gefördert durch

Deutsche Bundesstiftung Umwelt

www.dbu.de

# Abschlussbericht

zum Forschungsvorhaben

## Entwicklung eines Mikro**FLOTA**tionsverfahrens zur Konzentrationssteigerung aerober **GRAN**ula in kontinuierlich betriebenen kommunalen Kläranlagen

## - FLOTAGRAN -

Az: 35993 / 01 - 23

| | |
|---|---|
| Berichtszeitraum: | 01.03.2022 – 31.12.2024 |
| Bewilligungsempfänger: | Enviplan Ingenieurgesellschaft mbH |
| Kooperationspartner: | Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft und Umwelttechnik, Ruhr-Universität Bochum |
| | Wupperverbandsgesellschaft für integrale Wasserwirtschaft mbH |

enviplan

RUB

WiW Wupperverbandsgesellschaft für integrale Wasserwirtschaft mbH

# Inhaltsverzeichnis

I Abkürzungsverzeichnis ..... II
II Abbildungsverzeichnis ..... III
III Tabellenverzeichnis ..... VI
1 Zusammenfassung ..... 1
2 Veranlassung und Zielsetzung ..... 6
3 Stand des Wissens ..... 8
4 Durchgeführte Untersuchungen und Ergebnisse ..... 12
4.1 Anzucht aerober Granula zu Versuchszwecken (AS1) ..... 12
4.1.1 Vorüberlegungen ..... 12
4.1.2 Aufbau und Betrieb der Versuchsanlage ..... 14
4.2 Betrachtungen zur Abscheidung der aeroben Granula (AS2) ..... 15
4.2.1 Grundlegende Untersuchungen ..... 15
4.2.2 Vorversuche mit der mobilen Laboranlage LAB-FLOAT ..... 18
4.2.3 Integration der Flotation in die stationäre Versuchsanlage ..... 22
4.2.4 Abtrennversuche mit der stationären Versuchsanlage ..... 25
4.2.5 Erkenntnisse aus dem Dauerbetrieb der Versuchsanlage ..... 29
4.2.6 Numerische Strömungsuntersuchungen ..... 36
4.2.7 Parameter zur Auslegung der Flotationszellen ..... 44
4.3 Planung von Umbaumaßnahmen zur Integration der Flotation für eine großtechnische kontinuierlich beschickte Kläranlage auf aerobe Granula (AS3) 46
4.3.1 Technische Möglichkeiten zur Einbindung der Flotation ..... 46
4.3.2 Einbindung einer Flotation auf der Kläranlage Schwelm ..... 48
4.3.3 Einbindung einer Flotation auf der Kläranlage Marienheide ..... 56
4.4 Empfehlungen für die praxisnahe Integration der Flotation zur Etablierung des Granulaverfahrens auf Belebungsanlagen in Deutschland (AS4) ..... 66
5 Anhang ..... 70
5.1 Kläranlage Schwelm ..... 70
5.1.1 Auswertung Betriebsdaten ..... 70
5.1.2 Kostenzusammenstellung KA Schwelm ..... 73
5.2 Kläranlage Marienheide ..... 76
5.2.1 Auswertung Betriebsdaten ..... 76
5.2.2 Kostenzusammenstellung KA Marienheide ..... 79
Literatur ..... 82

# I Abkürzungsverzeichnis

| Abkürzung | Erläuterung | Einheit |
|---|---|---|
| AGS | Aerob Granularer Schlamm | [-] |
| BB | Belebungsbecken | [-] |
| BSB | Biochemischer Sauerstoffbedarf | [mg/L] |
| C | Kohlenstoff | [-] |
| CFR | Continuous Flow Reactor | [-] |
| $CO_2$ | Kohlenstoffdioxid | [-] |
| CSB | Chemischer Sauerstoffbedarf | [mg/L] |
| EPS | Extrazelluläre Polymere Substanzen | [-] |
| EW | Einwohnerwert | [-] |
| FloS | Flockenschlamm | [-] |
| GK | Größenklasse | [-] |
| HRT | Hydraulische Verweilzeit | [h] |
| ISV | Schlammvolumenindex | [mL/g] |
| KA | Kläranlage | [-] |
| MO | Mikroorganismen | [-] |
| N | Stickstoff | [-] |
| $O_2$ | Sauerstoff | [-] |
| P | Phosphor | [-] |
| PN | Probenahme | [-] |
| SBR | Sequencing Batch Reaktor | [-] |
| SV | Schlammvolumen | [mL/L] |
| TR | Trockenrückstand | [%] |
| TS | Trockensubstanz | [g/L] |
| ÜS | Überschussschlamm | [-] |

# II Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2.1: Anzahl internationaler Veröffentlichungen über Granulaverfahren im kontinuierlich und diskontinuierlich durchflossenen Betrieb ..... 6
Abbildung 4.1: Schema der Versuchsanlage mit der Flotation im Nebenstrom .....13
Abbildung 4.2: Schema der Versuchsanlage mit der Flotation im Hauptstrom .....13
Abbildung 4.3: Aufbau der kontinuierlich betriebenen Versuchsanlage noch ohne Flotationszelle mit 2 Nachkläreinheiten .....14
Abbildung 4.4: Gesiebte Granulen mit einer Größe von 0,5 bis 1,0 mm.....15
Abbildung 4.5: Ermittlung der Sinkgeschwindigkeiten von Granulen im Messzylinder (links) und Vergleich mit berechneten Werten nach OSEEN (rechts) .....16
Abbildung 4.6: Tabelle (links) und grafische Darstellung (rechts) zur Abschätzung der für die Flotation erforderlichen Luftblasenanzahl in Abhängigkeit von Granulendurchmesser und -dichte .....17
Abbildung 4.7: Form und Struktur aerober Granula.....17
Abbildung 4.8: Anteilige Kreisförmigkeit aerober Granula .....18
Abbildung 4.9: Vorder- (links) und Rückansicht (rechts) der LAB-FLOAT .....18
Abbildung 4.10: Anteile der sedimentierten und flotierten Biomasse mit der LAB-FLOAT..19
Abbildung 4.11: Mit der LAB-FLOAT abgetrennte Granulen ohne Flockenschlamm .....19
Abbildung 4.12: Granulen ohne Filamente (links) und mit sehr stark ausgeprägter Filamentierung (rechts) .....20
Abbildung 4.13: Strömungsregime in der LAB-FLOAT.....21
Abbildung 4.14: Getrennte Substratzufuhr (links) und zusätzliches Rührwerk (rechts) in der LAB-FLOAT .....21
Abbildung 4.15: Gesamtansicht der stationären Mikroflotationsanlage (links) und Einbauten in einem schallgedämmten Gehäuse (rechts) .....23
Abbildung 4.16: Flotationszelle mit Leitungsführung und Überströmeinheit .....23
Abbildung 4.17: Geringe Dosierung des Recyclestroms mit den Luftblasen (links) und höhere Dosierung (rechts).....24
Abbildung 4.18: Getrennte Substratzufuhr (links) und Rührwerk (rechts) in der stationären Flotationszelle.....24
Abbildung 4.19: Vergleich des sedimentierten Anteils gesiebter Granulen zwischen der LAB-FLOAT und der stationären Anlage.....25
Abbildung 4.20: Vergleich des sedimentierten Anteils gesiebter Granulen zwischen maximaler und reduzierter Dosierung in der stationären Anlage .....25
Abbildung 4.21: Vergleich des sedimentierten Anteils gesiebter Granulen aus der kontinuierlich durchflossenen Anlage mit gesiebten Granulen aus einem SBR in der stationären Anlage .....26
Abbildung 4.22: Vergleich des sedimentierten Anteils gesiebter Granulen zwischen Standard- und getrennter Substratzufuhr in der stationären Anlage.....26
Abbildung 4.23: Vergleich des sedimentierten Anteils gesiebter Granulen mit und ohne Rührwerk in der stationären Anlage .....27
Abbildung 4.24: Vergleich des sedimentierten Anteils gesiebter und ungesiebter Granulen in der stationären Anlage.....27

Abbildung 4.25: Vergleich des sedimentierten Anteils ungesiebter Granulen zwischen Standard- und getrennter Substratzufuhr in der stationären Anlage .....28
Abbildung 4.26: Vergleich des sedimentierten Anteils ungesiebter Granulen mit und ohne Rührwerk in der stationären Anlage .....28
Abbildung 4.27: Betriebsstörungen durch aufgestauten Flotatschlamm .....29
Abbildung 4.28: Schema der neu konzipierten Flotationszelle .....30
Abbildung 4.29: Aufbau der endgültigen Flotationsanlage .....31
Abbildung 4.30: Detail des Entspannungsventils und der Überströmeinheit.....31
Abbildung 4.31: Detail des oberen Ablaufs mit Abzug des Flotatschlamms .....32
Abbildung 4.32: Schlammzulauf in der neuen Flotationszelle .....32
Abbildung 4.33: Schema der bisherigen Versuchsanlage mit Reaktorvolumen und hydraulischen Aufenthaltszeiten.....33
Abbildung 4.34: Aufteilung der anaeroben Stufe in 2 Reaktoren.....33
Abbildung 4.35: Schema der Versuchsanlage mit Reaktorvolumen und hydraulischen Aufenthaltszeiten nach Aufteilung der anaeroben Stufe .....34
Abbildung 4.36: Granulaentwicklung nach Optimierungsmaßnahmen .....34
Abbildung 4.37: Größenverteilung nach Optimierungsmaßnahmen (Siebung vom 20.11.2024).....35
Abbildung 4.38: Rheometer (links) mit Messbecher und unterschiedlichen Messzylindern (rechts) .....37
Abbildung 4.39: Ablaufschema der Viskositätsmessungen .....37
Abbildung 4.40: Gemessene Fließkurven .....38
Abbildung 4.41: Gemessene Viskositätskurven .....38
Abbildung 4.42: Pfadlinien (links) und Geschwindigkeitskonturen in Zellenmitte (rechts) in der LAB-FLOAT 20.....39
Abbildung 4.43: Bahnlinien der Granulen (links) und Geschwindigkeitskonturen in Zellenmitte (rechts) in der neuen Flotationszelle (20 % TS-Abtrennung) ..40
Abbildung 4.44: Bahnlinien der Granulen (links) und Geschwindigkeitskonturen in Zellenmitte (rechts) in der neuen Flotationszelle (70 % TS-Abtrennung) ..40
Abbildung 4.45: Bahnlinien der Granulen bei offenem T-Stück .....41
Abbildung 4.46: Bahnlinien der Granulen mit Prallplatte im Abstand von 2,5 mm .....41
Abbildung 4.47: Bahnlinien der Granulen mit verschließender Prallplatte .....42
Abbildung 4.48: Bahnlinien der Granulen mit Strömungslenker .....42
Abbildung 4.49: Anteil sedimentierter Granulen bei unterschiedlichen Zulaufgeometrien ..42
Abbildung 4.50: Strömungslenker als CAD-Modell (links oben), nach dem 3D-Druck (links unten) und in eingebautem Zustand (rechts).....43
Abbildung 4.51: Pfadlinien (links) und Geschwindigkeitskonturen in Zellenmitte (rechts) einer in ein Belebungsbecken integrierte Flotationszelle .....43
Abbildung 4.52: Einbindung der Flotation im Hauptstrom inkl. erforderlicher Pumpen .....46
Abbildung 4.53: Einbindung der Flotation im Nebenstrom inkl. erforderlicher Pumpen .....47
Abbildung 4.54: Anlagenteile auf der Kläranlage Schwelm .....48
Abbildung 4.55: Lageplan der Kläranlage Schwelm und Darstellung der maßgebenden Fließwege der biologischen Stufe .....49

Abbildung 4.56: Erforderliches Beckenvolumen der KA Schwelm in Abhängigkeit vom TS-Gehalt ....51
Abbildung 4.57: Fällmittelbedarf KA Schwelm ....51
Abbildung 4.58: Flotation im Hauptstrom KA Schwelm ....54
Abbildung 4.59: Standort Flotation im Hauptstrom neben der Nachklärung (links) und im Nebenstrom vor der Vorklärung (rechts) auf der KA Schwelm ....54
Abbildung 4.60: Flotation im Nebenstrom KA Schwelm ....55
Abbildung 4.61: Stromverbrauch, Fällmittelbedarf, Investitionskosten & Jahreskosten für die untersuchten Varianten ....56
Abbildung 4.62: Anlagenteile auf der Kläranlage Marienheide ....57
Abbildung 4.63: Lageplan der Kläranlage Marienheide und Darstellung der maßgebenden Fließwege der biologischen Stufe ....58
Abbildung 4.64: Darstellung des Beckenvolumen KA Marienheide ....61
Abbildung 4.65: Fällmittelbedarf KA Marienheide ....61
Abbildung 4.66: Flotation im Hauptstrom KA Marienheide ....63
Abbildung 4.67: Flotation im Nebenstrom KA Marienheide ....64
Abbildung 4.68: Möglicher Standort für die Einbindung einer Flotation auf der KA Marienheide neben dem Sandfang und dem Nachklärbecken 2 (links) und Blick auf das Verteilerbauwerk für den Zulauf- und RS-Volumenstrom (rechts) ....64
Abbildung 4.69: Investitionskosten & Jahreskosten für die untersuchten Varianten ....65
Abbildung 5.1: TS-Gehalt in der biologischen Stufe KA Schwelm ....70
Abbildung 5.2: ISV KA Schwelm ....70
Abbildung 5.3: Temperatur in der biologischen Stufe KA Schwelm ....71
Abbildung 5.4: Rücklaufschlammmenge und TS-Gehalt KA Schwelm ....71
Abbildung 5.5: Überschussschlammenge und Schlammfracht KA Schwelm ....72
Abbildung 5.6: Zulaufvolumenstrom KA Schwelm ....72
Abbildung 5.7: TS-Gehalt in der biologischen Stufe KA Marienheide ....76
Abbildung 5.8: Schlammindex (ISV) KA Marienheide ....76
Abbildung 5.9: Temperatur in der biologischen Stufe KA Marienheide ....77
Abbildung 5.10: Rücklaufschlammmenge und TS-Gehalt KA Marienheide ....77
Abbildung 5.11: Überschussschlammenge und Schlammfracht KA Marienheide ....78
Abbildung 5.12: Zulaufvolumenstrom KA Marienheide ....78

# III Tabellenverzeichnis

Tabelle 4.1: Bemessung Flotationszelle der Versuchsanlage ..... 45
Tabelle 4.2: Grundlagendaten KA Schwelm ..... 48
Tabelle 4.3: Zulauffrachten biologische Stufe KA Schwelm ..... 49
Tabelle 4.4: Betriebsdaten KA Schwelm für Rücklauf- und Überschussschlamm ..... 50
Tabelle 4.5: Bemessung Nachklärbecken KA Schwelm in Abhängigkeit vom ISV ..... 50
Tabelle 4.6: Bemessung Flotation KA Schwelm ..... 52
Tabelle 4.7: Grundlagendaten KA Marienheide ..... 57
Tabelle 4.8: Zulauffrachten zur biologischen Stufe der KA Marienheide ..... 58
Tabelle 4.9: Betriebsdaten KA Marienheide für Rücklauf- und Überschussschlamm ..... 59
Tabelle 4.10: Bemessung Nachklärbecken KA Marienheide ..... 59
Tabelle 4.11: Bemessung Flotation KA Marienheide ..... 62
Tabelle 4.12: Bewertungsskala der Einzelkriterien ..... 66
Tabelle 4.13: Bewertungsmatrix KA Schwelm (Verbesserung Reinigungsleistung) ..... 69
Tabelle 4.14: Bewertungsmatrix KA Marienheide (Einhaltung EU KARL) ..... 69
Tabelle 5.1: Kostenzusammenstellung KA Schwelm: Flotation im Hauptstrom ..... 73
Tabelle 5.2: Kostenzusammenstellung KA Schwelm: Flotation im Nebenstrom ..... 74
Tabelle 5.3: Kostenzusammenstellung KA Schwelm: Erweiterung Belebung ..... 75
Tabelle 5.4: Kostenzusammenstellung KA Marienheide: Flotation im Hauptstrom ..... 79
Tabelle 5.5: Kostenzusammenstellung KA Marienheide: Flotation im Nebenstrom ..... 80
Tabelle 5.6: Kostenzusammenstellung KA Marienheide: Erweiterung Belebung ..... 81

# 1 Zusammenfassung

Das Ziel im Projekt FLOTAGRAN war die Entwicklung eines Mikroflotationsverfahrens zur optimalen Abtrennung aerober Granula von flockigem Schlamm für ein kontinuierlich durchflossenes kommunales Abwasserreinigungsverfahren. Damit sollen hohe Biomassegehalte und darüber hinaus hohe Reinigungsleistungen erreicht werden.

Aerobe Granula sind eine Sonderform der Biofilmverfahren ohne Aufwuchskörper. Durch die Kombination von großer spezifischer Oberfläche und der Etablierung auch langsam wachsender spezialisierter Mikroorganismen können sie deutlich höhere Reinigungsleistungen als die etablierten Verfahren auf Basis der Belebtschlammflocken erreichen. Die höheren Reinigungsleistungen ermöglichen bessere Ablaufwerte und kleinere Beckenvolumen sowie eine geringere Überschussschlammproduktion. Darüber hinaus lässt der Einsatz aerober Granula einen geringeren Energiebedarf erwarten.

Die Flotation ist ein weitverbreitetes Trennverfahren und wird seit einigen Jahrzehnten auch in der Abwasserreinigung (u.a. zur Vorklärung und Eindickung) verwendet. Allerdings wurde das Verfahren nach Kenntnisstand der Autoren noch nicht zur Abtrennung aerober Granula von Flockenschlamm und Wasser eingesetzt. Gegenüber anderen Trennverfahren (z.B. Nachklärbecken) sind durch den Einsatz der Mikroflotation wesentliche Vorteile zu erwarten, so ist beispielsweise ein stufenloser Regelbereich von 0 % (keine flotative Abtrennung, nur Sedimentation wie in einem Nachklärbecken) bis 100 % (maximale Flotationsleistung gemäß Auslegung) sehr einfach zu realisieren und damit eine hervorragende Anpassung unabhängig vom Zufluss möglich. Gegenüber vielen anderen Anwendungsfällen der Flotation werden bei der Abtrennung des Flockenschlamms von den aeroben Granula keine zusätzlichen Chemikalien eingesetzt.

Das Projekt war in 2 Phasen unterteilt; in Phase 1 erfolgten primär die Grundlagenuntersuchungen, während die weitergehenden Betrachtungen in Phase 2 durchgeführt wurden. Der Bearbeitungszeitraum sollte zunächst 30 Monate betragen, wurde aufgrund von Verzögerungen aber mit Zustimmung der DBU kostenneutral um 4 Monate verlängert. Der vorliegende Abschlussbericht fasst die Ergebnisse der in beiden Projektphasen durchgeführten Arbeiten zusammen.

Zu Beginn des Projekts wurden die aeroben Granula auf der Versuchsanlage des Lehrstuhls für Siedlungswasserwirtschaft und Umwelttechnik (LSU) im Labormaßstab gezüchtet. Da es am LSU bereits wiederholt gelungen war aerobe Granula in kontinuierlich durchflossenen Reaktoren (Continuous Flow Reactor, CFR) zu erzeugen, wurden die Granulen auch mit einer kontinuierlich durchflossenen Anlage erzeugt. Die erste Bildung kleiner Granulen wurde nach etwa 3 Wochen beobachtet und gelang ohne Inokulation mit Granulen fremder Herkunft, nur mit Belebtschlamm und kommunalem Abwasser der Kläranlage Bochum-Ölbachtal (Ruhrverband). Da die Flotationszelle erst angefertigt werden musste, wurden zur Anzucht der Granula in der Anfangsphase des Projektes zwei Nachklärbecken in Reihe geschaltet. Das erste Nachklärbecken wurde dann später durch die Flotationszelle ersetzt. Die Anlage war so konzipiert, dass sie nach Einbau der Zelle ohne Unterbrechung weiter betrieben werden konnte.

Die ersten Abtrennversuche erfolgten mit der mobilen Mikroflotationsanlage LAB-FLOAT von Enviplan. Damit konnte die grundsätzliche Funktionsfähigkeit des Verfahrens frühzeitig nachgewiesen werden.

