehr gut filtrierbar ist. Umgerechnet ergibt dies einen Wassergehalt von 31,40 Vol-% und 68,60 Vol-% TS was einer streufähigen, festen Konsistenz entspricht.

Zur Bestimmung der Klärgeschwindigkeit, welche bei Einsatz von Absetzbecken wichtig ist, wurde ein Klärversuch durchgeführt. Ohne Zugabe von Flockungsmittel ergab der Versuch eine Klärgeschwindigkeit von 1,2 mm/h was zu gering ist für eine Fliehkraftsedimentation bei großen Volumenströmen. Nach der Beimengung des Flockungsmittels Sedipur AF 403 wurde die unwesentlich höhere Absetzgeschwindigkeit von 1,37 mm/h erreicht.

7 Anlagenschema

7.1 Anlagenschema 1

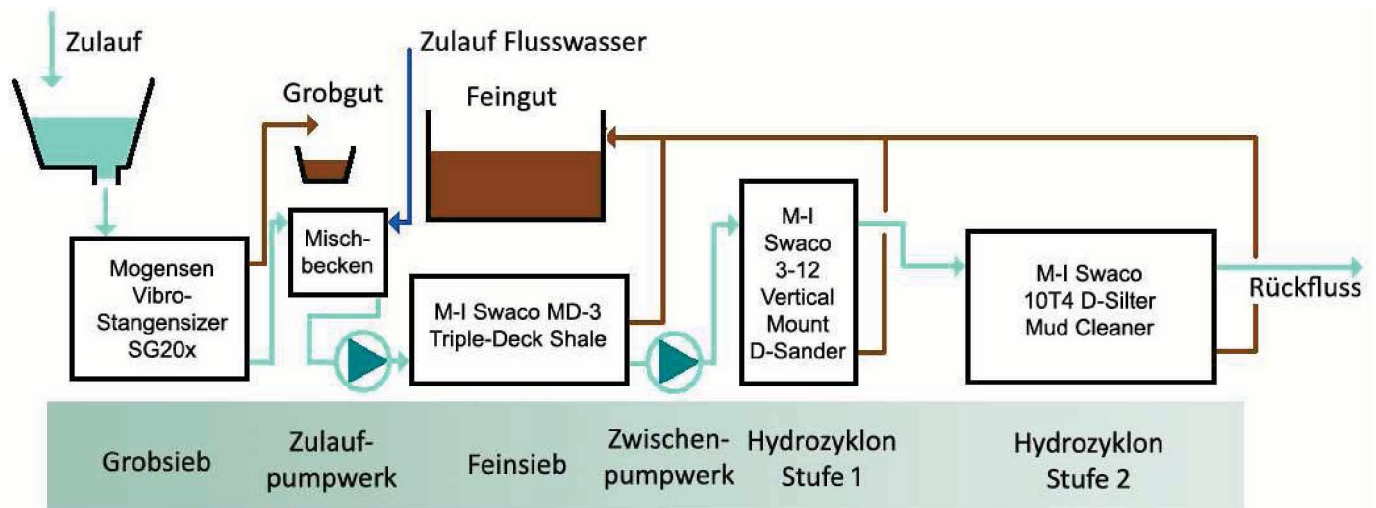


Abbildung 25: Anlagenschema 1

Der gebaggerte Flussschlamm wird in einem Zulaufbecken zwischengelagert. Damit die Baggerarbeiten nicht unterbrochen werden müssen, wenn eine der nacheinander geschalteten Maschinen ausfällt, muss das Becken die Fördermasse von 2 Stunden aufnehmen können, das heißt mindestens 200 m^3 haben. Ein Becken mit einer Tiefe von 5m und einer Grundfläche von 6 mal 7 m entspricht 210 m^3 . Weiters hat das Becken ein verschließbares Ventil am Beckenboden zum Regeln des Volumenstromes.

Nach der Grobsiebung wird der Schlamm weiter zum Feinsieb gepumpt. Davor wird der Schlamm noch, in einem Mischbecken, mit Pumpwasser aus dem Fließgewässer vermischt, damit man auf eine, für die Hydrozyklone nötige Feststoffkonzentration von 10 % kommt. Zum guten Vermischen sind im Becken Rührwerke angebracht. Extra, auf abrasive Pumpmedien ausgerichtete Schlammumpen ermöglichen danach einen möglichst verschleißfreien Betrieb für die Pumpen. Zum Beispiel, die von der Firma HydroPipe hergestellte M6/4S-HH Schlammpumpe^[29] mit einem Volumenstrom zwischen 60 und $720 \text{ m}^3/\text{h}$ und einer Leistung von 560 kW mit den Abmessungen $1,7 \times 1,1 \times 1,1 \text{ m}$.

Nach dem Feinsieb erfolgt ein erneutes Pumpwerk mit einer baugleichen Pumpe und dem Weitertransport zu den zwei Hydrozyklonstufen. Das gefilterte Medium fließt zurück in das Fließgewässer und der gewonnene, eingedickte Schlamm zu einem Aufbewahrungsbecken, wo es Zwischengelagert wird, bevor es auf ein mit schwimmendes Haldenponton transportiert wird.

Insgesamt hat das Ponton eine ungefähre Fläche von 13 mal 15 m und eine Masse der gesamten Anlagen, ohne Zulaufbecken und Aufbewahrungsbecken, von knapp über 10 t.

7.1.1 Grobsieb – Vibro-Stangensizer SG20x^[30]

Zum Trennen möglicher Fremdstoffe, wie Holzrest, Metallreste, großer Steine oder anderen nicht organischen Stoffen wird vor die Feinsiebanlage eine Grobsiebung vorgeschaltet. Dadurch werden Stoffe, die für die empfindlichen Siebe der Feinsiebanlage schädlich sein könnten, gefiltert.