Die ersten Ergebnisse zeigten, dass sich mit der LAB-FLOAT Granulen von etwa 1 mm und größer gut abtrennen ließen, kleinere von weniger als 1 mm nur bedingt, sie flotierten teilweise und schwammen mit dem Flockenschlamm auf. Während den sedimentierten Granulen nahezu kein Flockenschlamm anhaftete, enthielt das Flotat neben dem Flockenschlamm auch vereinzelt kleine Granulen. Als nachteilig stellten sich Filamente heraus, denn kleine Granulen von deutlich weniger als 1 mm ließen sich auch abtrennen, wenn sie eine glatte Oberfläche und keine oder nur wenige Filamente besaßen. Größere Granulen ab etwa 1,5 bis 2 mm ließen sich auch mit vielen Filamenten immer vollständig abtrennen.

Der Recyclestrom der LAB-FLOAT konnte von den üblichen etwa 100 L/h auf Werte um 25 bis 30 L/h verringert und auch der Druck von den typischen 3 bar teilweise auf unter 2 bar reduziert werden. Diese Beobachtungen lassen damit geringere Energieverbräuche als zunächst angenommen für die Großtechnik erwarten.

Basierend auf diesen ersten Erkenntnissen wurde gemeinsam mit der Firma Enviplan eine stationäre Anlage entwickelt, die auch für Batch-Versuche eingesetzt werden konnte. Diese Flotationsanlage ermöglichte bessere Abscheideleistungen durch verbesserte Zulaufgeometrien und eine optimierte Strömungsführung, insbesondere bei kleineren Granulen.

Die stationäre Flotationsanlage wurde zusätzlich mit einer Überströmeinheit ausgestattet, mit der die Recyclestrommenge der Flotationszelle stufenlos zwischen 0 % und 100 % über einen regelbaren hydraulischen Kurzschluss eingestellt werden kann. Bei 0 % findet kein Durchfluss statt und es gelangen auch keine Luftblasen in die Zelle. In dieser Einstellung arbeitet die Anlage wie ein kleines Nachklärbecken. Mit 100 % Recyclestrom wird die Maximalleistung der Anlage erreicht.

Die Ergebnisse zeigen, dass die Abtrennung von Flockenschlamm aus dem Abwasser sehr schnell, äußerst zuverlässig (~ 100 %) und mit sehr geringer Dosierung der Luftblasen funktioniert. Weiterhin konnte nachgewiesen werden, dass auch die erwartete Abtrennung der Granulen von Flockenschlamm und Wasser gelingt. Sie funktioniert bei Granulen ab einer Größe von etwa 1 mm sehr gut (überwiegend 85 – 95 %) und ab etwa 1,5 mm zu 100 %, selbst wenn diese viele Filamente besitzen. Granulen dieser Größe wurden immer vollständig abgeschieden, unabhängig von der Filamentierung und der Luftblasendosierung.

Bei kleineren Granulen nimmt die Trennwirkung erwartungsgemäß ab, insbesondere wenn sie Filamente besitzen. Sind diese nicht vorhanden, lassen sie sich auch bei Durchmessern von weniger als 0,5 mm gut abtrennen. Je nach Randbedingungen auch zu mehr als 90 %. Analog zur Wirkung der Filamente, kann die Anhaftung von Flockenschlamm die Abtrennung kleinerer Granulen verschlechtern, da sich am anhaftenden Flockenschlamm Luftblasen anlagern, die das gesamte Aggregat aufschwimmen lassen. Bei Versuchen mit zusätzlichen Scherkräften, die durch ein Rührwerk erzeugt wurden, konnte die Abtrennung mit dieser zweiten Anlage noch weiter verbessert werden. Ebenso durch den erweiterten Regelbereich der Luftblasendosierung. Die Ergebnisse der mit der stationären Flotationsanlage durchgeführten Batchversuche zeigen damit eine deutlich bessere Abtrennung der Granulen, als dies anfangs mit der mobilen LAB-FLOAT möglich war.

Der Nachweis, dass aerobe Granula mit der Mikroflotation von Flockenschlamm und Wasser abgetrennt werden können, war damit erbracht. Im Gegensatz zu vielen anderen Anwendungen der Mikroflotation, ist hier jedoch die Dosierung der feinen Luftblasen ein entscheidender Faktor. Abhängig von der Beschaffenheit der aeroben Granula, lassen sich bei Mindestgrößen zwischen 1 und 2 mm immer alle Granulen abtrennen, auch wenn sie mit maximaler Dosierung beaufschlagt werden und daher mit sehr vielen Luftblasen in

Kontakt kommen. Bei den kleineren Granulen zwischen 0,3 mm und etwa 1 mm ist dagegen eine Dosierung der Luftblasen erforderlich, die so einzustellen ist, dass der Flockenschlamm flotiert und die Granulen sedimentieren.

Während die beschriebenen Versuchsreihen im Batch-Betrieb der Flotationsanlage sehr gut funktionierten, traten im Dauerbetrieb zunächst Störungen durch Verstopfungen von Leitungen, Anschlüssen und Pumpen auf. Durch den Einsatz anderer Pumpen und geänderter (größerer) Anschlüsse bzw. Zu- und Abläufe, konnten diese Betriebsstörungen nahezu vollständig vermieden werden.

Die Erfahrungen zeigten auch deutlich die hohe Relevanz der oben genannten Dosierung der Luftblasen in der Flotation für einen zuverlässigen Betrieb. Bei der Versuchsanlage wurden vereinzelt schwankende und damit teilweise auch unpassend hohe Dosierungen der Luftblasen in der Flotation beobachtet, damit besteht die Gefahr des ungewollten Austrags von Biomasse.

Die fortwährend gewonnenen Betriebserfahrungen ermöglichten weitere Optimierungen für den kontinuierlichen Betrieb. So wurde für die Trennung der aeroben Granula vom Flockenschlamm schließlich eine weiterentwickelte Flotationskolonne mit sehr großen Anschlussquerschnitten konzipiert. Sie wurde bis zum Projektende erfolgreich im Dauerbetrieb eingesetzt.

Überlegungen zur optimierten Bildung und Stabilität der aeroben Granula führten zu einer Aufteilung der anaeroben Stufe in zwei getrennte Reaktoren mit gleichem Gesamtvolumen, um damit einen höheren Konzentrationsgradienten realisieren zu können. Im weiteren Verlauf des Dauerbetriebs wurde auch das Belüftungskonzept geändert und auf eine intermittierende Belüftung umgestellt. Durch beide Maßnahmen konnte eine erheblich bessere Granulierung und Stabilität der Granulen erreicht werden. Während anfangs Durchmesser von über 1 mm eher selten waren, erreichten die Granulen nun mehr als 3 mm.

Der Dauerbetrieb der Anlage lief vollständig automatisiert und hat von vornherein sehr gut funktioniert, sowohl hinsichtlich der Pumpen- und Belüfterregelung, als auch der Steuerung für die Mikroflotation. Für den Betrieb im Labormaßstab wurde lediglich die automatisierte Reinigung des Entspannungsventils auf manuellen Betrieb umgestellt. So konnten Druckschwankungen und damit verbundene ungünstige Strömungsverhältnisse mit Schlammabtrieb vermieden werden.

Mit den durchgeführten Arbeiten konnte erstmalig gezeigt werden, dass die Abtrennung aerober Granula von Flockenschlamm mit der Mikroflotation in einem kontinuierlich durchflossenen Abwasserreinigungsverfahren möglich ist.

Weitere Verbesserungen kann ein pilot- oder großtechnischer Maßstab ermöglichen, da die Einschränkungen durch die Miniaturisierung der Flotationsanlage auf den Labormaßstab in größeren Anlagen nicht zu erwarten sind.

Begleitend zu den Arbeiten an der Versuchsanlage wurde die Strömung in den Flotationszellen auch numerisch untersucht, um das Strömungsregime besser verstehen und Detailoptimierungen durchführen zu können. So wurde ein Strömungslenker entwickelt, der den ungewollten Austrag von kleinen Granulen über den oberen Ablauf verringert und im 3D-Druck hergestellt wurde.

Beispielhaft betrachtet wurde auch die mögliche Integration einer Flotationszelle in ein bestehendes Belebungsbecken. Die Berechnungsergebnisse zeigen, dass die Integration einer Flotationszelle in ein Belebungsbecken grundsätzlich möglich erscheint. Allerdings erfordern die hydraulischen Interaktionen zwischen getauchter Flotationszelle und umgebendem Belebungsbecken noch weitere Detailbetrachtungen, denn die Strömung im Belebungsbecken kann die Strömung in der Flotationszelle beeinflussen und damit die Abscheidung signifikant beeinträchtigen.

Für zwei Kläranlagen des Wupperverbands wurde darüber hinaus die technische Einbindung einer Flotation in eine kontinuierlich betriebene biologische Stufe untersucht. Die biologischen Stufen wurden bemessen, um die Auslastung der Anlage im Istzustand zu beurteilen und die mögliche Erhöhung der Ausbaukapazität durch die Etablierung von aeroben Granula und der Einbindung einer Flotation zu ermitteln. Für die Bemessung wurde für das Granulaverfahren ein TS-Gehalt von 4,4 g/L angesetzt. Weiterhin wurden die maßgebenden Auslegungsgrößen für die Einbindung einer Flotationsanlage ermittelt. Hierbei wurde die Integration der Flotation im Hauptstrom und im Nebenstrom untersucht. Für die unterschiedlichen Varianten wurden Lageplankonzepte erarbeitet und es erfolgte ein Kostenvergleich.

Die Einbindung der Flotation im Haupt- oder im Nebenstrom konnte auf beiden Kläranlagen aufgrund des relativ geringen Platzbedarfs auf den vorhandenen Freiflächen umgesetzt werden. Die Wirtschaftlichkeitsuntersuchung zeigte bei der Kläranlage Schwelm für die Flotation im Neben- als auch im Hauptstrom einen deutlichen Kostenvorteil gegenüber einer klassischen Erweiterung der konventionellen Biologie auf. Für die Kläranlage Marienheide zeigte die Wirtschaftlichkeitsuntersuchung einen Kostenvorteil nur für die Einbindung der Flotation im Nebenstrom. Eine Flotation im Hauptstrom führt zu höheren Investitions- und Betriebskosten und damit höheren Jahreskosten als für eine klassische Erweiterung der biologischen Stufe mit Flockenschlamm.

Die Ergebnisse haben ferner gezeigt, dass durch die erhöhte biologische Phosphorelimination mit einem (anaeroben) Bio-P-Becken, signifikante Einsparungen beim Fällmittelbedarf zu erwarten sind. Damit sind Kosteneinsparungen und eine Verringerung von $CO_2$-Emissionen verbunden.

Das favorisierte Granulaverfahren sollte in Kombination mit einer intermittierenden Belüftung realisiert werden. Da, anders als die beiden untersuchten Kläranlagen, viele Anlagen mit vorgeschalteter Denitrifikation arbeiten, würde bei einer Umstellung auf aerobe Granula der Energiebedarf für die Pumpleistung der Rezirkulation vollständig entfallen. Damit kann der Energieverbrauch einer Kläranlage um etwa 3 % gesenkt werden.

Ein weiteres noch nicht quantifiziertes Einsparpotenzial stellt auch der bessere Sauerstoffeintrag beim Granulaverfahren dar, mit dem der Energiebedarf für die Belüftung reduziert werden kann. Auch kleine Einsparungen sind hier relevant, da die Belüftung hinsichtlich des Energiebedarfs typischerweise der größte Einzelverbraucher auf einer Kläranlage ist.

Mit der beispielhaft durchgeführten Bewertung in Form einer multikriteriellen Bewertungsmatrix konnte anhand der beiden genannten Kläranlagen aufgezeigt werden, dass die Etablierung des Granulaverfahrens mit der Integration der Flotation auf Belebungsanlagen eine Umsetzungsvariante für die Erweiterung überlasteter Kläranlagen (KA Schwelm) oder zur Einhaltung verschärfter Anforderungen für die Stickstoffelimination (KA Marienheide) darstellen kann. Bei der weiteren Entwicklung des Verfahrens sollte ein Schwerpunkt auf der Reduzierung des Energieverbrauchs durch eine bessere hydraulische Einbindung in den Fließweg liegen, um die Pumpkosten zu minimieren.

Die Projektergebnisse zeigen, dass aerobe Granula in Kombination mit einer Flotation im kontinuierlich durchflossenen Betrieb einer üblichen Kläranlage sinnvoll eingesetzt werden können. Aufgrund des relativ geringen Technology Readiness Level (TRL) von TRL 4 (Versuchsaufbau im Labor) konnte jedoch noch keine verlässliche Aussage zum Potential für eine deutschlandweite Umsetzung abgeschätzt werden. Insbesondere fehlen hier noch Versuchsergebnisse zur erreichbaren Stickstoffelimination mit dem Granulaverfahren. Mit der Umsetzung der neuen EU-KARL (EU-KARL, 2024) sind jedoch verschärfte Anforderungen für die Stickstoffelimination auf kommunalen Kläranlagen größer 100.000 E einzuhalten. Der 36. Leistungsnachweis kommunaler Kläranlagen (DWA, 2024) zeigte auf, dass viele Kläranlagen der GK 3 bis GK 5 diesen Wert nicht einhalten und entsprechende Erweiterungsmaßnahmen unter meist beengten Platzverhältnissen erforderlich werden. Das entwickelte platzsparende Verfahren zur Etablierung von aeroben Granula in kontinuierlich betriebenen Belebungsanlagen kann hier eine nachhaltige Lösungsvariante darstellen.

# 2 Veranlassung und Zielsetzung

Eine funktionierende Abwasserbehandlung ist ein zentraler Bestandteil unserer heutigen Umwelt- und Gesundheitspolitik. Die Voraussetzung dafür ist eine zuverlässige und leistungsfähige Abwasserreinigung insbesondere in dicht besiedelten und industriell geprägten Regionen Deutschlands (wie beispielsweise dem Ruhrgebiet) mit teilweise hochbelasteten Vorflutern. Dazu leisten moderne Kläranlagen zwar bereits einen großen Beitrag, im Detail gibt es jedoch Verbesserungspotential und zwar nicht nur in Bezug auf die Reinigungsleistung.

So haben Kläranlagen auch aus energetischer Sicht einen besonderen Stellenwert, denn vielfach sind sie innerhalb einer Kommune die größten Einzelverbraucher an Energie. Damit kommt energiesparenden Abwasserreinigungsverfahren sowohl aus Gründen des Klimaschutzes mit einer Reduktion des $CO_2$-Ausstosses, wie auch aus wirtschaftlichen Gesichtspunkten aufgrund steigender Energiekosten, eine wesentliche Bedeutung zu. Und nicht zuletzt stellt die zunehmende Problematik der zu entsorgenden Klärschlämme mit ihren erheblichen Kosten eine weitere Herausforderung dar.

Verbesserungen diesbezüglich lässt der Einsatz aerober Granula erwarten. Dabei handelt es sich um eine Sonderform von Biofilmen ohne zusätzliches Trägermaterial. Aerobe Granula haben das Potential, höhere Umsatzraten und Anlagendurchsätze als konventionelle Belebungsanlagen mit Flockenschlamm zu erreichen. Damit wird eine bessere Reinigungsleistung bei gleichem Volumen erreicht oder ein entsprechend geringerer Flächen- bzw. Volumenbedarf benötigt. Granulaverfahren sind daher auch für die Ertüchtigung und Erweiterung bestehender Kläranlagen prädestiniert, u.a. auch unter dem Aspekt des Platzbedarfs für weitere Reinigungsverfahren (z.B. 4. Reinigungsstufe). Außerdem entsteht bei der Abwasserreinigung mit aeroben Granula weniger Überschussschlamm. Ein konkretes Umweltentlastungspotenzial existiert somit in den Bereichen Gewässerschutz, Flächen- und Energiebedarf sowie einer geringeren Überschussschlammproduktion.

Ein großtechnischer Einsatz aerober Granula erfolgt bisher nur sehr vereinzelt in diskontinuierlich durchflossenen Verfahren (SBR) und selbst in der Forschung wird noch überwiegend an diskontinuierlich durchströmten Verfahren gearbeitet (Yan, 2021, siehe Abbildung 2.1).

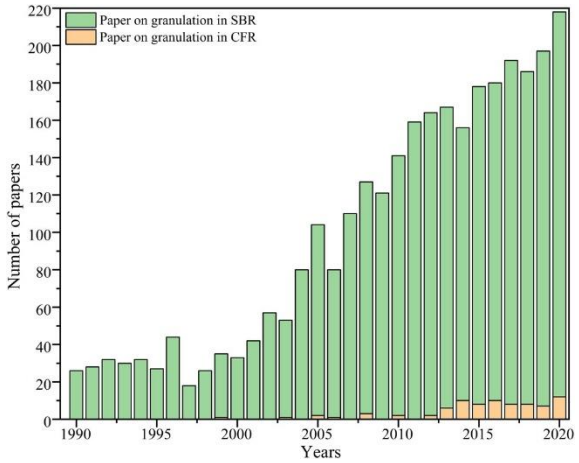



**Abbildung 2.1:** Anzahl internationaler Veröffentlichungen über Granulaverfahren im kontinuierlich und diskontinuierlich durchflossenen Betrieb

Da die meisten Kläranlagen jedoch mit kontinuierlich durchströmten Reaktoren arbeiten, ist eine Etablierung aerober Granula für den kontinuierlich durchflossenen Kläranlagenbetrieb wünschenswert. Das Ziel dieses Projektes war daher die Entwicklung der Abtrennung aerober Granula von flockigem Schlamm mittels Mikroflotation für ein kontinuierlich durchströmtes Abwasserreinigungsverfahren. Damit soll ein hoher Biomassegehalt und die Ansiedlung spezialisierter Mikroorganismen mit langen Generationszeiten erreicht werden. Zusammengefasst werden durch den Einsatz aerober Granula folgende Vorteile erwartet:

- Verbesserung des Gewässerzustands durch eine verbesserte Reinigungsleistung,
- geringerer Energiebedarf,
- kleinere Beckenvolumen, geringerer Flächenbedarf,
- geringere Überschussschlammproduktion,
- geringere Kosten.

# 3 Stand des Wissens

Das zentrale Verfahren in einer Kläranlage ist meist die biologische Abwasserreinigung, die seit langem weltweit etabliert ist und üblicherweise in Form des Belebtschlammverfahrens angewendet wird. Dabei übernehmen die im Wasser als Schlammflocken frei verteilten Mikroorganismen die Reinigung des Abwassers. Trotz großer Erfahrung und Weiterentwicklungen hat das Verfahren Grenzen, die primär in der Leistungsfähigkeit des Stoffwechsels der Mikroorganismen sowie im Rückhalt der Biomasse begründet sind. Durch die Abscheidung und die Rückführung des Belebtschlamms am Ende des Belebungsverfahrens wird die Menge an leistungsfähiger und spezialisierter Biomasse im Belebungsbecken erhöht und gleichzeitig ein ausreichendes Schlammalter sichergestellt, was für die Etablierung und den stabilen Betrieb des Verfahrens zwingend notwendig ist.

Zur Ansiedlung spezialisierter Mikroorganismen mit langen Generationszeiten eignen sich insbesondere Biofilmverfahren, bei denen die Mikroorganismen als Biofilm auf der Oberfläche eines Trägermaterials aufwachsen. Eine Sonderform von Biofilmen stellen aerobe Granula als Biofilmaggregate ohne Trägermaterialien dar. Aufgrund ihrer besseren Abtrenneigenschaften gegenüber herkömmlichem Belebtschlamm in Flockenform lassen sich mit aeroben Granula deutlich höhere Biomassegehalte realisieren.

Die Kombination aus großer spezifischer Oberfläche und langfristiger Immobilisierung auch langsam wachsender Mikroorganismen ermöglicht nicht nur signifikant höhere Raumumsatzraten und höhere Durchsätze, sondern auch eine geringere Überschussschlammproduktion. Darüber hinaus können Nitrifikation und Denitrifikation zur Stickstoffentfernung sowie die biologische Phosphorelimination simultan in den verschiedenen Schichten der einzelnen Granula ablaufen und damit auch in einem einzelnen Becken. Dadurch lässt sich die Anzahl der erforderlichen Becken reduzieren, und diese können auch kleiner ausgeführt werden.

Neben höheren Reinigungsleistungen können Granulaverfahren daher auch Kosteneinsparungen ermöglichen. So zeigen Untersuchungen und Planungen von Kläranlagen mit Ausbaugrößen zwischen 10.000 und weit über 100.000 EW deutliche Vorteile für Granulaverfahren (Alt, 2018; Oeldscheid, 2018). Im Vergleich zu konventionellen Verfahren werden Einsparungen bei den Investitionskosten von 10 - 20 % und beim Flächenbedarf zwischen 40 % und 75 % genannt.

Zum Energieeinsparpotential für den großtechnischen Kläranlagenbetrieb bei Umstellung von konventionellem (flockigem) Belebtschlamm auf aerobe Granula existieren bisher nur wenige Angaben.

In Deutschland ist bisher noch keine kontinuierlich durchflossene Kläranlage mit aeroben Granula in Betrieb. Die vom Ruhrverband betriebene Kläranlage in Altena wurde auf das niederländische Nereda®-Verfahren im diskontinuierlich durchströmten SBR-Betrieb umgestellt. Der Betreiber erwartet 30 % Einsparungen beim Energiebedarf (Ruhrverband, 2022).

Da aus Deutschland bisher keine Daten zu den möglichen Energieeinsparungen vorliegen, werden nachfolgend einige Zahlen aus Veröffentlichungen in anderen Ländern aufgeführt.

Untersuchungen aus den Niederlanden mit dem NEREDA- (SBR-) Verfahren zeigen etwa 30 % bis 40 % Energieeinsparung bezogen auf den CSB-Abbau, das Potential wird mit bis zu 50 % angegeben (Giesen und Thompson, 2013; Niermans et al., 2009).

Der Energieverbrauch der KA Garmerwolde (ebenfalls NEREDA-Verfahren in den Niederlanden) ist 58 - 63 % niedriger als bei einer durchschnittlichen konventionellen Kläranlage (mit flockigem Belebtschlamm) in den Niederlanden (Pronk et al., 2015).

Eine Studie aus dem Jahr 2019, die Kläranlagen mit aeroben Granula in verschiedenen Ländern untersuchte, nennt einen geringeren Flächenbedarf von 50 % bis 75 % und einen niedrigeren Energieverbrauch von 30 % bis 48 % im Vergleich zum herkömmlichen Belebtschlammverfahren (Yarlagadda et al., 2019).

Das favorisierte Granulaverfahren soll in Kombination mit einer intermittierenden Belüftung realisiert werden. Da viele Kläranlagen mit vorgeschalteter Denitrifikation arbeiten, würde bei einer Umstallung auf aerobe Granula der Energiebedarf für die Pumpleistung der Rezirkulation vollständig entfallen. Damit kann der Energieverbrauch einer Kläranlage um etwa 3 % gesenkt werden.

Ein noch nicht quantifiziertes Einsparpotenzial stellt auch der bessere Sauerstoffeintrag beim Granulaverfahren dar, mit dem der Energiebedarf für die Belüftung reduziert werden kann. Auch kleine Einsparungen sind hier relevant, da die Belüftung hinsichtlich des Energiebedarfs typischerweise der größte Einzelverbraucher auf einer Kläranlage ist.

Ferner ist davon auszugehen, dass die Überschussschlammproduktion abnimmt. Dadurch werden nicht nur erhebliche Kosten eingespart, sondern auch negative Umwelt-auswirkungen vermindert, beispielsweise im Rahmen der Schlammentsorgung oder durch weniger Transporte mit entsprechenden Schadstoff- und $CO_2$-Emissionen.

Bisher werden aerobe Granula meist in diskontinuierlich durchflossenen SBR kultiviert. Kommunale Kläranlagen arbeiten jedoch fast ausschließlich mit kontinuierlichem Durchfluss. Über diese kontinuierliche Betriebsweise mit aeroben Granula existiert (mit Ausnahme erster Anlagen unter Einsatz von Hydrozyklonen) bisher jedoch wenig Wissen.

Erste Ergebnisse sind beispielsweise von der TU Wien bekannt (Jahn et al., 2019). Diese Untersuchungen betrachteten jedoch primär unterschiedliche Beschickungsvarianten für den kontinuierlichen Betrieb und nicht den Energiebedarf oder Details zur Abtrennung der Granula.

Als Trennverfahren werden bisher meist Absetzeinrichtungen auf Basis der Schwerkraft (wie Nachklärbecken) sowie Hydrozyklone und vereinzelt auch feine Siebe verwendet. Diese Verfahren haben jedoch auch Nachteile, so sind beispielsweise die Möglichkeiten zur Regelung eines Nachklärbeckens begrenzt, da die Beckengeometrie und -größe feststeht, der Zufluss gegeben ist und auch die Erdbeschleunigung nicht beeinflusst werden kann. Eine Möglichkeit könnten verstellbare Trennwände sein, die aber nur mit erheblichem Aufwand zu realisieren wären. Bei Sieben stellt sich ebenfalls die Frage nach den Regel-möglichkeiten und dem Wartungsbedarf je nach Abwasserbeschaffenheit. Beim Einsatz von Hydrozyklonen sind auch die Scherkräfte auf die Granulen zu berücksichtigen. Darüber hinaus sind einige Verfahren auch patentrechtlich geschützt. Mit dem Einsatz der hier favorisierten Flotation werden patentrechtliche Schwierigkeiten umgangen, da sie als Trennverfahren bisher im Zusammenhang mit aeroben Granula noch nicht eingesetzt oder patentiert wurde. Der Umsetzung wissenschaftlicher Ergebnisse in die Ingenieurpraxis steht somit auch aus dieser Sicht nichts entgegen.

Beim Einsatz der Mikroflotation ist durch die Dosierung von Recyclestrom und Luftblasen ein Regelbereich von 0 % (keine flotative Abtrennung, nur Sedimentation wie in einem Nachklärbecken) bis 100 % (maximale Flotationsleistung gemäß Auslegung der Anlage) möglich, der aus technischer Sicht auch sehr einfach zu realisieren ist. So kann

grundsätzlich die Abtrennung des Flockenschlamms von den Granulen vorgegeben und damit ein gewünschtes Granula-Flockenschlamm-Verhältnis (beispielsweise 80 %:20 %) eingestellt werden. Darüber hinaus kann auch auf Schwankungen des Zulaufs und der Fracht nahezu verzögerungsfrei reagiert werden. Da der Platzbedarf für die Mikroflotation im Vergleich zu einem Nachklärbecken erheblich geringer ist, wird erwartet dass die Technik vergleichsweise einfach in bestehende Anlagen integriert werden kann.

Grundsätzlich handelt es sich bei der Flotation um ein Trennverfahren, bei dem durch die Anlagerung kleiner Gasblasen an die im Wasser verteilten Schweb- und Schwimmstoffe spezifisch leichtere Aggregate entstehen, die an die Oberfläche steigen und dort entfernt werden. Die Flotation ist ein etablierter großtechnischer Prozess, der bereits sehr lange und häufig in der Erzaufbereitung und der Kohlegewinnung eingesetzt wird. In den letzten Jahrzehnten wird das Verfahren unter anderem auch im Papierrecycling (Abtrennung der Druckfarben) und der Abwasserreinigung (z.B. zur Vorklärung und Eindickung) verwendet. Der Einsatz zur Abtrennung aerober Granula von Flockenschlamm und Wasser ist nach derzeitigem Kenntnisstand noch nicht untersucht worden.

Üblicherweise wird bei der Flotation die unterschiedliche Benetzbarkeit der verschiedenen Partikel genutzt; so lagern sich die Gasblasen leicht an hydrophobe Oberflächen an. Im Granulaverfahren begünstigt die Struktur des flockigen Schlamms mit seiner sehr großen spezifischen Oberfläche eine stärkere Anlagerung von Gasblasen als bei den erheblich kompakteren und kugelförmigeren Granula. Der Flockenschlamm soll damit flotieren, während die aeroben Granula sedimentieren.

Zur Erzeugung der für die Flotation erforderlichen Gasblasen sind im Laufe der Zeit verschiedene Methoden entwickelt worden, die auch grundlegend verschiedene Strömungsregime aufweisen. Dazu zählen die Begasungsflotation (Induced Air Flotation, IAF), die Ultraschallflotation (USF), die Elektroflotation (EF) sowie die Vakuumflotation (VF) und die Druckentspannungsflotation (Dissolved Air Flotation, DAF).

In diesem Vorhaben kommt die Druckentspannungsflotation nach dem Recycleverfahren zum Einsatz. Dabei wird Wasser unter Überdruck mit Luft angereichert und anschließend über ein Ventil auf Atmosphärendruck entspannt, wodurch die Löslichkeit der Luft im Wasser abnimmt und die überschüssige Luft in Form feiner Blasen ausperlt. Diese Luftblasen bilden dann mit den Feststoffen Aggregate, die aufgrund ihrer geringen Dichte an die Oberfläche steigen und abgeschöpft werden können.

Das für die Flotation benötigte Wasser rezirkuliert und wird daher Recyclestrom genannt. Die Menge kann unabhängig vom Zufluss eingestellt werden und ermöglicht damit auch eine frei wählbare Dosierung der Luftblasen. Der Recyclestrom der Flotation hat nichts mit der internen Rezirkulation oder dem Rücklaufschlamm einer Kläranlage zu tun und darf damit nicht verwechselt werden.

Die von Enviplan entwickelte und patentierte Mikroflotation arbeitet mit sehr kleinen, monodispersen Gasblasen von 30 – 50 µm (über 90 % aller Mikroblasen haben einen Durchmesser < 50 µm). Diese bilden eine nebelartige Blasenwolke, mit der auch feinste Schweb- und Feststoffe flotiert werden können. Die Technik ermöglicht hohe Oberflächenbelastungen und arbeitet üblicherweise ohne zusätzliche Chemikalien.

Nachteilig bei allen Flotationstechniken ist prinzipbedingt der zusätzliche Energiebedarf, so benötigen typische Flotationsanlagen oft zwischen 700 und 1000 Wh/m³, die meisten der Enviplan-Anlagen sind dagegen mit nur 60 - 70 Wh/m³ erheblich sparsamer. Es wird erwartet, dass unter optimierten Bedingungen Werte von etwa 7 Wh/m³ bei der Abtrennung der aeroben Granula von flockenförmigem Schlamm erreicht werden können.

Wie oben bereits dargelegt wurde, ist laut Literatur eine Energieeinsparung durch die Etablierung aerober Granula zwischen 10 und 50 % möglich. Allerdings ist der zusätzliche Energiebedarf für die Flotation zu berücksichtigen. In Bezug auf eine Kläranlage liegt der Energieverbrauch einer Enviplan-Anlage bei etwa 0,3 - 3 kWh/(E*a) und macht somit nach DWA-A 216 etwa 1-10 % des Bruttoverbrauchs einer mittleren deutschen Kläranlage aus (ausgehend von 35 kWh/(E*a)). Damit ist trotz des Energiebedarfs für die Flotation eine deutliche Energieeinsparung bei der Umstellung bestehender Kläranlagen auf das Granula-verfahren zu erwarten.

# 4 Durchgeführte Untersuchungen und Ergebnisse

Die Arbeiten im Projekt gliederten sich in die folgenden Arbeitsschritte (AS), die primär mit der Durchführung beteiligten Partner sind in Klammern genannt:

**AS1:** Anzucht aerober Granula zu Versuchszwecken (LSU)

**AS2:** Betrachtungen zur Abscheidung der aeroben Granula (LSU / Enviplan)

**AS3:** Planung von Umbaumaßnahmen zur Integration der Flotation für eine großtechnische kontinuierlich beschickte Kläranlage auf aerobe Granula (WiW)

**AS4:** Empfehlungen für die praxisnahe Integration der Flotation zur Etablierung des Granulaverfahrens auf Belebungsanlagen in Deutschland (WiW)

**AS5:** Berichterstellung und Veröffentlichungen (LSU / Enviplan / WiW)

Das Projekt sollte zunächst in einem Zeitraum von 30 Monaten bearbeitet werden. Es wurde in 2 Phasen aufgeteilt, von denen 18 Monate auf Phase 1 und weitere 12 Monate auf Phase 2 entfallen sollten. Aufgrund von Verzögerungen wurden bei der DBU 2 Verlängerungen um jeweils 2 Monate beantragt und auch genehmigt, sodass die Gesamtlaufzeit 34 Monate betrug. Tendenziell erfolgten die Grundlagenuntersuchungen in Phase 1 (AS1 und teilweise AS2) und die weitergehenden Detailbetrachtungen in Phase 2 (Teile von AS2 sowie AS3 bis AS5). Die Durchführung der Arbeitsschritte mit ihren Ergebnissen wird in den folgenden Kapiteln erläutert.

## 4.1 Anzucht aerober Granula zu Versuchszwecken (AS1)

### 4.1.1 Vorüberlegungen

Die aeroben Granula wurden nach Projektbeginn auf der Versuchsanlage des LSU im Labormaßstab bzw. kleinen Technikumsmaßstab gezüchtet, um deren Abtrennung im AS2 untersuchen zu können. Zunächst war die Anzucht in einer diskontinuierlich durchflossenen SBR-Anlage geplant, um möglichst schnell mit den Versuchen zur Abtrennung beginnen zu können. Da es am LSU jedoch wiederholt gelungen war, aerobe Granula im kontinuierlich durchflossenen Betrieb zu erzeugen, wurde die in der Antragsphase noch geplante Anzucht der Granulen in einem SBR verworfen und sie wurden sofort mit einer kontinuierlich durchflossenen Anlage erzeugt. Die Anzucht gelang auf diese Weise ohne Inokulation mit Granulen fremder Herkunft, nur mit Belebtschlamm und kommunalem Abwasser der Kläranlage Bochum-Ölbachtal (Ruhrverband).

Das für alle auf dem Versuchsgelände des LSU betriebenen Versuchsanlagen verwendete Abwasser wird der Kläranlage Bochum-Ölbachtal im Sandfang entnommen und über eine Rohrleitung zum Versuchsgelände gepumpt. Dort wird es über ein Bogensieb geleitet und anschließend in einem gerührten Behälter (1 m³) zwischengespeichert. Aus diesem wird jeder einzelnen Versuchsanlage das benötigte Abwasser mit einer eigenen Pumpe zugeführt. Meist werden dazu Peristaltikpumpen eingesetzt.

Bei der hier betrachteten Anlage wird dem zufließenden Abwasser der aufkonzentrierte Granulaschlamm beigemischt und in die anaerobe Stufe gepumpt. Im Freigefälle fließt der Schlamm dann der aeroben Stufe und anschließend der Nachklärung bzw. Abtrennung zu.

Die Flotation kann sowohl im Haupt-, als auch im Nebenstrom angeordnet werden. Für die spätere Anwendung in der Großtechnik scheint die Nebenstromvariante sinnvoller, da bei

ihr nicht der gesamte Volumenstrom behandelt werden muss. Das aus der Belebung kommende Abwasser fließt zunächst dem Nachklärbecken zu, wo das Klarwasser abgetrennt und dem Vorfluter zugeführt wird. Die Flotationszelle wird damit nur mit dem Rücklaufschlamm beaufschlagt (siehe Abbildung 4.1).

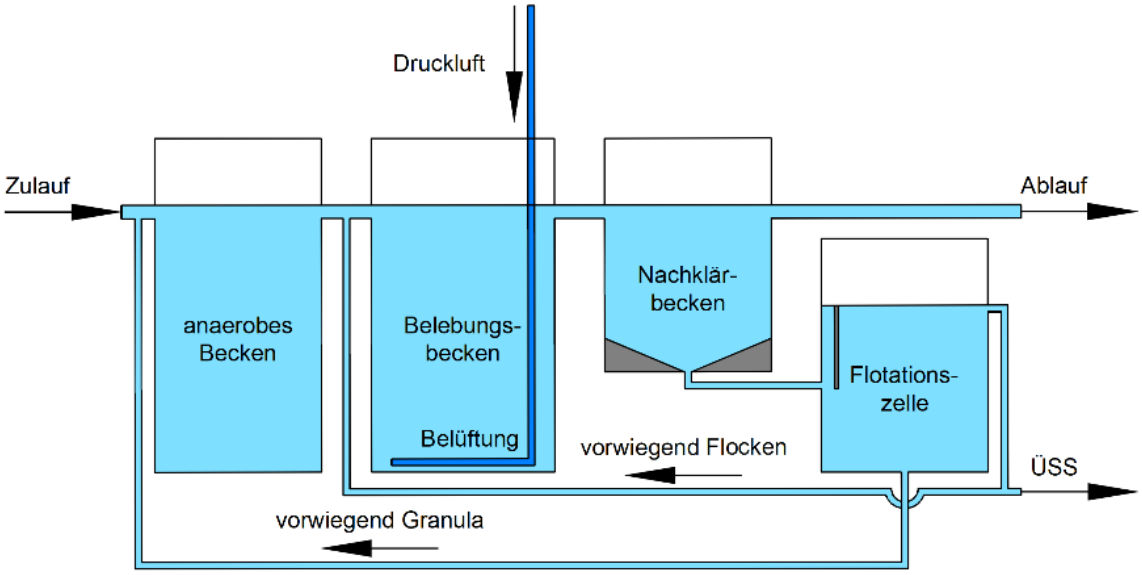



**Abbildung 4.1:** Schema der Versuchsanlage mit der Flotation im Nebenstrom

Mit der Versuchsanlage sind aufgrund der Miniaturisierung nur sehr kleine Volumenströme zu behandeln. Da für den Dauerbetrieb der Anlage eine vollautomatische Betriebsweise mit Standardkomponenten für die Flotation angestrebt wurde, ließ sich eine gewisse Überdimensionierung nicht vermeiden. Aus diesem Grund wurde die Flotation für die Versuchsanlage im Hauptstrom angeordnet. Die Flotationszelle befindet sich direkt hinter dem Belebungsbecken und trennt die aeroben Granula dort vom Flockenschlamm, der dann in dem nachfolgenden Nachklärbecken abgetrennt wird. In Abbildung 4.2 ist das Schema der Anordnung der Flotation im Hauptstrom dargestellt. Das Nachklärbecken war nur zu Beginn aus Sicherheitsgründen sowie zum Aufrechterhalten eines Mindest-TS-Gehaltes in Betrieb und wurde später entfernt.

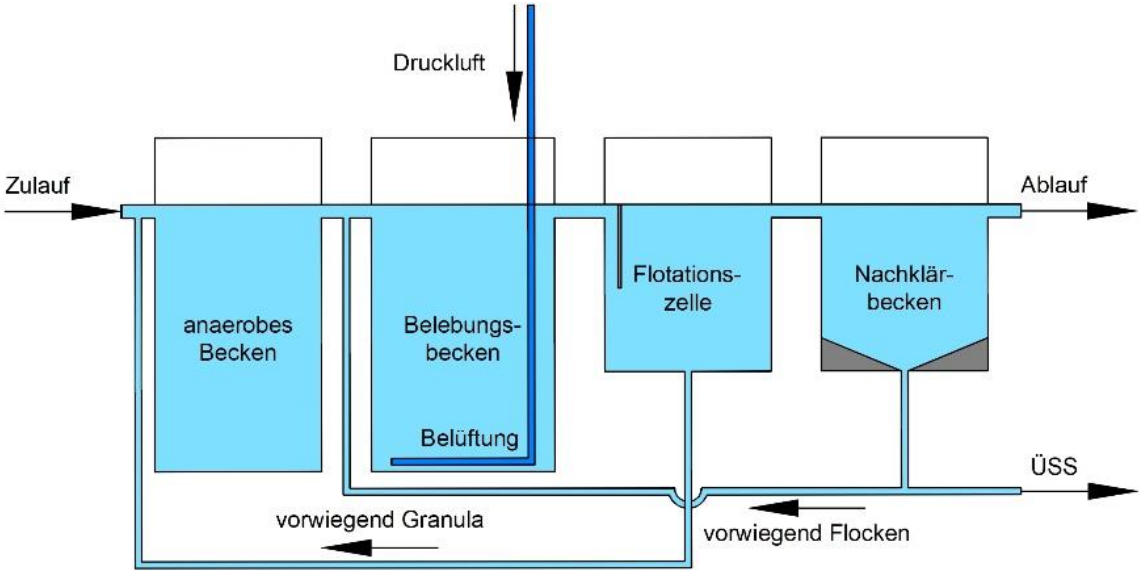



**Abbildung 4.2:** Schema der Versuchsanlage mit der Flotation im Hauptstrom

### 4.1.2 Aufbau und Betrieb der Versuchsanlage

Die Versuchsanlage wurde zur Anzucht der aeroben Granula im Juli 2022 in Betrieb genommen. Da die Flotationszelle erst angefertigt werden musste, wurden anfangs zwei Nachklärbecken in Reihe geschaltet (siehe Abbildung 4.3). Das erste Nachklärbecken wurde dann später durch die Flotationszelle ersetzt. Die Anlage war von vornherein so konzipiert, dass sie nach Einbau der Zelle ohne Unterbrechung weiter betrieben werden konnte.