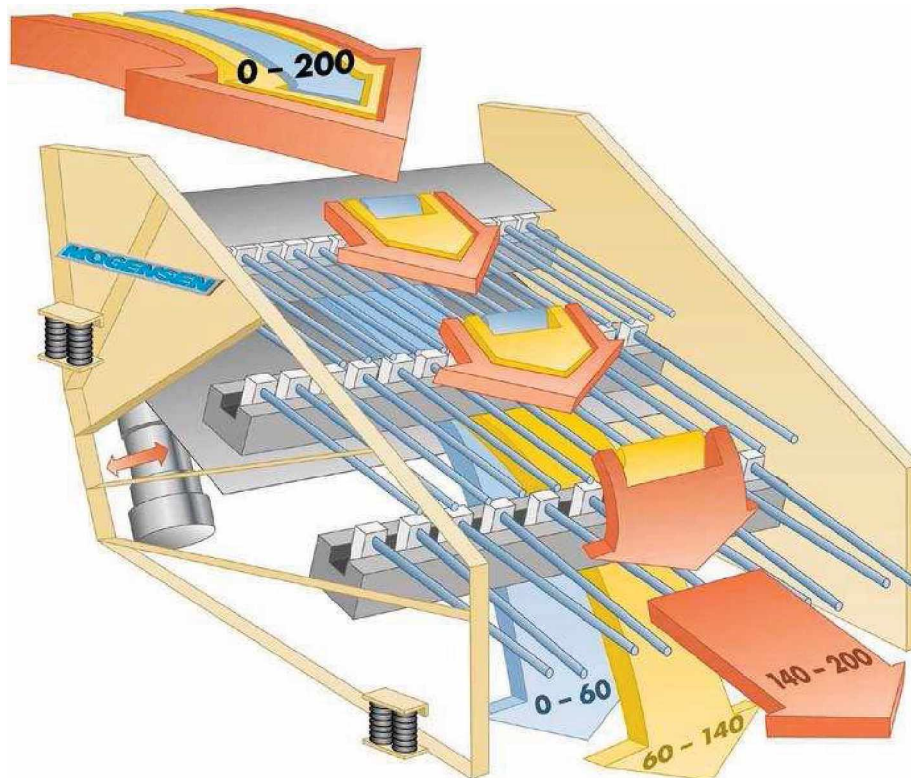


Abbildung 26: Vibro-Stangensizer SG20x

Beim Grobsieb der Firma Mogensen, dem Vibro-Stangensizer SG20x, sind mehrere Stangendecks kaskadenförmig in einem angetriebenen Schwingrahmen übereinander angebracht. Der Antrieb besteht aus 2 9kW Motorvibratoren, die als Linearschwingantrieb angeordnet sind. Dadurch bleibt der freie Materialfluss gewährleistet und es besteht ein Maximum an Materialauflösung sowie absolute Verstopfungsfreiheit. Selbst siebschwieriges Material wird mit hoher Leistung optimal aufgelöst und getrennt.

Kenndaten des Vibro-Stangensizer SG20x:

- Breite / Tiefe / Höhe: 2,4m / 3,8m / 3,2m
- 3 Siebdecks mit Stababständen von 60, 140 und 200 mm

- Antrieb: zwei 400 V - 50Hz - 9 kW Motorvibratoren

7.1.2 Siebanlage – MD-3 Triple-Deck Shale Shaker^[24]

Zur Vorbereitung des Flussschlammes auf die beiden Stufen der Hydrozyklone, muss gröberes Material über 200µm Partikelgröße entfernt werden. Zur Aussiebung entsprechend feiner, anbackenden Schlämme reichen normale Kreis- oder Linearschwingsiebe nicht mehr aus. Deswegen wird der MD-3 Triple-Deck Shale Shaker von MI-Swaco verwendet, welcher normal zum Vorfiltrern von Bohrspülungen in der Erdölindustrie verwendet wird. Sowohl hohe Volumenströme als auch veränderliche Schlammkonsistenzen sind dadurch kein Problem.



Abbildung 27: MD-3 Triple-Deck Shale Shaker von MI-Swaco

Die Siebanlage besteht aus 3 Decks mit individuell zusammenstellbaren Siebböden. Im Falle von sehr stark veränderlichen Schlammzusammensetzungen können diese schnell, ohne Werkzeug ausgetauscht werden. Die drei Siebe, die auf die Ergebnisse der Sedimentanalyse angepasst wurden, sind mit kleiner werdender Maschenweite:

- WMD3MG010C – Maschenweite 2013 µm^[25]
- WMD3XL105C – Maschenweite 186 µm^[25]
- WMD3XL200C – Maschenweite 100 µm^[25]

Das erste Deck dient allein zum Filtern einzelner Kieselsteine. Der Sprung der Maschenweite zum zweiten Deck ist groß, da laut Analyse sehr feine Partikel im Schlamm sind und eine Maschenweite zwischen 2000 und 250 µm kein merkbares Filterergebnis liefern würde.

Die Siebe werden von zwei 2,8 kW Vibrationsmotoren, mit einer maximalen Drehzahl von 1800 U/min angetrieben. Es kann zwischen „progressive mode“ (6,3-fache Erdbeschleunigung) und „balanced mode“ (7,2-fache Erdbeschleunigung) gewechselt werden. Erhöhte Beschleunigungskräfte sind wichtig bei anbackenden Materialien und kurzzeitiger Notwendigkeit von erhöhtem Volumenstrom.

Kenndaten des MD-3 Triple-Deck Shale Shakers:

- Länge / Tiefe / Höhe: 2,584m / 1,967m / 1,720m
- Maschinenmasse: 2926 kg
- Grobsieb: Filterfläche = 2,4 m², Siebbodeneinstellung +3 bis -1°
- Feinsiebe: Filterfläche = 4,7 m², Siebbodeneinstellung +8 bis +4°
- Antrieb: zwei 400 V - 50Hz - 2,7 kW Vibrationsmotoren mit je 249 kg

Der Einlass für den Schlamm ist im hinteren Teil angebracht. Über die „distribution box“ wird der Volumenstrom gleichmäßig über die Breite verteilt und die Flussgeschwindigkeit erniedrigt. Nach dem Transport über das Grobsieb und die Feinsiebe (im unteren Bild ist ein Shale Shaker mit nur einem Siebboden dargestellt) fällt das gefilterte Material am anderen Ende des Shale Shakers aus dem Sieb und die feine Suspension fließt seitlich über Auslassöffnungen weiter zu den Hydrozyklonen.

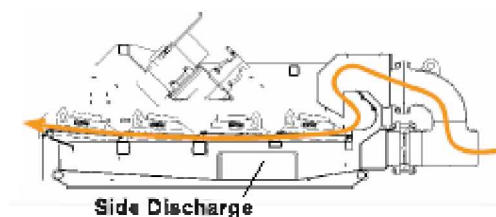


Abbildung 28: Distribution Box eines Single-Deck Shale Shakers [26]

7.1.3 Hydrozyklonstufe 1

Mit dem aus 3.4.1 – Berechnung eines Hydrozyklones, bekannten Rechenschema zur Auslegung eines Hydrozyklones kann eine überschlagsmäßige Berechnung der Bauteildimension durchgeführt werden.



7.1.3.1 Auslegung

Gegebene Werte:

- Suspensionsvolumenstrom $\dot{V} = 100 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$
- Feststoffkonzentration $c_v = 39,4 \text{ Vol\%}$
- maximaler Druckverlust $\Delta p = 2,5 \text{ bar}$
- Feststoffdichte $\rho_s = 2720 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
- Flüssigkeitsdichte $\rho_F = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
- dynamische Suspensionviskosität $\eta = 0,001 \text{ Pa} \cdot \text{s}$

Gesuchte Werte:

- Dimensionsabschätzung des Zyklons
- Ober- und Unterlauf Volumenströme
- Trennkorngröße

Berechnung der mittleren Stoffdicht ρ_M und der mittleren dynamische η_M Viskosität.

$$\rho_M = \rho_s \cdot c_v + \rho_F \cdot (1 - c_v) = 2720 \cdot 0,394 + 1000 \cdot (1 - 0,394) = 1677 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\eta_M = \eta \cdot \left(1 + \frac{1,25 \cdot c_v}{1 - \frac{c_v}{c_{v,\max}}} \right)^2 = 0,001 \cdot \left(1 + \frac{1,25 \cdot 0,394}{1 - \frac{0,394}{0,8}} \right)^2 = 3,874 \text{ m} \cdot \text{Pa} \cdot \text{s}$$

Feststoffvolumenanteil $c_{v,\max}$ 0,8 durch hohe Feststoffkonzentration c_v .

Aus der Formel für den Volumenstrom lässt sich das Produkt aus Durchmesser des Einlaufkanals d_e und dem Tauchrohrdurchmesser d_o bilden. Der geometrischen Beiwert $K_v = 0,33$ für längliche Bauarten ($L/D > 2$).



$$d_e \cdot d_o = \frac{\dot{V}}{K_V \cdot \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho_M}}} = \frac{100}{0,33 \cdot \sqrt{\frac{2,5 \cdot 10^5}{1677}}} = 6,894 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

Daraus folgt nach der Tabelle von Rietema, für optimale Größenverhältnisse eines Hydrozyklons der Tauchrohrdurchmesser d_o .

$$d_o = \sqrt{\frac{6,894 \cdot 10^{-3}}{\frac{0,28}{0,34}}} = 91 \text{ mm} \dots \text{ gewählt } d_o = 94 \text{ mm}$$

Die weiteren gerundeten Ergebnisse sind $D = 280 \text{ mm}$, $d_e = 80 \text{ mm}$, $d_u = 60 \text{ mm}$ Durchmesser des Konusende und $L = 1400 \text{ mm}$, Länge des gesamten Zyklons.

Nach der Näherungsformel nach Tarjan für das Verhältnis der Volumenströme

$$\frac{\dot{V}_o}{\dot{V}_u} \cong 0,91 \cdot \left(\frac{d_o}{d_u}\right)^3 = 0,91 \cdot \left(\frac{0,094}{0,060}\right)^3 = 3,499$$

ergibt sich für $\dot{V}_u = 22,226 \text{ m}^3/\text{h}$ und für $\dot{V}_o = 77,774 \text{ m}^3/\text{h}$.

Der wahre Druckverlust beträgt

$$\Delta p = \frac{\rho_M \cdot \dot{V}^2}{(K_V \cdot d_e \cdot d_o)^2} = \frac{1677 \cdot \left(\frac{100}{3600}\right)^2}{(0,33 \cdot 0,08 \cdot 0,094)^2} = 2,101 \cdot \text{bar}$$

Die Trennkorngröße errechnet sich nach dem Modell der turbulenten Querstromklassierung folgendermaßen. $K = 0,12$ laut Angaben der Autoren.

$$d_T = K \cdot \sqrt{\frac{\eta_M}{\rho_S - \rho_F}} \cdot \frac{\sqrt{D}}{\sqrt[4]{\frac{\Delta p}{\rho_m}}} \cdot \sqrt{\frac{\ln\left(\frac{\dot{V}_o}{\dot{V}_u}\right)}{(1 - c_V)^{4,65}}} =$$

$$= 0,12 \left[\frac{3,874 \cdot 10^{-3}}{2720 - 1000} \cdot \frac{0,28}{\sqrt[4]{\frac{2,101 \cdot 10^5}{1677}}} \cdot \frac{\ln 3,499}{(1 - 0,394)^{4,65}} \right]^{\frac{1}{2}} = 102 \cdot \mu\text{m}$$

Das Berechnungsbeispiel zeigt, dass der hohe Volumenstrom nur von einem großen Zyklon mit dadurch kleiner Trennschärfe bewältigt werden kann. Außerdem ist fraglich, ob ein Hydrozyklon bei einer Feststoffkonzentration c_v von 39,4 Vol-% noch betriebsfähig ist. Aus diesem Grund ist im Folgenden eine Tabelle mit unterschiedlicher Anzahl an Zyklonen bei unterschiedlichen Feststoffkonzentrationen aufgelistet.