**Abbildung 4.3:** Aufbau der kontinuierlich betriebenen Versuchsanlage noch ohne Flotationszelle mit 2 Nachkläreinheiten

Der erste Reaktor ist die anaerobe Stufe mit einem Volumen von 60 L (der grüne, rechts im Hintergrund sichtbare Reaktor). Er wurde kontinuierlich mit einem langsam laufenden Rührwerk betrieben, um ein Absetzen der Biomasse zu vermeiden. Aufgrund von während des Projektes gewonnenen Erkenntnissen, wurde die anaerobe Stufe später in zwei Reaktoren mit jeweils 30 L geteilt (siehe Kapitel 4.2.5).

Der am rechten Bildrand befindliche schwarze Reaktor ist die aerobe Stufe mit einem Volumen von 210 L, er wurde nicht gerührt und nur durch die im Boden befindliche Belüftung durchmischt. Der Sauerstoffgehalt wurde zunächst über eine Sonde überwacht und auf Werte zwischen 2,2 und 2,5 mg/L geregelt. Auch hier führten Erkenntnisse im laufenden Projekt zu einer späteren Umstellung auf eine intermittierende Belüftung (siehe Kapitel 4.2.5).

Im weiteren Verlauf erreicht das Abwasser dann die erste Abtrenneinrichtung (graues HT-Rohr mit 75 mm Durchmesser in Bildmitte), in der primär die aeroben Granula vom Flockenschlamm getrennt werden. Der Abzug der Granulen am unteren Ablauf erfolgte kontrolliert über eine drehzahlvariable Peristaltikpumpe. Die hydraulische Aufenthaltszeit (HRT) betrug zwischen 5 und 10 Minuten. Dieses Bauteil wurde nach Verfügbarkeit der Flotationszelle ersetzt. Die Abtrennung des Flockenschlamms erfolgte anschließend in

einem zweiten Nachklärbecken (oranges KG-Rohr mit 315 mm Durchmesser am linken Bildrand). Auch hier erfolgte der Abzug der Schlammflocken am unteren Ablauf über eine drehzahlvariable Peristaltikpumpe. Wie oben bereits angeführt, wurde diese Nachklärung nach Erreichen eines stabilen Betriebs entfernt.

Die erste Bildung kleiner Granulen wurde nach etwa 3 Wochen beobachtet und erfolgte nur mit Belebtschlamm aus der Kläranlage-Ölbachtal. Eine Inokulation mit aeroben Granula (beispielsweise aus einem SBR) war nicht erforderlich. Der weitere Dauerbetrieb der Versuchsanlage mit den durchgeführten Optimierungen, Umbauten und Ergebnissen ist in Kapitel 4.2.3 sowie Kapitel 4.2.5 beschrieben.

## 4.2 Betrachtungen zur Abscheidung der aeroben Granula (AS2)

### 4.2.1 Grundlegende Untersuchungen

Im Rahmen des AS2 wurde detailliert die Abscheidung der Granula von flockigem Schlamm und Wasser betrachtet. Den Schwerpunkt bildete die Anlagerung der Gasblasen an die Schlammflocken und Granula. Zielsetzung war eine möglichst gute Anhaftung der Blasen an die Schlammflocken und eine möglichst geringe an die aeroben Granula.

Während früher vergleichsweise große Granulen mit einem Durchmesser von 2 bis 4 mm im Fokus standen, wurden in den letzten Jahren aufgrund der besseren $O_2$- und Nährstoffversorgung kleinere Durchmesser von 0,5 bis 1 mm, maximal 2 mm favorisiert (siehe Abbildung 4.4).

**Abbildung 4.4:** Gesiebte Granulen mit einer Größe von 0,5 bis 1,0 mm

Zu den für die Abscheidung relevanten Eigenschaften der Granulen zählen neben der Größe und (Oberflächen-) Struktur auch die Dichte und die Sinkgeschwindigkeit. Während die Größe durch Siebung stufenweise relativ einfach ermittelt werden kann, ist die Dichtebestimmung deutlich aufwendiger. Üblicherweise besitzen aerobe Granula eine etwas höhere Dichte und eine deutlich kompaktere (rundere) Form als flockenförmiger Schlamm (Benstöm et al., 2019). In der Literatur werden Bandbreiten von 1020 bis 1080 g/L

genannt und häufig wird der Mittelwert von 1050 g/L verwendet. Es wurde daher über die beobachtete Sinkgeschwindigkeit auf die Dichte geschlossen. Dazu wurden zunächst Granulen gesiebt und mit einer Pipette in einen mit Leitungswasser gefüllten Messzylinder gegeben. Mit hochaufgelösten Videoaufnahmen wurde dann das Absinken einzelner Granulen aufgenommen und am PC mit Videosoftware ausgewertet.

Aus Abbildung 4.5 ist ersichtlich, dass die Dichte bei etwa 1050 g/L liegt. Die Werte für den Eintrag „Messung“ kennzeichnen dabei die Siebgröße, also die kleinstmöglichen Granulen der jeweiligen Siebung. Ergänzend wurde der Eintrag „Messung versetzt“ hinzugefügt, der den Mittelwert des jeweiligen Siebungsbereichs markiert. Beispielsweise ergibt der Rückstand einer Siebung von 0,3 mm mit einer vorangegangenen Siebung mit 0,45 mm so den Wert 0,375 mm.

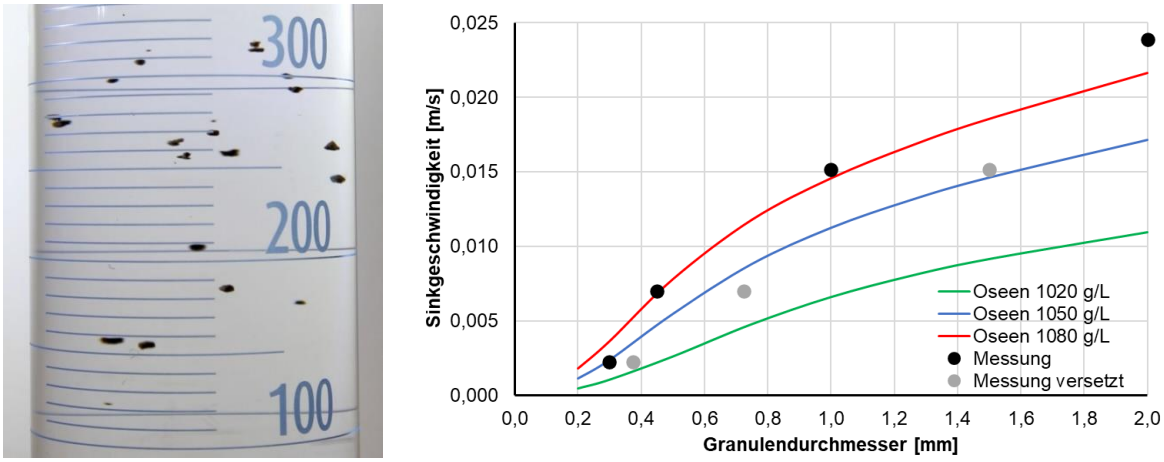



**Abbildung 4.5:** Ermittlung der Sinkgeschwindigkeiten von Granulen im Messzylinder (links) und Vergleich mit berechneten Werten nach OSEEN (rechts)

Während in der Praxis häufig mit Werten nach STOKES gearbeitet und damit eine laminare Strömung unterstellt wird, ergaben in diesen Untersuchungen die berechneten Werte nach OSEEN eine deutlich bessere Anpassung, insbesondere bei den größeren Granulen.

Ergänzend wurde über eine Mischungsrechnung der Dichte abgeschätzt, wie viele Luftblasen sich mit einem Durchmesser von 50 µm an eine Granule anheften müssen, um sie flotieren zu lassen. Aus Abbildung 4.6 wird deutlich, dass für kleine Granulen in der Größenordnung um 0,5 mm und darunter bereits sehr wenige Luftblasen ausreichen, um sie flotieren zu lassen. Die Grenzen der Mikroflotation zur Abtrennung der Granulen vom Flockenschlamm sind also in dieser Größenordnung zu erwarten.

Üblicherweise wird Schlamm als granuliert angesehen, wenn die Größe der Granulen mindestens 0,2 mm beträgt und deren kompakte Struktur, trotz der bei der Siebung auftretenden Scherkräfte, erhalten bleibt.

| Dichte Granulen [g/L] | Durchmesser Granulen [mm] | Anzahl Luftblasen [-] |
|---|---|---|
| | | |
| 1020 | 0,30 | 5 |
| 1020 | 0,50 | 22 |
| 1020 | 0,75 | 74 |
| 1020 | 1,00 | 175 |
| 1020 | 1,50 | 591 |
| 1020 | 2,00 | 1400 |
| 1020 | 3,00 | 4723 |
| | | |
| 1050 | 0,30 | 12 |
| 1050 | 0,50 | 52 |
| 1050 | 0,75 | 176 |
| 1050 | 1,00 | 416 |
| 1050 | 1,50 | 1403 |
| 1050 | 2,00 | 3326 |
| 1050 | 3,00 | 11223 |
| | | |
| 1080 | 0,30 | 18 |
| 1080 | 0,50 | 83 |
| 1080 | 0,75 | 277 |
| 1080 | 1,00 | 657 |
| 1080 | 1,50 | 2216 |
| 1080 | 2,00 | 5251 |
| 1080 | 3,00 | 17723 |

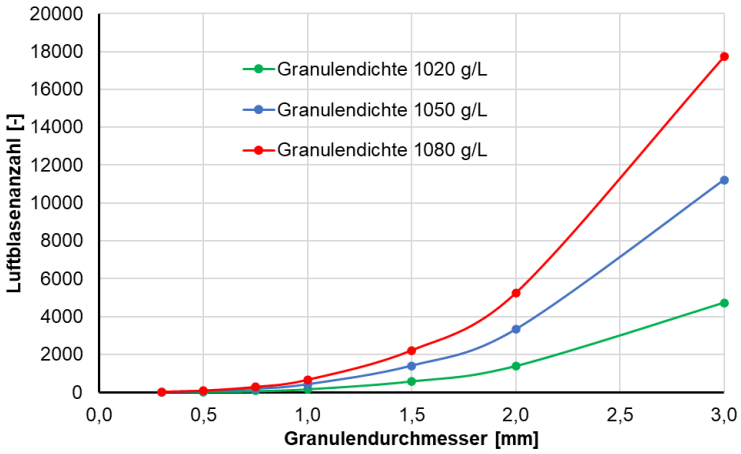



**Abbildung 4.6:** Tabelle (links) und grafische Darstellung (rechts) zur Abschätzung der für die Flotation erforderlichen Luftblasenanzahl in Abhängigkeit von Granulendurchmesser und -dichte

Grundsätzlich besitzen aerobe Granula eine kompakte runde Form, idealisiert wird daher, wie auch in den vorangegangenen Betrachtungen oder den numerischen Strömungsuntersuchungen (siehe Kapitel 4.2.6), von einer Kugel ausgegangen. Zur Überprüfung dieser Annahme, wurden Mikroskopaufnahmen der aeroben Granula, wie in Abbildung 4.7 beispielhaft dargestellt, mit der Analysesoftware ImageJ optisch ausgewertet.

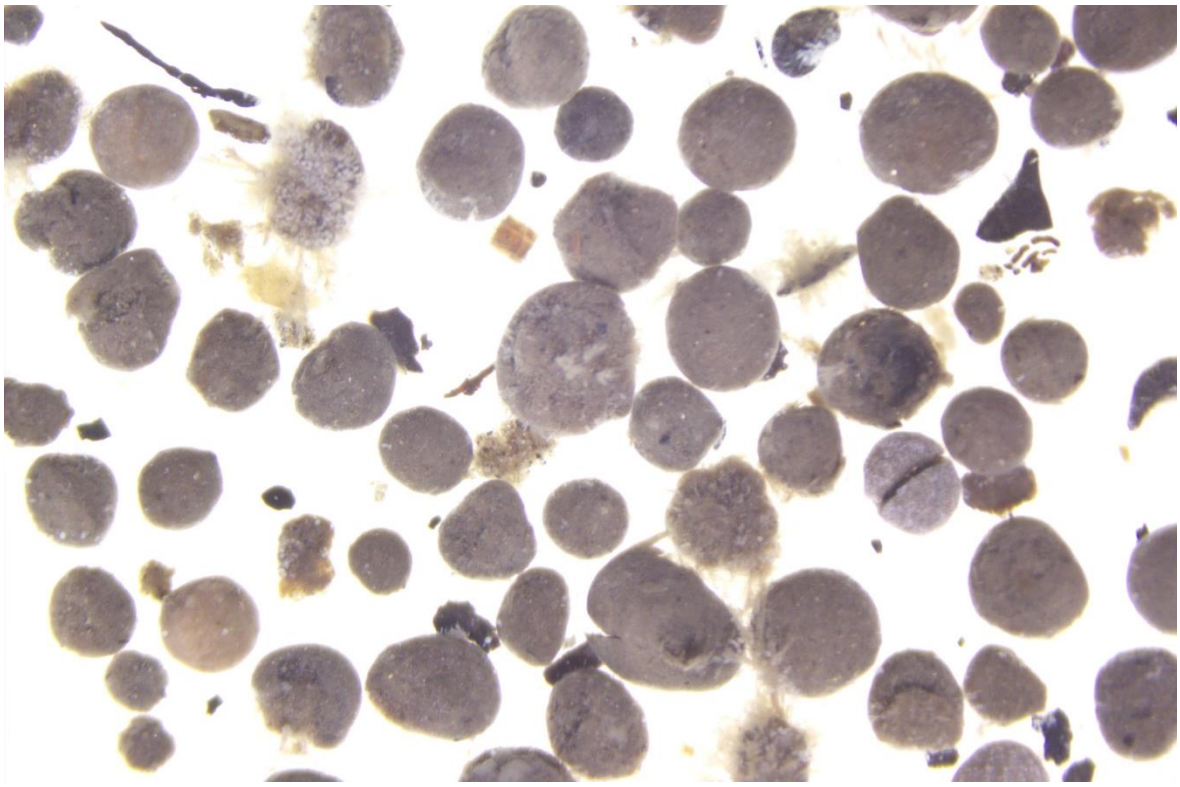


**Abbildung 4.7:** Form und Struktur aerober Granula

Betrachtet wurde die Form daher hinsichtlich der Kreisförmigkeit, wobei der Wert 1 einem exakten Kreis entspricht, je kleiner der Wert ist, desto ungleichförmiger und länglicher ist die Form. Erwartungsgemäß erreichen Granulen nicht genau den Wert 1, allerdings zeigt die in Abbildung 4.8 dargestellte Verteilung beispielhaft für die in Abbildung 4.7 gezeigten Granulen (ohne Berücksichtigung der am Rand befindlichen Granula) überwiegend hohe Werte und damit eine gute Annäherung an einen Kreis bzw. eine Kugel.

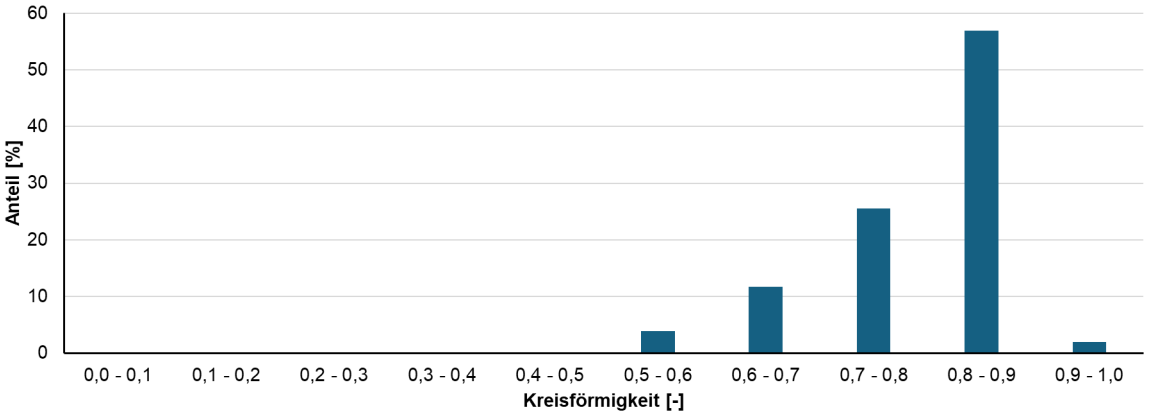



**Abbildung 4.8:** Anteilige Kreisförmigkeit aerober Granula

Bezogen auf die Abtrennung mit der Flotation, zeigten sich keine Auffälligkeiten hinsichtlich der Form (im Sinne der Kreisförmigkeit). Problematisch kann dagegen eine ausgeprägte Filamentierung der Granulen sein, die die Abtrennung mit der Flotation beeinträchtigen kann (siehe folgendes Kapitel 4.2.2).

### 4.2.2 Vorversuche mit der mobilen Laboranlage LAB-FLOAT

Die ersten Abtrennversuche erfolgten mit der mobilen Laboranlage LAB-FLOAT von Enviplan. Die Flotationszelle ist rund und aus transparentem Plexiglas gefertigt. Der Innendurchmesser beträgt 240 mm, die Höhe 250 mm, der Innendurchmesser des Innentopfs beträgt 54 mm, der Außendurchmesser 60 mm und die Höhe 65 mm. Der Druck zur Sättigung beträgt normalerweise etwa 3 bar, der Recyclestrom liegt üblicherweise bei Werten um 100 L/h. Die Anlage ist in Abbildung 4.9 dargestellt.

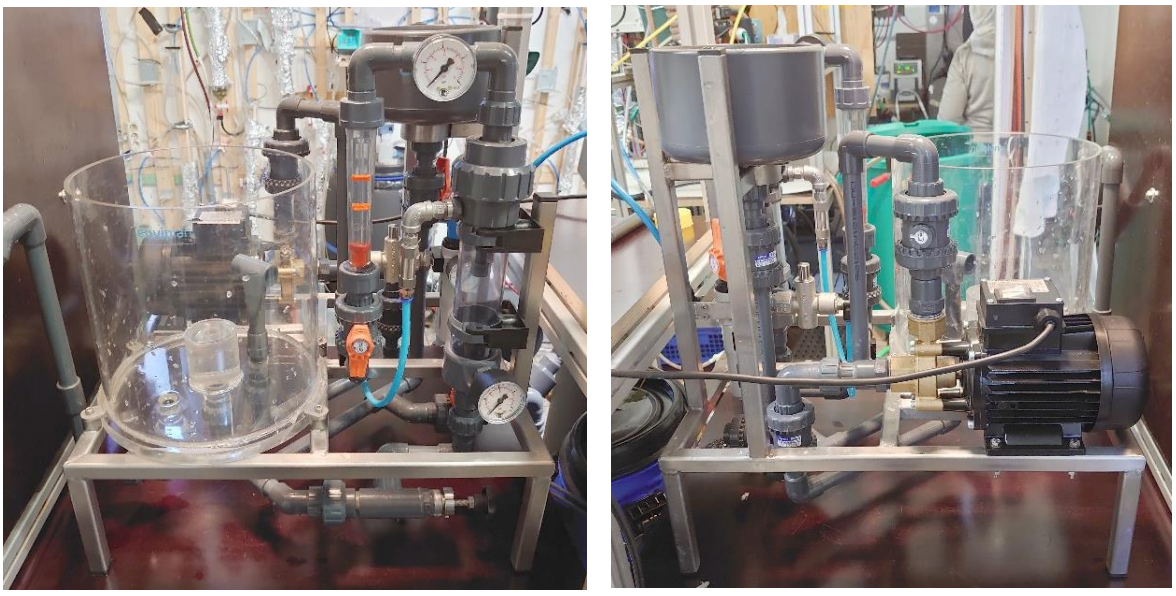


**Abbildung 4.9:** Vorder- (links) und Rückansicht (rechts) der LAB-FLOAT

Die ersten Ergebnisse bestätigten sehr schnell, dass das Verfahren zur Abtrennung der Granulen vom Flockenschlamm grundsätzlich funktioniert. In Abbildung 4.10 sind die flotierten und sedimentierten Biomasseanteile über die Größe aufgetragen. In Summe ergeben sie also immer 100 %. Der Zusatz „gesiebt“ bedeutet, dass die Granulen und der Flockenschlamm vor den Abtrennversuchen auf die angegebene Größe gesiebt wurden.