Tabelle 12: Vergleich Hydrozyklone mit variablem n und c_v

	Anzahl Hydrozyklone n	Feststoffkonzentration c_v [%]	Hydrozyklonlänge L [m]	Hydrozyklondurchmesser D [m]	Austragvolumenstrom V_u [m³/h]	Überlaufvolumenstrom V_o [m³/h]	Trennkorngröße d_T [µm]	gesamter Volumenstrom [m³/h]
1	1	10,0	2,44	0,49	72,2	322,7	30	395
2	2	10,0	1,73	0,35	36,1	161,0	25	395
3	3	10,0	1,5	0,30	25,2	106,3	24	395
4	1	15,0	2,03	0,41	47,9	214,0	34	262
5	2	15,0	1,43	0,29	23,9	107,0	29	262
6	4	15,0	1,01	0,2	12,0	53,5	24	262
7	1	20,0	1,79	0,36	35,9	160,6	41	197
8	2	20,0	1,26	0,25	18,0	80,3	34	197
9	4	20,0	0,89	0,18	9,0	40,1	29	197
10	1	39,4	1,35	0,27	18,3	81,7	105	100
11	2	39,4	0,95	0,19	9,1	40,9	88	100
12	4	39,4	0,67	0,14	4,6	20,4	74	100

Gewählt wurde Variante 3 wegen der für Hydrozyklone wichtigen, niedrigen Feststoffkonzentration c_v von 10%, der hohen Trennschärfe von 24 µm und der für Zyklone durchaus üblichen Höhe von 1,5 m. Die Trennschärfe erreicht den errechneten Wert nicht ganz, wegen der höheren Feststoffkonzentration und dem hohen Volumenstrom. Geschätzt kann ein d_{50} -Wert, jene Partikelgröße wovon 50% gefiltert wird, von 40 µm.

7.1.3.2 M-I Swaco 3-12 Vertical Mount D-Sander^[27]

Eine Fertigungskomponente, die den errechnet werden entspricht ist der 3-12 Vertical Mount D-Sander von M-I Swaco. Er besteht aus drei vertikal angebrachten 12'' (305 mm) Zyklonen.

Im Folgenden die wichtigsten Betriebsdaten:

- Länge / Tiefe / Höhe: 1,034m / 1,918m / 1,989m
- Zyklonendurchmesser, -höhe: 12" (305mm), 1320mm
- Maschinenmasse: 852 kg
- Volumenstrom: 341 m³/h
- Trennschärfe: 95% der Partikel bis 74 µm und 50% bis 40 µm
- Zuflussrohr: Durchmesser 12" (305 mm)
- Überlaufrohr: Durchmesser 10" (254 mm)
- Austragsrohr: Durchmesser 6" (152 mm)

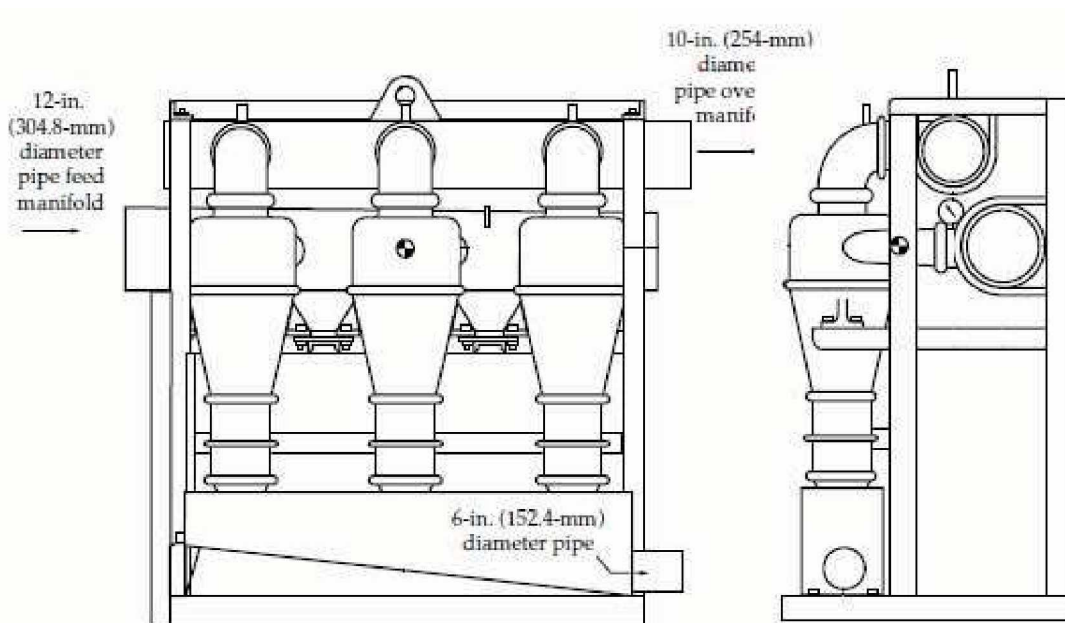


Abbildung 29: M-I Swaco 3-12 Vertical Mount D-Sander

7.1.4 Hydrozyklonstufe 2

7.1.4.1 Auslegung

Gegebene Werte:

- Suspensionsvolumenstrom $\dot{V} = 319,0 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$
- Feststoffkonzentration $c_v = 7,1 \text{ Vol\%}$
- maximaler Druckverlust $\Delta p = 2,5 \text{ bar}$

Entwässerung von Flussschlamm

- Feststoffdichte $\rho_s = 2720 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
- Flüssigkeitsdichte $\rho_F = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
- dynamische Suspensionviskosität $\eta = 0,001 \text{Pa} \cdot \text{s}$

Gesuchte Werte:

- Dimensionsabschätzung des Zyklons
- Ober- und Unterlauf Volumenströme
- Trennkorngröße

Die Feststoffkonzentration c_v ergibt sich folgendermaßen. Vor der ersten Zyklonstufe war der Feststoffvolumenstrom V_s bei $39,5 \text{ m}^3/\text{h}$. Bei einer Trennkorngröße von $40 \mu\text{m}$ werden laut Probennahme 49% der Partikel gefiltert. Da aber nur 50% der $40\mu\text{m}$ -Partikel gefiltert werden, ist die Annahme, dass nur circa 43% der Teilchen abgetrennt werden. Dies führt zu einem übrig gebliebenen Feststoffvolumenstrom V_s von $22,5 \text{ m}^3/\text{h}$.

Es wird mit einer hohen Anzahl von Hydrozyklonen von $n=20$ gerechnet um eine möglichst hohe Trennschärfe zu erreichen.

Zur Vereinfachung werden nur mehr die wichtigsten Ergebnisse aufgelistet.

$$\rho_M = 1121 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\eta_M = 1,203 \text{ m} \cdot \text{Pa} \cdot \text{s}$$

$$\text{Feststoffvolumenanteil } c_{v\text{max}} = 0,8$$

$$\text{Geometrischen Beiwert } K_V = 0,33$$

$$d_o = 33 \text{ mm} \dots \text{ gewählt } d_o = 40 \text{ mm}$$

$$\text{Die weiteren Werte sind } D = 100 \text{ mm}, d_e = 30 \text{ mm}, d_u = 15 \text{ und } L = 500 \text{ mm}$$

$$\text{Anteile der Volumenströme pro Zyklon } \dot{V}_u = 0,874 \text{ m}^3/\text{h}, \dot{V}_o = 15,074 \text{ m}^3/\text{h}.$$

$$\Delta p = 1,403 \cdot \text{bar}$$

$$d_T = 19 \cdot \mu\text{m}$$

7.1.4.2 M-I Swaco 10T4 D-Silter Mud Cleaner^[28]

Eine Fertigungskomponente, die den errechnet werden entspricht ist der 10T4 D-Silter Mud Cleaner von M-I Swaco. Er besteht aus 20 vertikal angebrachten 4" (102 mm) Zyklonen. Die untere Abbildung zeigt die Variante 6T4 mit 12 Zyklonen.

Im Folgenden die wichtigsten Betriebsdaten:

- Länge / Tiefe / Höhe: 2,400m / 0,813m / 1,532m
- Zyklonendurchmesser, -höhe: 4" (102mm), 450mm
- Maschinenmasse: 522 kg
- Volumenstrom: 341 m³/h
- Trennschärfe: 95% der Partikel bis 24 µm
- Zuflussrohr: Durchmesser 6" (152 mm)
- Überlaufrohr: Durchmesser 8" (203 mm)
- Austragsrohr: Durchmesser 6" (152 mm)

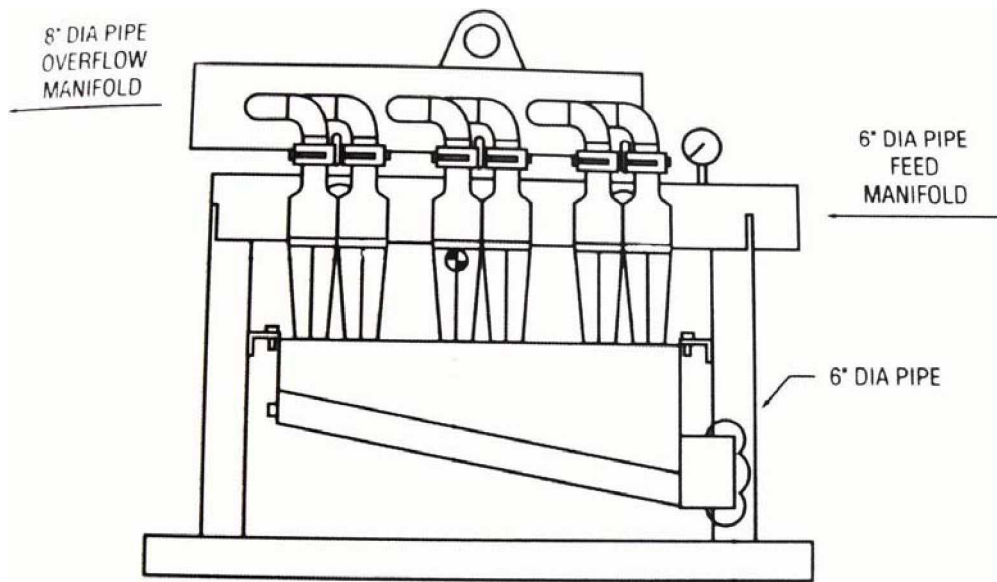


Abbildung 30: M-I Swaco 6T4 D-Silter Mud Cleaner

Der gesamte Austragsvolumenstrom beider Stufen beträgt 67,95 m³/h was einer Volumenreduktion um ein Drittel entspricht. Wird davon ausgegangen, dass zirka 85% des Feststoffes abgetrennt wurde und in diesem Austragsvolumenstrom enthalten ist, entspricht das einem Trockensubstanzanteil von 52 Vol-% ausgehend von einem

Anfangswert von 39 Vol-% TS. Eine weitere Eindickung wäre möglich, würde aber einen hohen Aufwand bei entsprechend geringem Nutzen bringen.

7.2 Anlagenschema 2

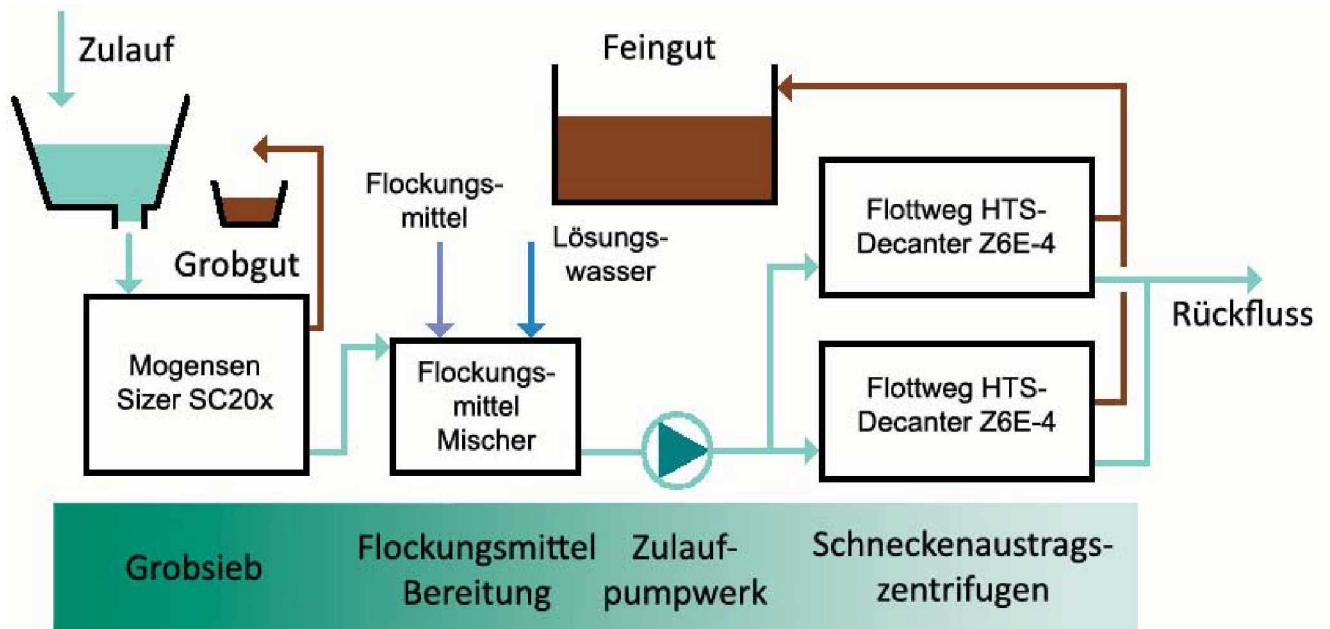


Abbildung 31: Anlagenschema 2

Wie bei Anlagenschema 1 wird der gebaggerte Flussschlamm in einem Zulaufbecken zwischengelagert. Bei einem Aufnahmevolumen von 210 m³ entspricht das einem 6 mal 7 m Becken mit einer Höhe von 5 m. Ebenfalls ist wieder ein verschließbares Ventil zum Regeln des Volumenstromes nötig.