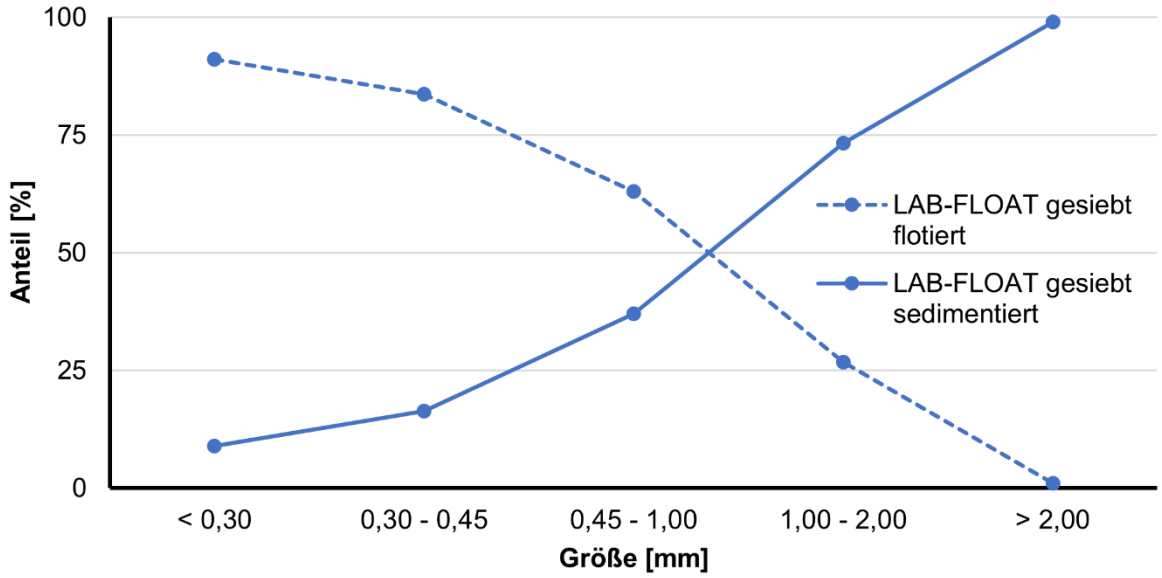



**Abbildung 4.10:** Anteile der sedimentierten und flotierten Biomasse mit der LAB-FLOAT

Diese ersten Ergebnisse zeigten, dass sich mit der LAB-FLOAT Granulen von etwa 1 mm und größer bereits gut abtrennen ließen, kleinere von weniger als 1 mm nur bedingt, sie flotierten teilweise und schwammen mit dem Flockenschlamm auf. Während den sedimentierten Granulen nahezu kein Flockenschlamm anhaftete (siehe Abbildung 4.11), enthielt das Flotat neben dem Flockenschlamm auch vereinzelt kleine Granulen.

**Abbildung 4.11:** Mit der LAB-FLOAT abgetrennte Granulen ohne Flockenschlamm

Als nachteilig stellten sich Filamente heraus, denn kleine Granulen von deutlich weniger als 1 mm ließen sich auch abtrennen, wenn sie eine glatte Oberfläche und keine oder nur wenige Filamente besaßen. Die Filamente vergrößern die spezifische Oberfläche erheblich und in der Struktur können sich dann (ähnlich wie beim Flockenschlamm) sehr leicht Luftblasen einlagern. Ab einer gewissen Größe tritt dieser Effekt allerdings in den Hintergrund, denn größere Granulen ab etwa 1,5 bis 2 mm ließen sich auch mit vielen Filamenten immer vollständig abtrennen. Die Abbildung 4.12 zeigt beispielhaft eine ideal

geformte runde Granule ohne Filamente (links) und eine ungewöhnlich stark filamentierte Granule aus einem anderen Projekt (rechts). Die Granulen im Projekt FLOTAGRAN hatten meist keine oder nur wenige Filamente.

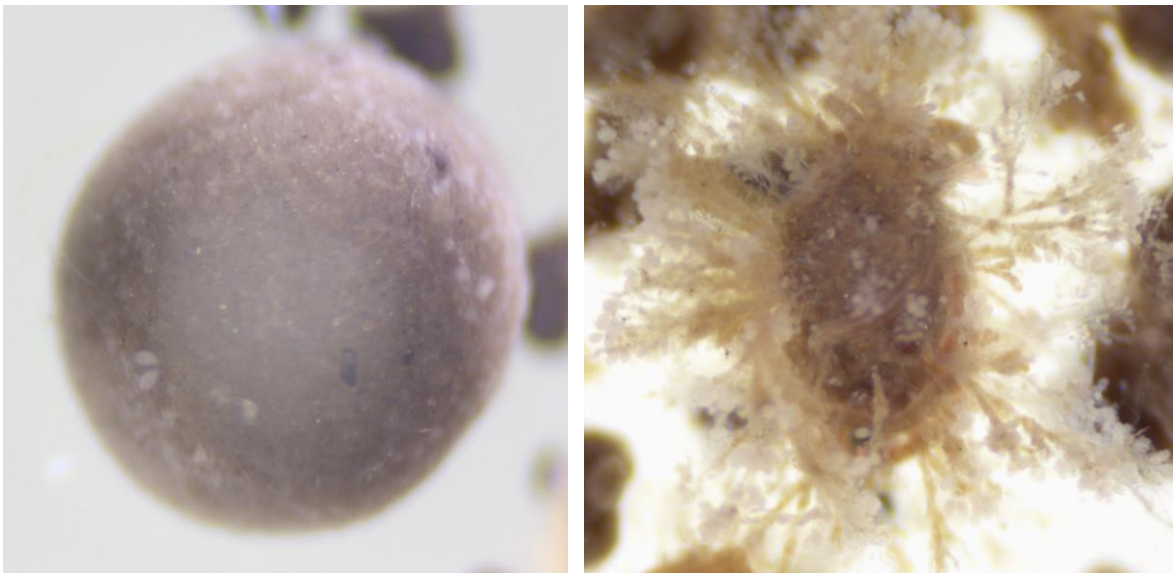


**Abbildung 4.12:** Granulen ohne Filamente (links) und mit sehr stark ausgeprägter Filamentierung (rechts)

Ferner wurde beobachtet, dass während der Versuche nach einiger Zeit auch Granulen aufschwammen, die bereits sedimentiert waren. Dabei entstehen Luftblasen auch direkt an den Granulen durch die hohe Luftsättigung im Wasser und die Granulen (sowie andere Partikel auch) wirken als Blasenkeim. Dieser Effekt wird auch in der Literatur beschrieben (z.B. Oliveira et. al., 2014). Die sedimentierten Granulen müssen also ausreichend schnell entfernt werden, um ein Aufsteigen in den Flockenschlamm an der Wasseroberfläche zu vermeiden.

Darüber hinaus zeigte sich, dass die Strömungsführung in der Flotationszelle für die Fragestellung in diesem Projekt nur bedingt geeignet ist. In Abbildung 4.13 ist deutlich erkennbar, dass der zentral eintretende Recycle- und Substratstrom einen Freistrahl erzeugt, der mit den Luftblasen auch Flockenschlamm und aerobe Granula in Richtung der freien Oberfläche transportiert (siehe auch Strömungssimulationen in Kapitel 4.2.6). Auch ohne ausreichende Luftblasenanhaftung können damit Granulen an die Wasseroberfläche transportiert werden und sich dort im Flockenschlamm ansammeln. Sie sedimentieren dann nicht mehr, es sei denn, sie werden durch die Erzeugung von Scherkräften (z.B. durch Rühren) vom Flockenschlamm und den Luftblasen abgetrennt. Aus diesem Grund sind auch andere Zulaufgeometrien bzw. Einbauten zur Strömungsführung von Interesse. Da diese Bauteile in der LAB-FLOAT nicht ausgetauscht werden konnten, wurde die Flotationszelle für die stationäre Versuchsanlage so konzipiert, dass mir ihr ebenfalls Batch-Versuche durchgeführt und diese Möglichkeiten realisiert werden konnten (siehe Kapitel 4.2.3 und 4.2.4).

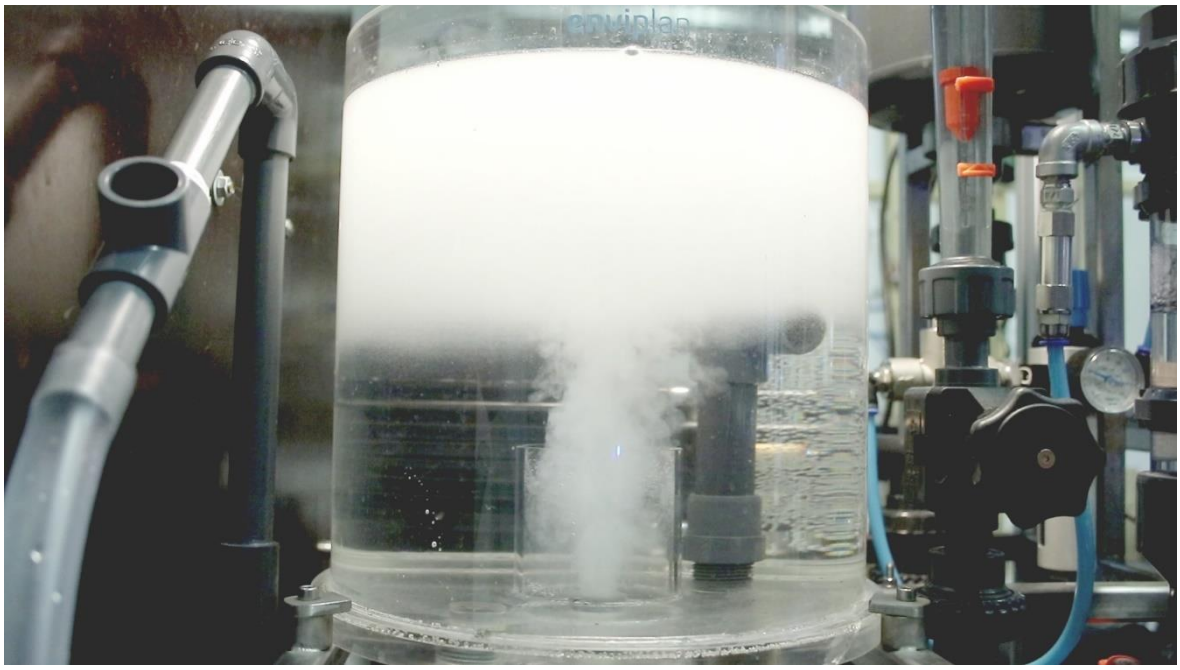


**Abbildung 4.13:** Strömungsregime in der LAB-FLOAT

In der Zulaufleitung kam es zu Schlammablagerungen, insbesondere bei etwas größeren Granulen und/oder viel Schlamm. Diese Ablagerungen lösten sich dann schlagartig und es kam zu einem stoßweisen Austritt in die Flotationszelle. Auch geringere Ablagerungen führten zu schwankenden Durchflüssen. Abhilfe brachte eine getrennte Zugabe des Schlamms bzw. der Granulen von oben in den Innenbecher über ein kleines Rohr (siehe Abbildung 4.14), damit wurde die Zugabe auch unabhängig vom Recyclestrom möglich.

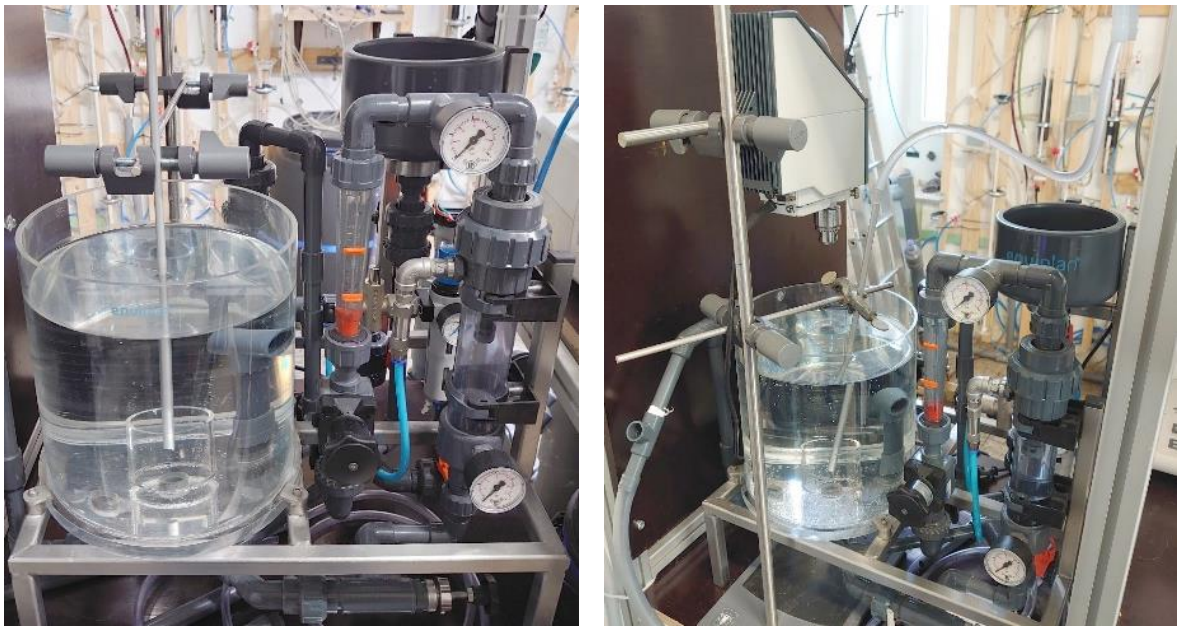


**Abbildung 4.14:** Getrennte Substratzufuhr (links) und zusätzliches Rührwerk (rechts) in der LAB-FLOAT

Die Untersuchungen mit der LAB-FLOAT zeigten, dass die Anlage für die sehr geringen Schlammmengen erheblich überdimensioniert ist. Die Menge des erforderlichen Recyclestroms mit der entsprechenden Luftblasenmenge lässt sich nicht ausreichend reduzieren, da die Druckpumpe unterhalb eines gewissen Mindestdurchflusses zu heiß wird und eine Dosierung von 0 % bis 100 % (Maximalleistung) daher nicht zulässt. Die in der stationären Versuchsanlage eingebaute Flotationszelle wurde mit einer Überströmeinheit ausgestattet, um diese Einschränkung zu vermeiden (siehe folgendes Kapitel 4.2.3). Allerdings konnte der Recyclestrom der LAB-FLOAT von den üblichen etwa 100 L/h auf Werte um 25 bis 30 L/h verringert werden und auch der Druck konnte von den typischen 3 bar teilweise auf unter 2 bar reduziert werden. Diese Beobachtungen lassen damit geringere Energieverbräuche als zunächst angenommen für die Großtechnik erwarten.

### 4.2.3 Integration der Flotation in die stationäre Versuchsanlage

Die für die Versuchsanlage erforderlichen Komponenten der Mikroflotationstechnik wurden ebenfalls durch Enviplan zur Verfügung gestellt. Die bereits zur Anzucht der aeroben Granula verwendete Anlage, wurde umgebaut und das zuvor zur Abtrennung der Granulen eingesetzte Nachklärbecken in Form eines HT-Rohres (siehe Kapitel 4.1.2) durch die Flotationszelle ersetzt. Das HT-Rohr blieb erhalten, es wurde in der Art modifiziert, dass es als Notüberlauf weiterhin genutzt werden konnte. Zusätzlich wurde die Flotationszelle für den Dauerbetrieb in der stationären Anlage mit Komponenten für den Batchbetrieb erweitert, um die beobachteten Einschränkungen der LAB-FLOAT zu vermeiden und daher mehr Möglichkeiten auch für einzelne Abtrennversuche zu schaffen.

Die Flotationszelle selbst ähnelt vom Aufbau zunächst der in der LAB-FLOAT installierten, sie ist ebenfalls rund, mit 250 mm Durchmesser und 450 mm Höhe, aber etwas größer (siehe Abbildung 4.15 und Abbildung 4.16). Außerdem kann das Flotat nun über eine umlaufende Überfallkante und 2 Abzüge abgeführt werden. Im unteren Zellenbereich befindet sich ein konischer Einsatz, der die sedimentierte Biomasse mittig einer kleinen Rohrleitung zuführt, so dass sie anschließend über eine drehzahlvariable Peristaltikpumpe kontinuierlich entnommen werden kann. Das beobachtete Aufschwimmen bereits sedimentierter Granulen aufgrund der Luftblasenentstehung durch die hohe Luftsättigung im Wasser kann damit vermieden werden.

Die gesamte Versuchsanlage ist in Abbildung 4.15 dargestellt. Die Druckpumpe für den Recyclestrom gibt im Betrieb ein unangenehm lautes und hochfrequentes Geräusch ab, sie wurde daher mit anderen Komponenten gemeinsam in ein schallgedämmtes Gehäuse gebaut. Die Anlage lässt sich komfortabel über eine eigene Steuerung mit einem Touch-Panel bedienen und besitzt auch die für den Einsatz in der Großtechnik erforderlichen Selbstreinigungseinrichtungen. Es handelt sich damit um eine professionelle Mikroflotationsanlage im Industriestandard, nur mit geringerer Leistung.

**Abbildung 4.15:** Gesamtansicht der stationären Mikroflotationsanlage (links) und Einbauten in einem schallgedämmten Gehäuse (rechts)

Da auch die Druckpumpe in der stationären Anlage einen gewissen Mindestdurchfluss benötigt, um nicht zu überhitzen, wurde mit einer Überströmeinheit (siehe Abbildung 4.16) die Möglichkeit geschaffen, durch einen regelbaren hydraulischen Kurzschluss die Recyclestrommenge der Flotationszelle zwischen 0 % und 100 % einstellen zu können. Bei 0 % findet kein Durchfluss statt und es gelangen auch keine Luftblasen in die Zelle, sie arbeitet dann wie in kleines Nachklärbecken. Die 100 % entsprechen der Maximalleistung, die die Anlage leisten kann.

**Abbildung 4.16:** Flotationszelle mit Leitungsführung und Überströmeinheit

Exemplarisch sind in Abbildung 4.17 zwei unterschiedliche Dosierungen gezeigt. Es ist auch erkennbar, dass der Zulauf in der Zelle nicht mehr durch einen fest eingebauten Innentopf realisiert wird, sondern ausgewechselt werden kann. Im hier gezeigten Beispiel durch ein T-Stück. Damit können die Granulen beispielsweise direkt in den unteren Bereich absinken und die Strömung wird nur noch anteilig nach oben geführt. Bei den Batch-versuchen kristallisierte sich diese Geometrie als optimal heraus.

**Abbildung 4.17:** Geringe Dosierung des Recyclestroms mit den Luftblasen (links) und höhere Dosierung (rechts)

Weitere Untersuchungen erfolgten mit einer getrennten Substratzufuhr von oben in einem Abstand von 12 cm zum T-Stück sowie der Installation eines Rührwerks in einem Abstand von 3 cm (siehe Abbildung 4.18).

**Abbildung 4.18:** Getrennte Substratzufuhr (links) und Rührwerk (rechts) in der stationären Flotationszelle

Im Folgenden werden die Ergebnisse, die im Batchbetrieb mit der stationären Anlage ermittelt wurden, vorgestellt. Aus Gründen der Übersichtlichkeit wird auf die Darstellung des flotierten Anteils verzichtet und nur der sedimentierte dargestellt. Wie bereits oben ausgeführt wurde, ergibt die Summe von flotiertem und sedimentiertem Anteil immer 100 %.