Die Grobsiebung, das heißt das Filtern von Fremdstoffen bis zu Partikeln mit einem Partikeldurchmesser bis 0,5 mm erfolgt vor dem Weiterpumpen des Schlammes zu den Dekanter. Eine entsprechende Schlammpumpe der Firma HydroPipe wäre die M4/3CX-HH mit einem maximalen Volumenstrom von 180 m³/h und einer Baugröße von 0,9 x 0,5 x 0,5 m.

Danach wird der Volumenstrom auf zwei Rohrleitungen gespaltet, von den Dekanter gefiltert und das gefilterte Medium zurück ins Fließgewässer geleitet und des entwässerte Schlamm in einem Aufbewahrungsbecken zwischengelagert, bevor es weiter zu einem Haldenschiff transportiert wird.

Insgesamt hat das Ponton eine abgeschätzte Fläche von 14 mal 15 m und eine Masse der gesamten Anlagen, ohne Zulaufbecken und Aufbewahrungsbecken, von knapp über 20 t.

7.2.1 Grobsieb – Sizer SC20x^[30]

Der Sizer SC20x der Firma Mogensen kann sperrige Fremdstoffe wie Holzreste, Metallreste, große Steine oder anderen nicht organische Stoffe trennen, aber auch durch 4 übereinander angebrachte Siebböden feinere Partikel abtrennen. Die filterbaren Korngrößen liegen zwischen 50 und 0,5 mm, je nach Ausstattung mit den entsprechenden Siebdecks

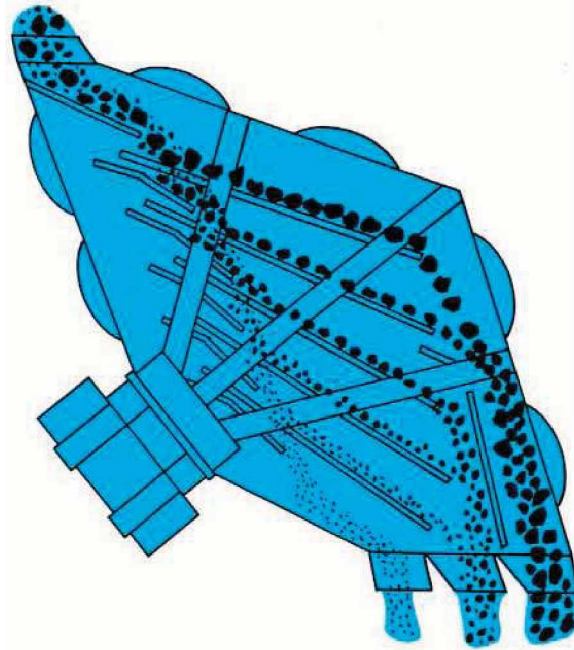


Abbildung 32: Mogensen Sizer SC20x

Kenndaten des Mogensen Sizer SC20x:

- Breite / Tiefe / Höhe: 2,4m / 3,4m / 2,8m
- 4 Siebdecks
- Antrieb: zwei dauergeschmierte 400 V - 50Hz - 9 kW Vibrationsmotoren

7.2.1.1 Siebdecks^[31]

Die gewünschten Siebdecks können selbstständig an die gewünschte Feinheit des gefilterten Gutes angepasst werden. Durch Schnellverschlüsse können die einzelnen Siebböden bei Bedarf schnell und einfach gewechselt werden.

Die Siebdecks werden als Querspanner angebracht, das heißt, dass sie quer zur Flussrichtung des Siebgutes gespannt sind. An der Aufgabeseite sollen möglichst starke Siebdrähte eingesetzt werden um den Verschleiß zu minimieren. Weiters dient auch die Spannschiene als Verschleißschutz. Der eingesetzte Stahl HAVER NIA ist

eine verschleiß- und schwingfester Stahl mit einer hohen Streckgrenze von bis zu 1970 N/mm².

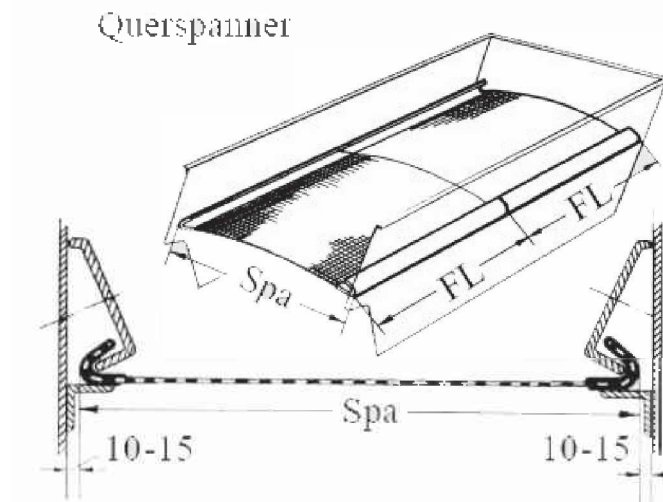


Abbildung 33: Querspanner eines Siebdecks

Die einzelnen Siebdecks mit kleiner werdender Maschenweite:

- H-B 50-8 NIA-F: Maschenweite: $w = 50$ mm, Drahtdurchmesser: $d = 8$ mm, Werkstoff: HAVER NIA, Webform lt. DIN 4783/3: F
- H-B 2-1,4 NIA-A: Maschenweite: $w = 2$ mm, Drahtdurchmesser: $d = 1,4$ mm, Werkstoff: HAVER NIA, Webform lt. DIN 4783/3: A
- H-B 0,75-0,315 NIA-A: Maschenweite: $w = 0,75$ mm, Drahtdurchmesser: $d = 0,315$ mm, Werkstoff: HAVER NIA, Webform lt. DIN 4783/3: A
- H-B 0,5-0,315 NIA-A: Maschenweite: $w = 0,5$ mm, Drahtdurchmesser: $d = 0,315$ mm, Werkstoff: HAVER NIA, Webform lt. DIN 4783/3: A

7.2.2 Dekanter – Flottweg HTS-Decanter Z6E-4

Da der gebaggerte Schlamm schon sehr trocken gewonnen wird, 39 Vol-% TS, braucht man vor der Schneckenausstragszentrifuge keine vorgeschaltete Eindickung, wie es zum Beispiel bei Klärschlamm nötig ist. Das vorgestaltete Grobsieb hat praktisch auch keinen Einfluss auf den Anteil an Trockensubstanz bevor der Schlamm den Dekanter erreicht, da es nur zum Entfernen von sperrigen Grobteilen dient, damit der Dekanter nicht beschädigt wird.

7.2.2.1 Flottweg HTS-Decanter Z6E-4^[32]

Der Flottweg HTS-Decanter ist speziell auf die Entwässerung von bereits eingedicktem Schlamm ausgerichtet. Durch den Rotor mit besonders langen Klärteil und optimalen Konuswinkel können sehr hohe Abscheidegrade erreicht werden. Die mögliche hohe Trommeldrehzahl und die daraus resultierenden Zentrifugalbeschleunigungen von bis zu 3000 g ermöglichen eine hohe Flexibilität bei veränderlichen Schlammkonsistenzen.

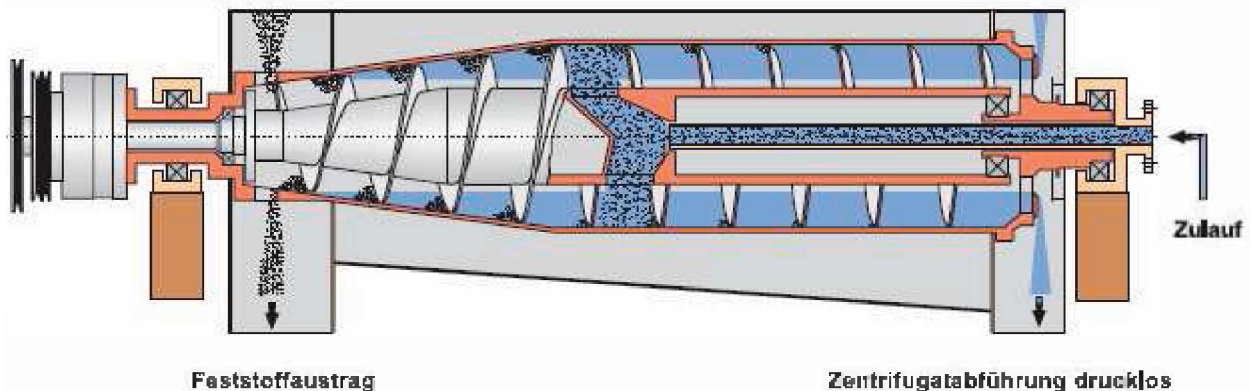


Abbildung 34: Flottweg HTS-Decanter

Im Folgenden die wichtigsten Betriebsdaten:

- Länge / Breite / Höhe: 4,8 m / 1,7 m / 1,5 m
- Maschinenmasse: 9230 kg
- Volumenstrom: 40 - 70 m³/h abhängig von Vorbehandlung und Zusammensetzung des Schlammes
- Trommelantrieb: 400 V - 50Hz - 110 kW Motor
- Schneckenantrieb: 400 V - 50 Hz - 22 kW Flottweg SIMPI-DRIVE
- Flockungsmittel: Polyelektrolyt
- Überlaufwehr: Fernverstellung über exakt justierbare Wehrscheiben
- Werkstoff: alle produktberührende Teile aus Edelstahl (1.4571)
- Schallemission: 75 – 85 dB(A)

Um den nötigen Volumenstrom von über 100 m³/h zu erreichen, sind zwei Flottweg HTS-Decanter Z6E-4 nötig. Genaue Angaben über die mögliche Entwässerungsleistung sind vom Hersteller nicht angegeben. Jedoch kann nach Erfahrungswerten, bei modernen Dekanter von einer Reduktion der Vol-% TS von 20 bis 25 % ausgegangen werden. Das heißt, eine Reduzierung des Volumens auf über 60 Vol-% TS.

Die Schnecke dreht sich mit einer geringen Differenzdrehzahl, relativ zu Trommel. Gezielte konstruktive Gestaltungen der Schnecke bewirken im konischen Teil einen Presseffekt, was zu einem zusätzlichen Entwässerungseffekt führt. Es ist eine möglichst lange Aufenthaltszeit des Feststoffes in der Trommel anzustreben, was durch eine extrem geringe Differenzdrehzahl zwischen Trommel und Schnecke möglich ist. der drehmomentstarke und fein regelbare Schneckenantrieb ermöglicht dies.

Um die Wasserabgabefähigkeit zu erhöhen, werden Flockungsmittel eingesetzt. Über ein Mischrohr, welches vor den Dekanter in die Schlammzuführenden Rohrleitung mündet, kann sich der Schlamm und der Polyelektrolyt optimal im Einlaufraum vermischen. Dadurch ist gewährleistet, dass die Schlammflocken erst beim Eintritt in den eigentlichen Trennraum gebildet werden, was zu optimalen Polymerverbrauchswerten führt.

Der so gewonnene entwässerte Schlamm kann für alle Arten der Weiterverwertung und Entsorgung eingesetzt werden, wie zum Beispiel die landwirtschaftliche Verwertung, die Verbrennung oder die Deponierung.

8 Schlussfolgerung

In der Literaturrecherche wurden eine Vielzahl an verschiedenen Aufbereitungsmethoden für fein dispergierende bis dicke Schlämme gefunden, wobei nur wenige alle geforderten Ansprüche an die Entwässerung von Flussschlamm erfüllen können.