Bei Wiederholungsversuchen zeigte sich eine gewisse Varianz in den Ergebnissen, da die Einstellung des Recyclestroms auf einen exakten Wert nur bedingt möglich war. Für die reduzierte Dosierung stellte sich ein Durchfluss von etwa 0,4 L/min und damit 24 L/h als sinnvoll heraus. Der Wert von 400 mL/min variierte während der Versuchsdurchführungen um etwa 20 mL/min, also 5 %. Auf Grund der Miniaturisierung und der geringen Auslastung der Anlage war eine bessere Reproduzierbarkeit nicht möglich und sollte daher bei der Interpretation der Ergebnisse berücksichtigt werden.

### 4.2.4 Abtrennversuche mit der stationären Versuchsanlage

Zunächst wurden mit der stationären Anlage Versuche mit ähnlichen Randbedingungen, wie in der LAB-FLOAT, durchgeführt. Dabei zeigte sich trotz der geänderten Zulaufgeometrie in Form eines T-Stücks (siehe oben) ein ähnliches Abscheideverhalten (siehe Abbildung 4.19). Die größeren Granulen ließen sich tendenziell etwas besser abtrennen, was darin begründet sein dürfte, dass sie direkt nach unten sedimentieren konnten.

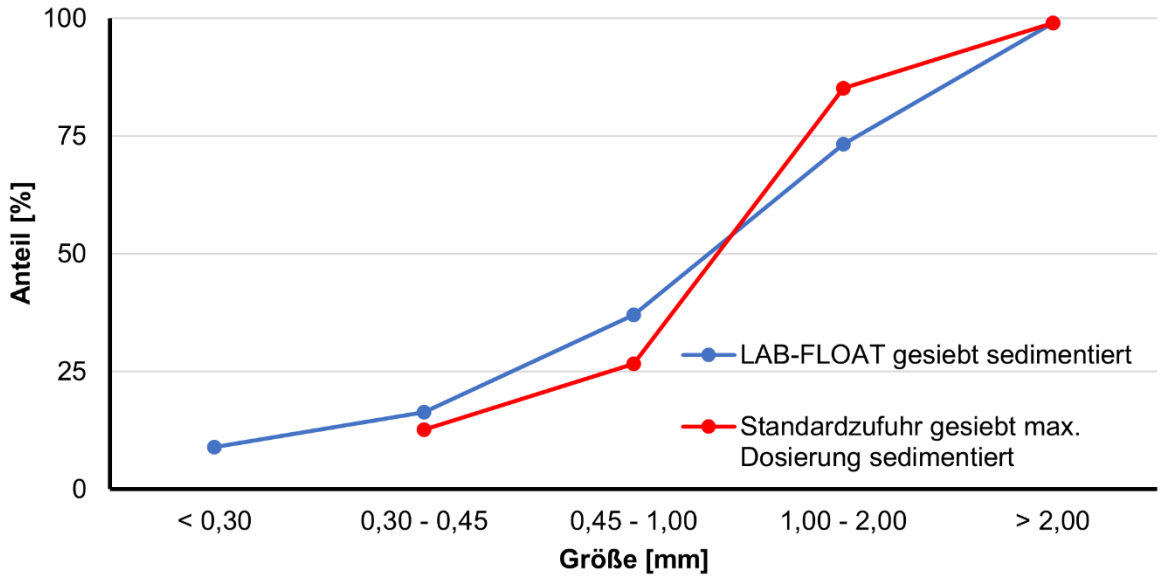



**Abbildung 4.19:** Vergleich des sedimentierten Anteils gesiebter Granulen zwischen der LAB-FLOAT und der stationären Anlage

Die Abbildung 4.20 zeigt den Einfluss der reduzierten Dosierung (0,4 L/min, siehe oben) auf die Abtrennung. Während bei Granulen von mindestens etwa 1 mm kaum eine Änderung erkennbar ist, sedimentieren die kleineren Granulen nun erheblich besser.

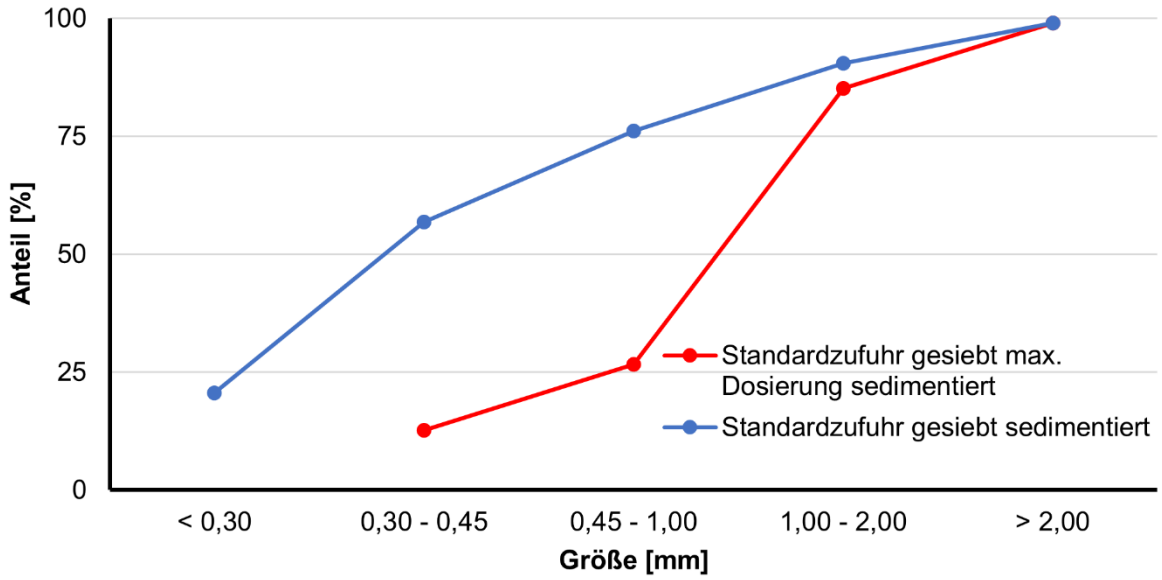



**Abbildung 4.20:** Vergleich des sedimentierten Anteils gesiebter Granulen zwischen maximaler und reduzierter Dosierung in der stationären Anlage

Da aus anderen Projekten am LSU auch Granulen aus einem SBR zur Verfügung standen, wurde untersucht, ob diese ein ähnliches Abtrennverhalten zeigen. Die Abbildung 4.21 vergleicht daher die Ergebnisse der Abtrennversuche von Granulen aus der kontinuierlich durchströmten Anlage mit denen eines SBR. Da die Werte sehr ähnlich sind, würde die Abtrennung auch für Granulen aus einem SBR funktionieren.

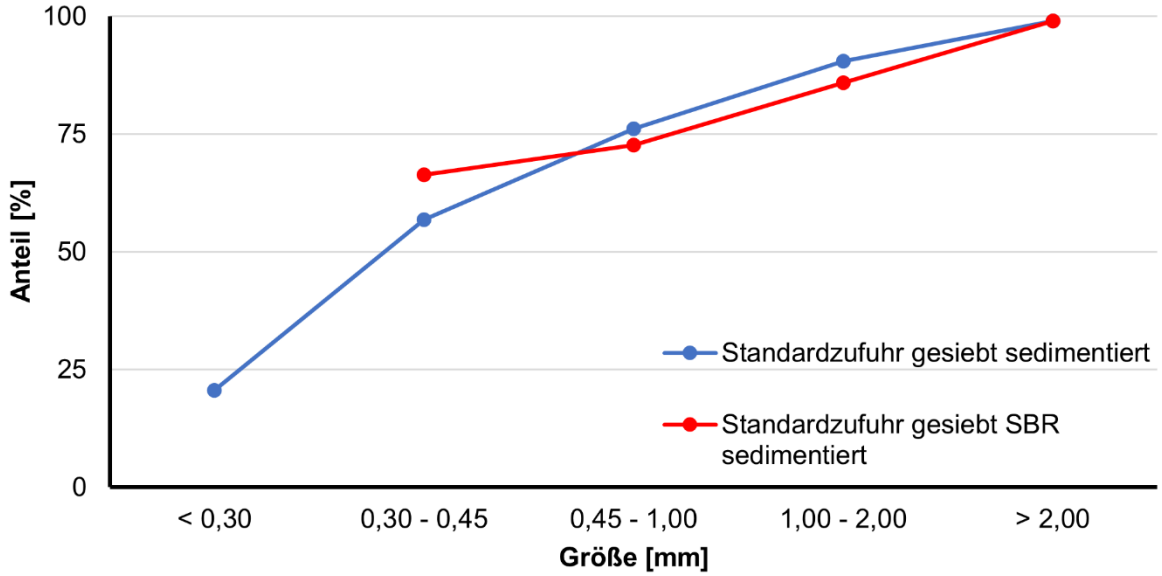



**Abbildung 4.21:** Vergleich des sedimentierten Anteils gesiebter Granulen aus der kontinuierlich durchflossenen Anlage mit gesiebten Granulen aus einem SBR in der stationären Anlage

Die getrennte Zufuhr der Granulen im Abstand von 12 cm über dem Zulauf des Recyclestroms (siehe Abbildung 4.18, links) bewirkt eine deutliche Verbesserung der Abtrennung bei den kleineren Granulen (siehe Abbildung 4.22). Der Hauptgrund hierfür liegt in der verringerten Kontaktwahrscheinlichkeit zwischen Granulen und Luftblasen, die effektive Dosierung nimmt also ab.

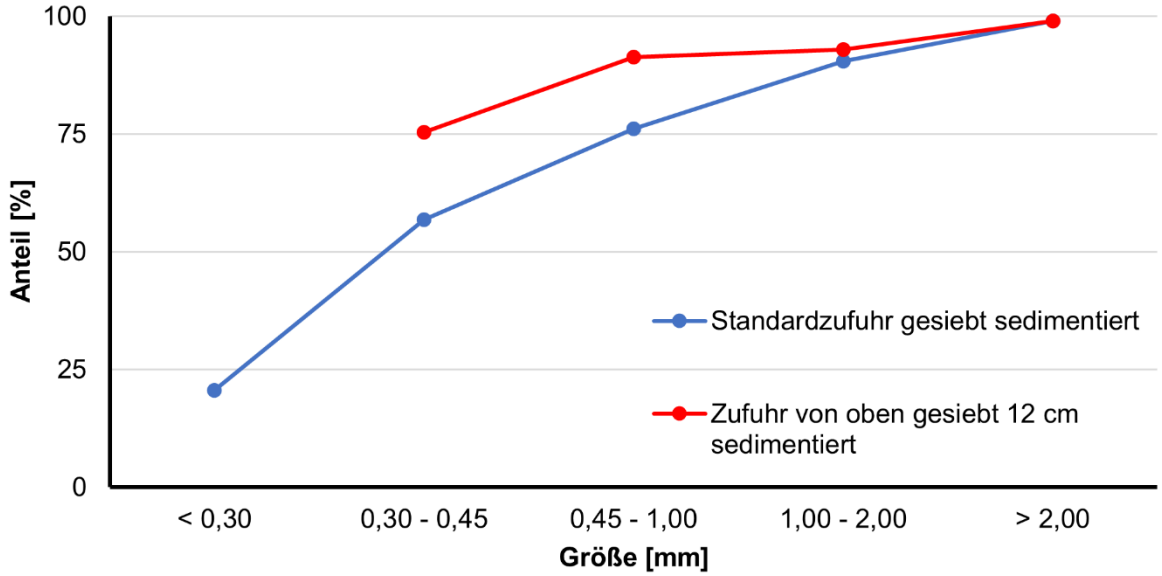



**Abbildung 4.22:** Vergleich des sedimentierten Anteils gesiebter Granulen zwischen Standard- und getrennter Substratzufuhr in der stationären Anlage

Eine nochmalige Verbesserung lieferte der Einsatz eines Rührwerks mit einer Drehzahl von 90 1/min im Abstand von 3 cm über der Zuführung. Damit konnten selbst die Granulen von 0,30 bis 0,45 mm zu über 90 % abgetrennt werden (siehe Abbildung 4.23). Durch die Scherkräfte wurden offensichtlich bereits anhaftende Luftblasen wieder abgetrennt.

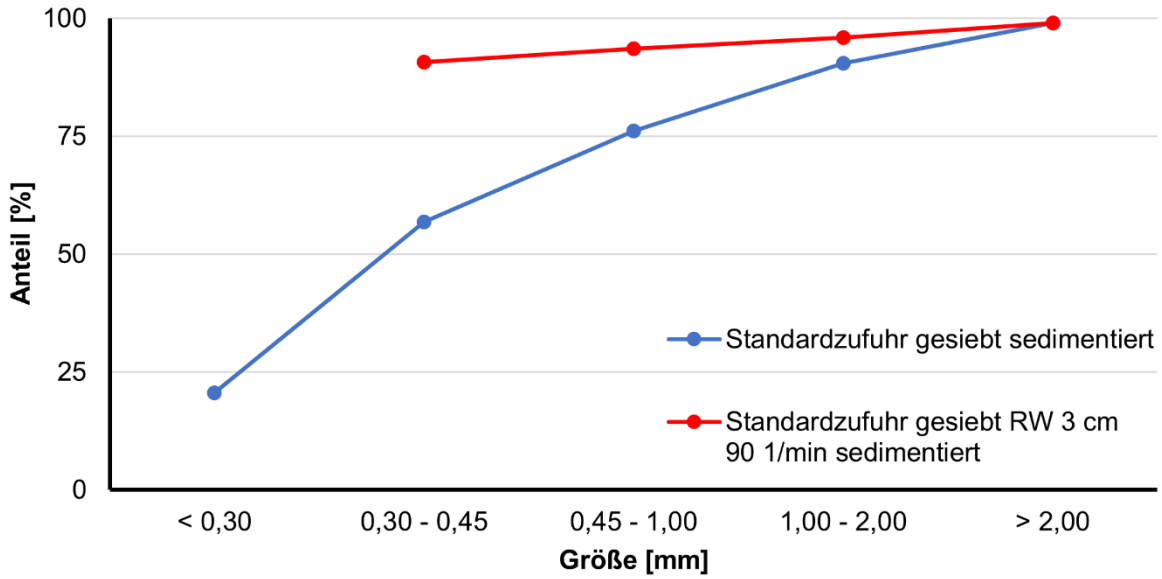



**Abbildung 4.23:** Vergleich des sedimentierten Anteils gesiebter Granulen mit und ohne Rührwerk in der stationären Anlage

Bei den bisher vorgestellten Versuchsergebnissen wurden die Proben erst gesiebt und dann die Abtrennversuche durchgeführt. Bei den nachfolgend beschriebenen Ergebnissen erfolgte die Abtrennung dagegen mit ungesiebten Proben und anschließender Siebung. Der Vergleich der Ergebnisse beider Vorgehensweisen zeigt überraschenderweise eine bessere Abtrennung bei den ungesiebten Proben (siehe Abbildung 4.24), obwohl hier die Anhaftungen des Flockenschlamms schlechtere Werte erwarten lassen.

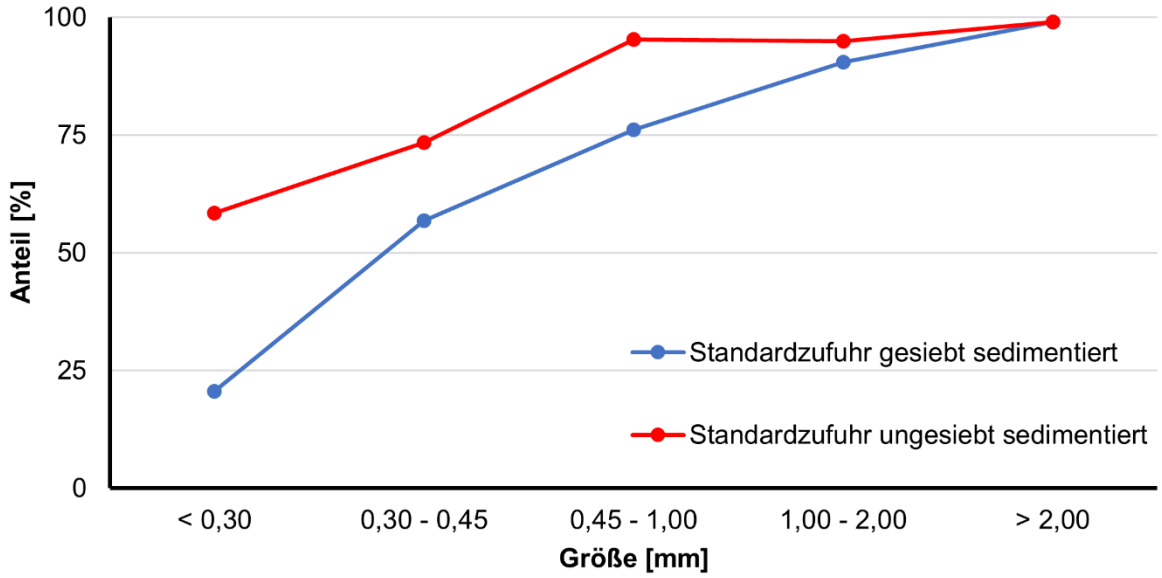



**Abbildung 4.24:** Vergleich des sedimentierten Anteils gesiebter und ungesiebter Granulen in der stationären Anlage

Die Ursache liegt in der ausgeprägten Bildung von Schlammballen mit bis zu mehreren Zentimetern Größe, die als gesamtes Aggregat sedimentieren, sodass nur eingeschränkte Kontaktmöglichkeiten zwischen Luftblasen und Granulen bzw. Flocken bestehen. Zur Vermeidung dieses Effektes müsste der Zulaufquerschnitt deutlich vergrößert werden.

Analog zu den gesiebten Proben, wurde auch hier die getrennte Zufuhr von oben mit einem Abstand von 12 cm untersucht. Dabei zeigte sich ebenfalls eine Verbesserung (siehe Abbildung 4.25), da auch hier die Kontaktwahrscheinlichkeit verringert wurde. Es bildeten sich ebenfalls die oben genannten Schlammballen.

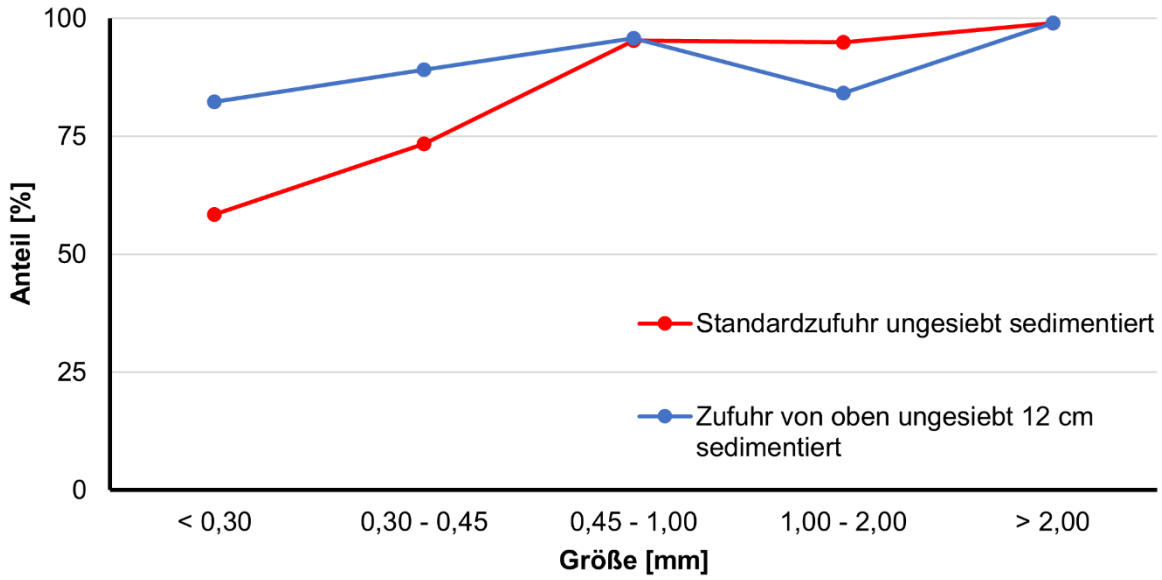



**Abbildung 4.25:** Vergleich des sedimentierten Anteils ungesiebter Granulen zwischen Standard- und getrennter Substratzufuhr in der stationären Anlage

Die Abbildung 4.26 zeigt, dass durch den Einsatz eines Rührwerkes auch bei den ungesiebten Proben eine Verbesserung des Trennverhaltens möglich ist.

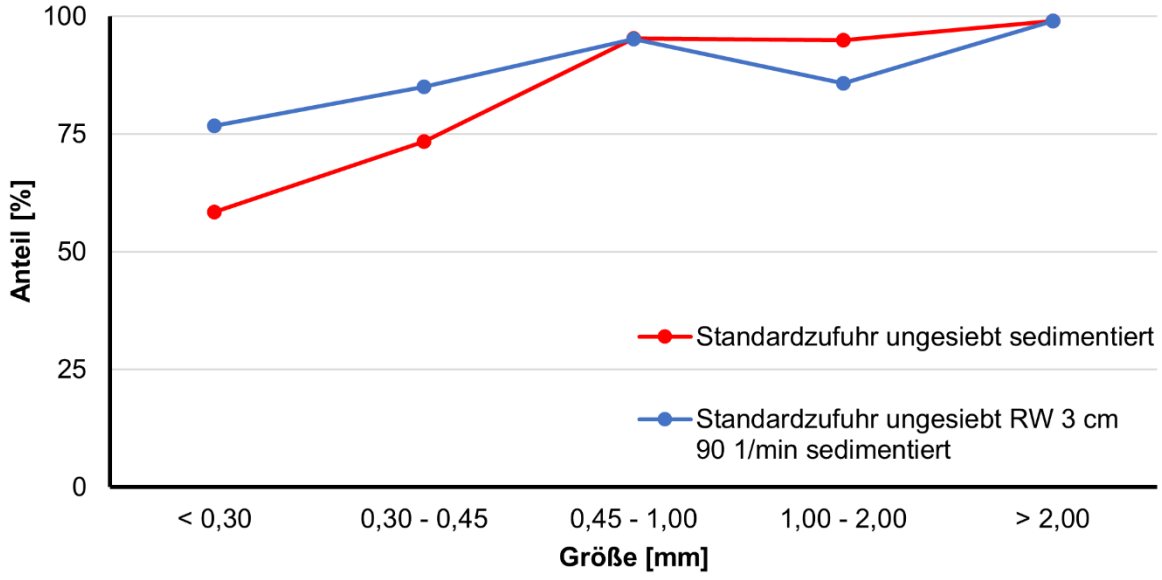



**Abbildung 4.26:** Vergleich des sedimentierten Anteils ungesiebter Granulen mit und ohne Rührwerk in der stationären Anlage

Die Ergebnisse der mit der stationären Flotationsanlage durchgeführten Batchversuche zeigen eine deutlich bessere Abtrennung der Granulen, als dies mit der mobilen LAB-FLOAT möglich war. Die Ergebnisse zeigen auch, dass sowohl bei den gesiebten, als auch bei den ungesiebten Proben (mit anhaftendem Flockenschlamm), die Abtrennung mit einer getrennten Zugabe des Schlamms und durch den Einsatz eines Rührwerks insbesondere bei den kleineren Granulen verbessert werden kann.

### 4.2.5 Erkenntnisse aus dem Dauerbetrieb der Versuchsanlage

Während der Batch-Betrieb sehr gut funktionierte, traten im Dauerbetrieb der Anlage zunächst vereinzelt Störungen durch Verstopfungen von Leitungen, Anschlüssen und Pumpen auf. Diese Schwierigkeiten waren jedoch nicht dem Einsatz der Mikroflotation geschuldet. Der Austausch der Pumpen und geänderte Anschlüsse bewirkten deutliche Verbesserungen.

Vereinzelt kam es zu schwankenden und damit teilweise auch unpassend hohen Luftblasendosierungen in der Flotation, die zu Biomasseverlusten führten, da neben den Flocken auch (kleinere) Granulen unbeabsichtigt flotierten und ausgetragen wurden.

Der flotierte Schlamm floss aufgrund seiner Konsistenz nicht immer vollständig ab, er trocknete teilweise an und blockierte den oberen Bereich der Zelle (siehe Abbildung 4.27). Dadurch kam es zum Abfluss über den Notablauf mit einem Verlust von Biomasse. Eine automatisierte Räumung, wie sie in der Großtechnik üblich ist, stellt auch hier eine mögliche Lösung dar.

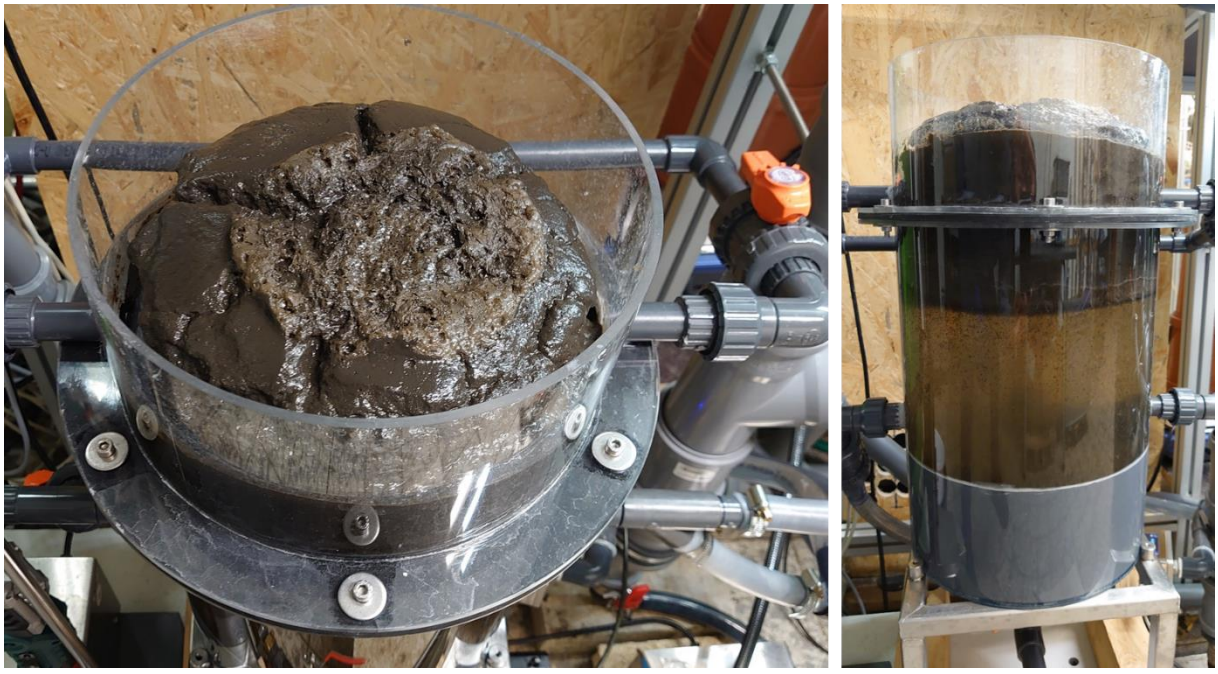


**Abbildung 4.27:** Betriebsstörungen durch aufgestauten Flotatschlamm

Nachdem es zu Biomasseverlusten kam, musste sich der Bestand erst wieder erholen, bzw. mussten sich die Granulen erst wieder bilden, was eine gewisse Zeit benötigte. Der Dauerbetrieb der Anlage lief dazu ununterbrochen weiter, die Flotation wurde jedoch zeitweise abgeschaltet und die Flotationszelle arbeitete dann wie ein kleines Nachklärbecken ausschließlich über die Sedimentation.

Basierend auf den geschilderten Beobachtungen des Dauerbetriebs wurde die Flotationszelle neu konzipiert, sie sollte folgende Optionen bzw. Verbesserungen ermöglichen:

- Dimensionierung erheblich größerer Leitungsquerschnitte für den Ablauf und den Flotatabzug, sodass der Ablauf des Flotatschlamms sichergestellt ist und auf einen zusätzlichen Notüberlauf verzichtet werden kann,
- Verringerung des Durchmessers der Flotationszelle, da sich herausstellte, dass die bisherige Zelle deutlich überdimensioniert war,
- Installation des Entspannungsventils möglichst nah vor der Zelle zur Verringerung der Luftblasenkoaleszenz,
- Verwendung von transparenten Materialien nicht nur für die Flotationszelle, sondern auch für alle angrenzenden Leitungen und Anschlüsse, um gegebenenfalls Trenneffekte (Schlamm, Gasblasen) und weitere Strömungsdetails erkennen zu können,
- Möglichkeit zum (vom Recyclestrom) getrennten Zulauf des zu trennenden Schlamms von oben (Optimierung der Kontaktwahrscheinlichkeit und Kontaktdauer von Luftblasen und Granulen bzw. Flocken),
- Möglichkeit zur Installation eines Rührwerks,
- Möglichst kostengünstige Lösung mit kurzen Lieferzeiten der Komponenten, um bei neuen Erkenntnissen schnell und ohne großen Aufwand weitere Optimierungen vornehmen zu können.

Die so entwickelte Flotationszelle ähnelt damit einer weiterentwickelten Flotationskolonne (siehe Abbildung 4.28). Der Durchmesser beträgt außen 110 mm und innen etwa 100 mm, die Anschlussleitungen besitzen eine Außendurchmesser von 32 mm und einen Innendurchmesser von etwa 27 mm. Die Auslegungsparameter der Flotationszelle sind im Kapitel 4.2.7 beschrieben, die Strömungssimulationen im folgenden Kapitel 4.2.6.

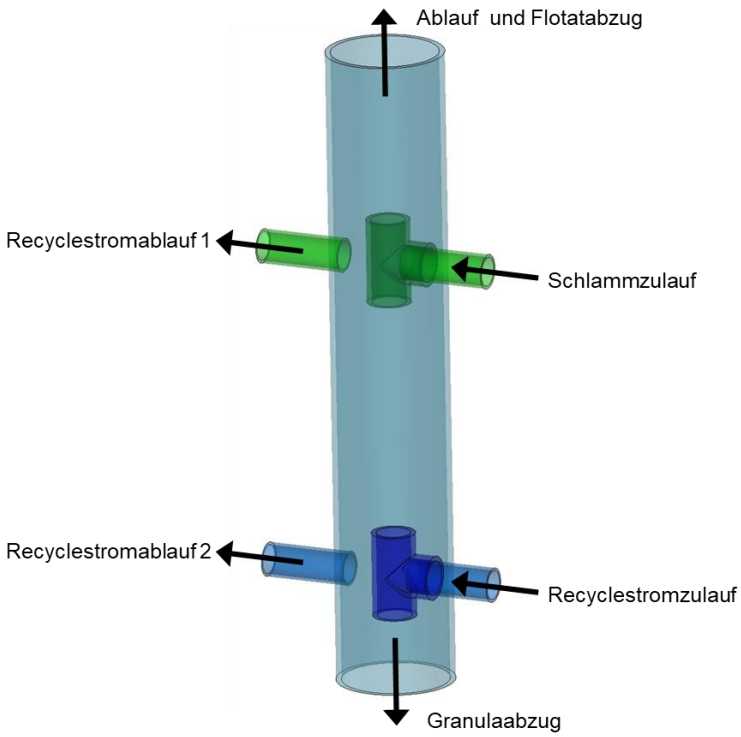



**Abbildung 4.28:** Schema der neu konzipierten Flotationszelle

In Abbildung 4.29 ist die neue Flotationszelle mit den zugehörigen Komponenten abgebildet, die Anordnung des Entspannungsventils und der nachfolgenden Überströmeinheit zeigt Abbildung 4.30 im Detail.

**Abbildung 4.29:** Aufbau der endgültigen Flotationsanlage

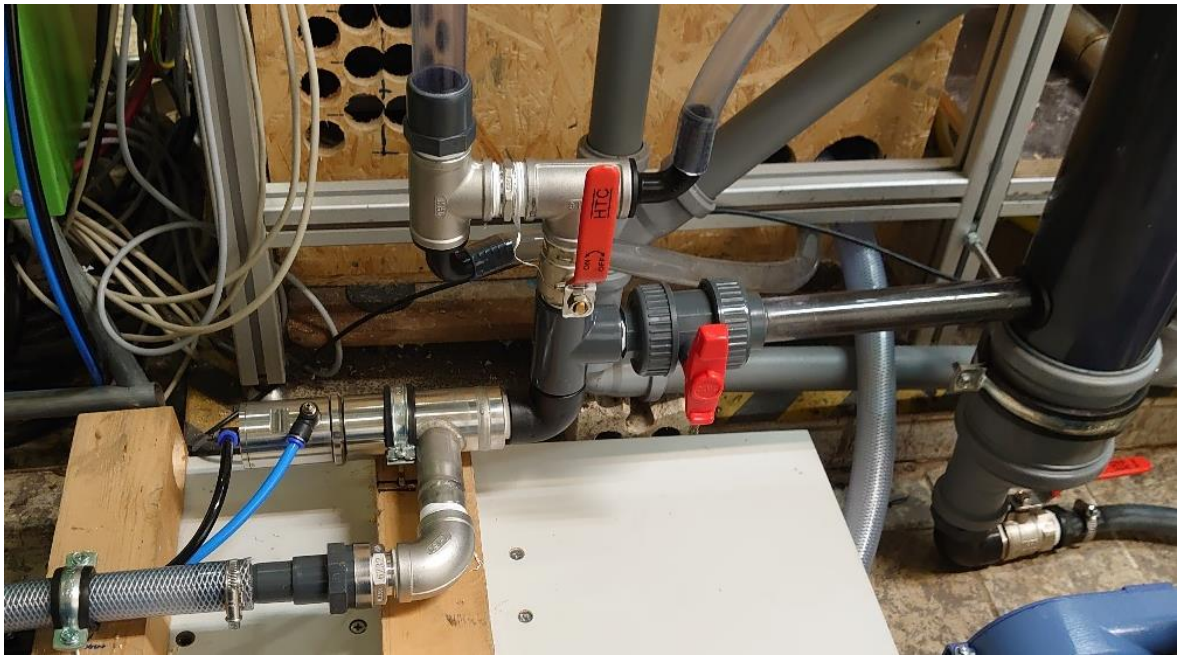



**Abbildung 4.30:** Detail des Entspannungsventils und der Überströmeinheit

Der obere Ablauf und damit auch der Flotatabzug, wurde über eine Rohrleitung DN 40 realisiert. Die Abbildung 4.31 zeigt, dass der flotierte Flockenschlamm problemlos durch den großen Querschnitt abfließen kann.

**Abbildung 4.31:** Detail des oberen Ablaufs mit Abzug des Flotatschlamms

Durch den nun ebenfalls deutlich größeren Querschnitt des Zulaufs verringerte sich auch die Problematik der anfangs beobachteten Schlammballen. Vermutlich kam es infolge der damals sehr kleinen Zulaufquerschnitte zu einer Verdichtung des Schlamms (siehe Kapitel 4.2.4). Wie Abbildung 4.32 zeigt, verteilt sich der zugeführte Schlamm gleichmäßig in der neuen Zelle. Der zunächst angedachte Einsatz von Rührwerken zur gleichmäßigeren Verteilung des Schlamms wurde daher nicht weiterverfolgt.

**Abbildung 4.32:** Schlammzulauf in der neuen Flotationszelle

Die Abbildung 4.33 zeigt schematisch den zwischenzeitlich entwickelten Versuchsaufbau mit den einzelnen Reaktorvolumen und hydraulischen Aufenthaltszeiten.

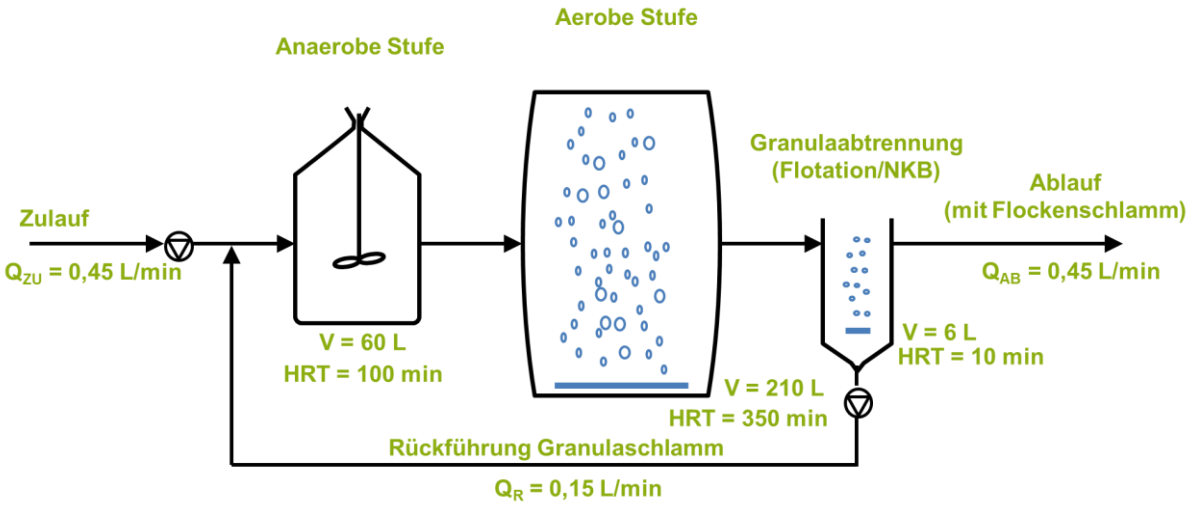



**Abbildung 4.33:** Schema der bisherigen Versuchsanlage mit Reaktorvolumen und hydraulischen Aufenthaltszeiten

Überlegungen zur optimierten Bildung und Stabilität der aeroben Granula sowie bisherige Untersuchungen am LSU, führten zu der Idee, die anaerobe Stufe in zwei Reaktoren mit jeweils 30 L und damit gleichem Gesamtvolumen aufzuteilen (siehe Abbildung 4.34). Durch das mehrstufige anaerobe Becken wird ein höherer Konzentrationsgradient ermöglicht. Die Abbildung 4.35 zeigt das Schema des Versuchsaufbaus nach Aufteilung der anaeroben Stufe.

**Abbildung 4.34:** Aufteilung der anaeroben Stufe in 2 Reaktoren

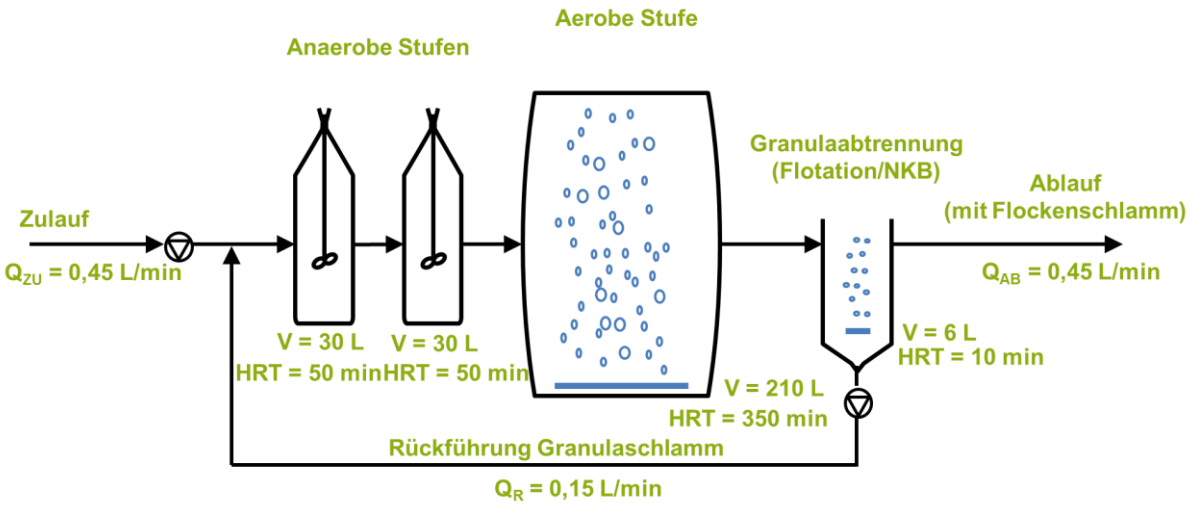



**Abbildung 4.35:** Schema der Versuchsanlage mit Reaktorvolumen und hydraulischen Aufenthaltszeiten nach Aufteilung der anaeroben Stufe

Verändert wurde im weiteren Verlauf des Dauerbetriebs auch das Belüftungskonzept. Anfangs wurde der Sauerstoffgehalt durch eine Sonde überwacht und auf Werte zwischen 2,2 und 2,5 mg/L eingestellt (siehe Kapitel 4.1.2). Aufgrund von Beobachtungen an anderen Versuchsanlagen des LSU, erfolgte die Umstellung auf eine intermittierende Belüftung. Einer Einschaltzeit von 40 min folgen 20 min Pause, bevor der Zyklus dann mit der Belüftung wieder neu startet.