Grundsätzlich zeigt sich, dass die Aufbereitung auf einem Ponton möglich ist. Anlagen können so ausgestattet werden, dass sowohl die begrenzten Platzressourcen als auch die begrenzte maximale Tragfähigkeit kein Problem darstellen.

Es wird sichtbar, dass jene Verfahrensschema, welche bei vergleichbaren Anwendungen verwendet werden, auch bei der Aufbereitung von Flussschlamm vorteilhaft sind. Neben den diskontinuierlich arbeitenden Maschinen, welche keine Option darstellen, sind maximaler Volumenstrom, Feststoffgehalt des Aufgabegutes, absetzbare Korngröße und die Entwässerungsleistung weitere Eigenschaften welche die Auswahl einer Aufbereitungsmethode stark beeinflussen.

Beide erarbeitende Anlagenvarianten könne die gestellten Anforderungen erfüllen.

Variante 1 mit zwei Hydrozyklonstufen hat den Nachteil, dass vor der eigentlichen Entwässerung noch zusätzlich Flüssigkeit beigemengt werden muss um eine optimale Funktion der Hydrozyklone zu gewährleisten. Mit einem Eindickgrad von 15 Vol-% TS bzw. mit 20 bis 25 Vol-% TS bei Variante 2 erfüllen beide Anlagenschema die geforderte große Reduzierung der Volumina und die sofortigen Weiterverwertbarkeit an Land.

9 Quellenverzeichnis

- [1] Grundwissen der Geologie
- [2] Guggenheim, S. (2006) Summary of Recommendations of Nomenclature Committees Relevant to Clay Mineralogy: Report of the Association Internationale Pour L'Etudes Des Argiles (AIPEA) Nomenclature Committee for 2006
- [3] Olböter, Lars (1993) Charakterisierung von Klärschlamm mittels neuer Entwässerungsparameter. Clausthal: Institut für Thermische Verfahrens- und Prozesstechnik, S. 66
- [4] BMA Schaltanlagen GmbH (2009) Mikrowellen-Dichtemessung. Braunschweig, S. 1 - 4
- [5] Kepplinger, Werner & Hollauf, Bernd (2006) Thermische Abfallbehandlung. Leoben: Institut für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes, S. 34 - 35
- [6] Gujer, Willi (1999) Siedlungswasserwirtschaft. Berlin, Heidelberg, S. 64 - 65 & S. 136 - 137 & S. 301 - 302
- [7] Dietrich Wolf (2002) Unterhaltungsbaggerung Havel-Oder-Wasserstraße (HOW) km 10,58 – km 12,00 II. Eberswalde, S. 3
- [8] Olböter, Lars (1993) Charakterisierung von Klärschlamm mittels neuer Entwässerungsparameter. Clausthal: Institut für Thermische Verfahrens- und Prozesstechnik, S. 9
- [9] Hartl, Thomas (2010) Wasser, Schiffe, Güter, Donau. Wien: via donau – Österreichische Wasserstraßen-Gesellschaft mbH
- [10] Klaar Nassbaggertechnik GmbH (2010) Ausführung – Baggertechniken, 10. April 2010, <http://www.klaar-gmbh.de/>
- [11] Kepplinger, Werner (2007) Mechanische Verfahrenstechnik – Mechanical Process Engineering. Leoben: Institut für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes, S. 140 – 147
- [12] Patel, Anant (2009) Mechanische Verfahrenstechnik – für das Studium Regenerative Energien. Bielfeld: Institut für Ingenieurwissenschaften und Mathematik, S. 10 – 12

- [13] Stieß, Matthias (1994) Mechanische Verfahrenstechnik 2. Berlin, Heidelberg, S. 95 – 96
- [14] Tomas, Jürgen (2008) Mechanische Flüssigkeitsabtrennung. Magdeburg: Institut für Mechanische Verfahrenstechnik, S. 120 – 122
- [15] Lehner, Johann (2007) Mechanisches Trennen im Apparate- und Anlagenbau. Wels: HTBLA Wels, Abteilung für Maschinenbau, S. 12
- [16] Patel, Anant (2009) Mechanische Verfahrenstechnik – für das Studium Regenerative Energien. Bielfeld: Institut für Ingenieurwissenschaften und Mathematik, S. 18 – 66
- [17] Stieß, Matthias (1994) Mechanische Verfahrenstechnik 2. Berlin, Heidelberg, S. 155 – 171
- [18] Kepplinger, Werner (2007) Mechanische Verfahrenstechnik – Mechanical Process Engineering. Leoben: Institut für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes, S. 161 – 167 & S. 187 - 189
- [19] Frey, Wilhelm (2010) Masch. Ausrüstung von Abwasserreinigungsanlagen. Wien: Institut für Wassergüte, Ressourcenmanagement und Abfallwirtschaft
- [20] Filtech Entwässerungs AG (2009) Dünnschlamm-Eindickung mit Filtech Drain, 21. April 2010, <http://www.filtech.ch/>
- [21] Arnhold, Thomas (2009) Tiefbohrungen – Explosionsschutz beim Aufbereiten von Bohrflüssigkeit bei Tiefbohrungen, S. 50 – 53
- [22] Ludin, Stefan (2002) Efficiency and Profitability Study of the Solids Control Equipment in the Drilling Department of the OMV AG, S. 11 – 17
- [23] Entsorgungsverband Saar (2008) Kläranlage Überherrn, S. 1 – 12
- [24] M-I Swaco LLC (2009) MD-3 Triple-Deck Shale Shaker – More decks. More Options. Less Space.
- [25] M-I Swaco LLC (2009) DuraFlo Composite Screens for M-I Swaco MD-3 Shakers
- [26] M-I Swaco LLC (2009) Mongoose PT Shale Shaker – Linear- and Dual-Motion Shakers
- [27] M-I Swaco LLC (2009) D-Sander Units



[28] M-I Swaco LLC (2009) High-Volume Mud Cleaners

[29] HydroPipe Vertriebsges. m.b.H (2009) Schlamm-Pumpen – Slurry-Pumps

[30] Mogensen GmbH & Co KG (2001) Der Mogensen Sizer in der 4. Generation – The 4th Generation Mogensen Sizer

[31] Haver & Boecker Drahtweberei und Maschinenfabrik (2009) Haver Industriesiebe

[32] Flottweg Separation Technology AG (2009) Flottweg Decanter zum Einsatz in kommunalen und industriellen Klärwerken