Im weiteren Betrieb bestätigten sich die Erwartungen, durch den höheren Nährstoffgradienten und die intermittierende Belüftung wurde eine erheblich bessere Granulierung und Stabilität der Granulen erreicht. Während anfangs Durchmesser von über 1 mm eher selten waren, bildeten sich nun Granulen von bis zu über 3 mm (siehe Abbildung 4.36).

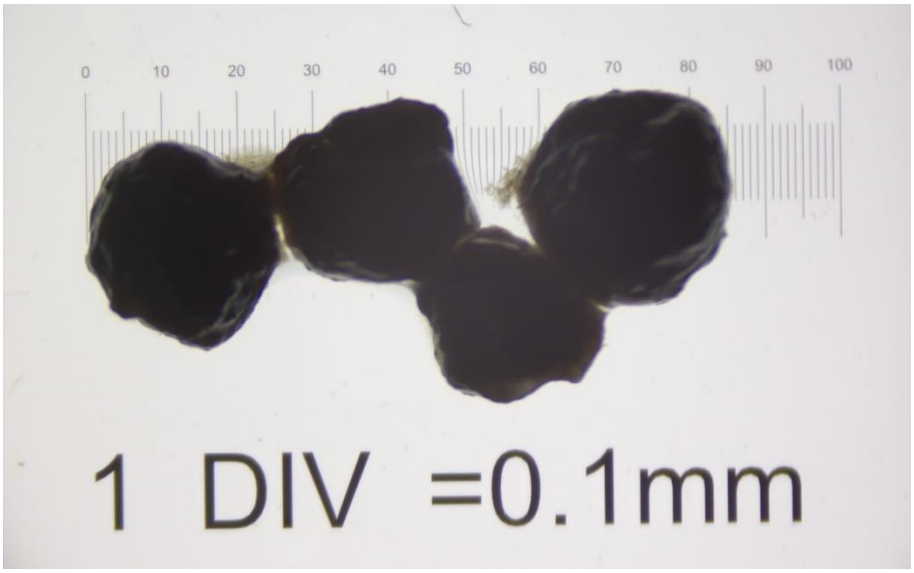



**Abbildung 4.36:** Granulaentwicklung nach Optimierungsmaßnahmen

Die Größenverteilung einer am 20.11.2024 durchgeführten Siebung ist in Abbildung 4.37 dargestellt. Die Werte zeigen, dass 79,85 % größer als 200 µm sind und damit als granuliert gelten, 38,97 % überschreiten den Wert von 1000 µm.

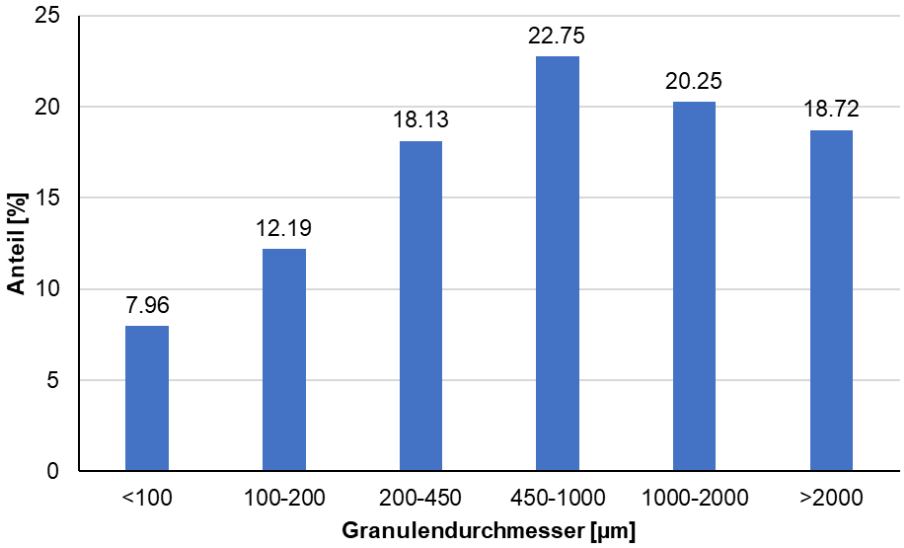



**Abbildung 4.37:** Größenverteilung nach Optimierungsmaßnahmen (Siebung vom 20.11.2024)

Zur Bildung aerober Granula können auch Scherkräfte hilfreich sein, allerdings sind die Angaben in der Literatur dazu abweichend und teilweise sogar widersprüchlich. Aufgrund der oben genannten Verbesserungen durch die unterteilte anaerobe Stufe und die intermittierende Belüftung, wurde der Einfluss von Scherkräften auf die Bildung aerober Granula nicht noch zusätzlich untersucht. Dies auch vor dem Hintergrund, dass der Einsatz von Rührwerken zur Erzeugung zusätzlicher Scherkräfte in der Großtechnik einen zusätzlichen Energiebedarf bedeuten würde.

Der Dauerbetrieb der Anlage selbst lief vollständig automatisiert und hat von Anfang an sehr gut funktioniert, sowohl hinsichtlich der Pumpen- und Belüftersteuerung, als auch der Steuerung für die Flotation. Lediglich die automatisierte Reinigung des Entspannungsventils wurde auf manuellen Betrieb umgestellt, da sie aufgrund der Miniaturisierung zu Druckschwankungen führte.

Bis auf die wenigen Einschränkungen, verlief der Dauerbetrieb unauffällig. Dabei ist zu berücksichtigen, dass die beschriebenen Schwierigkeiten durch die Miniaturisierung auf Versuchsanlagengröße verursacht wurden und nicht durch das Verfahren selbst.

Weiterhin hat der Dauerbetrieb gezeigt, dass die verwendeten Peristaltikpumpen die Granulen offenbar nicht oder nur vernachlässigbar gering schädigen. Anfangs wurde befürchtet, dass dieser für Versuchsanlagen im Abwasserbereich häufig eingesetzte Pumpentyp die Granulen zerquetschen könnte. Offenbar ist das jeweils eingeschlossene Wasservolumen ausreichend groß für die hier entstandenen Granulen.

Das Granulaverfahren kann hohe Biomassegehalte und die Ansiedlung spezialisierter Mikroorganismen mit langen Generationszeiten ermöglichen. Aufgrund der genannten Betriebsstörungen sowie der Einschränkungen hinsichtlich der Dosierung der Luftblasen, lagen die TS-Gehalte während des Dauerbetriebs maximal bei 4 g/L.

Eine etwas kleinere, ebenfalls am LSU betriebene kontinuierlich durchflossene Granula-anlage, die das gleiche Abwasser verwendet und ebenfalls mit intermittierender Belüftung arbeitet, erreichte dagegen einen durchschnittlichen TS-Gehalt von 6,1 g/L über ein Jahr (Berzio et al., 2023).

Es ist daher davon auszugehen, dass der TS-Gehalt hier nur aufgrund der beschriebenen Einschränkungen geringer war und im späteren Großbetrieb höhere TS-Gehalte erreicht werden können.

Die Betrachtung der Abbauleistung war keine konkrete Fragestellung in diesem Projekt, weshalb dazu auch keine Daten erhoben wurden. Aufgrund bisheriger Betriebserfahrungen mit kontinuierlich durchflossenen Granulaanlagen sind für den CSB Eliminationsraten von 90 % und für den TNb von 75 % realistisch. Für $P_{ges}$ kann mit einer Reduktion von mindestens 75 % gerechnet werden.

### 4.2.6 Numerische Strömungsuntersuchungen

Begleitend zu den Arbeiten an der Versuchsanlage wurde die Strömung in den Flotations-zellen auch numerisch untersucht. Da jedoch auch ein aufwendiges Modell Defizite in den Datengrundlagen nicht kompensieren kann und Kenntnisse über die rheologischen Eigenschaften der Schlämme nur lückenhaft vorhanden sind, wurden zunächst Viskositäts-messungen durchgeführt.

Zur Ermittlung der Viskosität wurde das RheolabQC der Fa. Anton Paar eingesetzt. Das Gerät zeichnet sich durch einen sehr weiten Messbereich aus und kann auch mit sehr kleinen Scherraten arbeiten. Die Steuerung und Messwertaufnahme erfolgen über einen PC. Für das Rheometer sind verschiedene Messsysteme vorhanden, um auch Flüssigkeiten mit Feststoffen von bis zu etwa 2 mm Durchmesser untersuchen zu können. Der in diesen Untersuchungen verwendete Messzylinder erlaubte trotz der Feststoffe DIN-konforme Messungen, sodass auf Relativmessungen mit ihren Unsicherheiten verzichtet werden konnte (siehe Abbildung 4.38). Da die Messtechnik transportabel ist, erfolgten die Messungen direkt auf der Versuchsanlage. Abweichungen und Unsicherheiten durch Transport, Temperaturveränderungen oder die Zeit wurden damit vermieden.

Das Ablaufschema der Viskositätsmessungen (nach einer kurzen Vorscherung) ist in Abbildung 4.39 dargestellt. Beginnend mit einer sehr geringen Scherrate von 0,1 1/s wird sie bis zu einem Maximalwert von 1000 1/s gesteigert, auf dem Niveau gehalten und anschließend wieder bis zum Ausgangswert verringert. Dabei werden bei zuvor definierten Scherraten die Schubspannungen gemessen, abgespeichert und die Viskosität berechnet. Die Differenz der Werte bei den steigenden und fallenden Scherraten geben Auskunft über die Thixotropie, also die Abnahme der Viskosität über die Zeit. Ausgewertet werden daher üblicherweise nur die Werte der fallenden Scherraten.

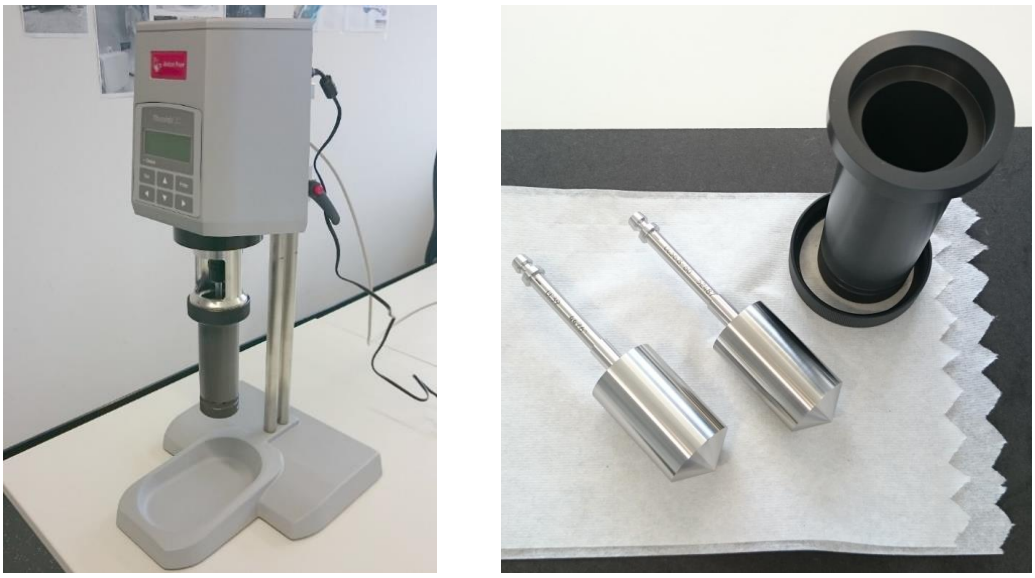


**Abbildung 4.38:** Rheometer (links) mit Messbecher und unterschiedlichen Messzylindern (rechts)

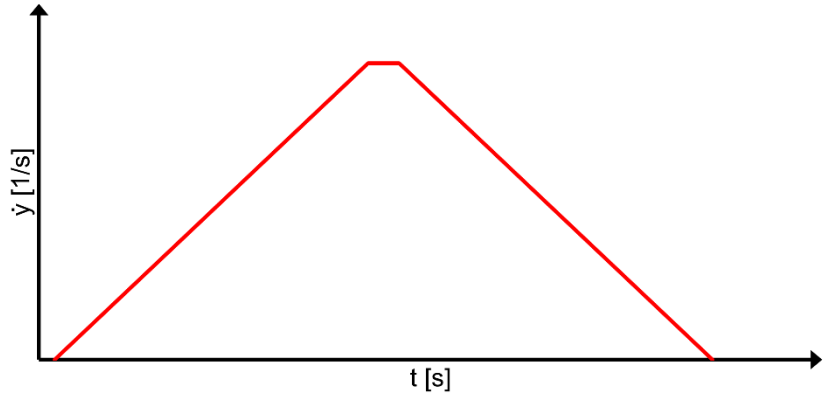



**Abbildung 4.39:** Ablaufschema der Viskositätsmessungen

Aufgrund der Anordnung der Messtechnik mit der vertikalen Achse sowie den hohen Sedimentationsgeschwindigkeiten der Granulen, sammelten sich diese sehr schnell auf dem Boden des Messbechers. Das bedeutet, dass überwiegend Flockenschlamm mit wenigen (kleinen) Granulen untersucht wurde. In den Messungen ist damit der Einfluss insbesondere der größeren Granulen auf die Viskosität nicht berücksichtigt. Diese Tatsache ist für die numerischen Strömungsuntersuchungen jedoch ohnehin nur von untergeordneter Bedeutung, da die Granulen in den Modellen als eigene Phase berücksichtigt werden.

Flockenförmige Belebtschlämme sind typischerweise keine newtonschen Fluide, wie beispielsweise Wasser. Die Ergebnisse in Abbildung 4.40 und Abbildung 4.41 zeigen erwartungsgemäß, dass die Viskosität mit steigenden Scherraten abnimmt, sodass grundsätzlich ein strukturviskoses (scherverdünnendes) Fließverhalten vorliegt. Darüber hinaus zeigte sich, dass die Viskosität auch mit der Dauer der Scherung noch geringfügig abnahm, es liegt also auch thixotropes Verhalten vor, allerdings in äußerst schwacher Ausprägung.

Aufgrund der guten Granulierung in der Versuchsanlage von etwa 80 %, ist der TS-Gehalt des Schlamms ohne Granulen nur sehr gering und damit auch die Viskosität. Bis auf den Bereich der sehr kleinen Scherraten, verhalten sich die untersuchten Schlämme nahezu wie Wasser.

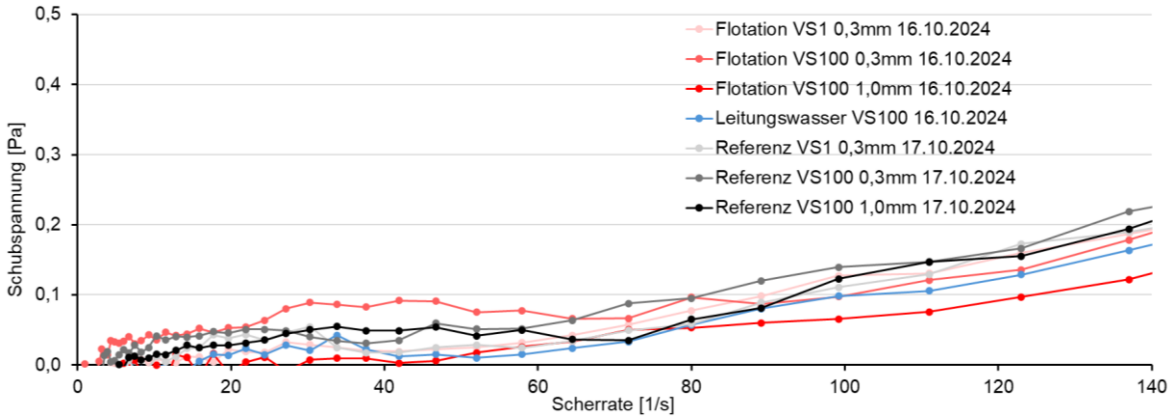



**Abbildung 4.40:** Gemessene Fließkurven

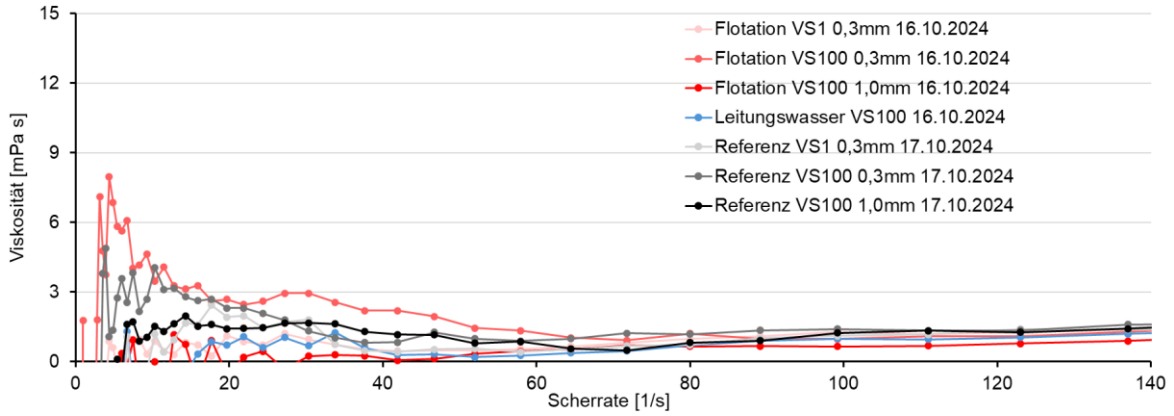



**Abbildung 4.41:** Gemessene Viskositätskurven

Der Modellaufbau sowie die Strömungsberechnungen wurden auf einer leistungsfähigen Workstation durchgeführt. Die Geometrieerstellung erfolgte mit der Software AutoCAD (Versionen 2024 und 2025, Fa. Autodesk) und die Vernetzung, Berechnung und Auswertung erfolgte mit dem kommerziellen Programmsystem ANSYS Academic Research (Fa. Ansys). Die Strömungsberechnungen wurden mit dem Programm ANSYS Fluent (Version 2020R1) durchgeführt, das den eigentlichen Rechenkern (Solver) darstellt. Als Betriebssystem wurde Windows 10 Professional (Fa. Microsoft) verwendet.

Aufgrund der komplexen dreidimensionalen Strömungsvorgänge erfolgten die Berechnungen auch mit dreidimensionalen Modellen. Dazu wurde zunächst jeweils ein Volumenmodell aufgebaut und anschließend der Strömungsraum mit Volumenelementen (Hexaeder, Tetraeder und Polyeder) unterschiedlicher, der örtlichen Geometrie und Strömung angepassten Größe (von 0,5 mm bis etwa 2 cm), gefüllt.

Da ein Modell immer einen Ausschnitt aus der Natur darstellt, müssen an seinen Begrenzungen entsprechende Bedingungen, die sogenannten Randbedingungen, festgelegt werden. Für die Zu- und Abläufe wurde die mittlere Strömungsgeschwindigkeit vorgegeben, so dass mit dem bekannten Fließquerschnitt der vorgegebene Durchfluss definiert ist. Der Überlauf bzw. der Anschluss an die Normatmosphäre (oben) wurde über eine Druckrandbedingung definiert.

Zur Turbulenzmodellierung kommen für ingenieurmäßige Fragestellungen üblicherweise statistische Turbulenzmodelle zur Anwendung, die die Auswirkungen der turbulenten Strömungsbewegung auf die mittleren Strömungsgrößen nachbilden. In den hier durchgeführten Berechnungen erfolgte die Turbulenzmodellierung jedoch nicht mit diesen

Reynoldsgemittelten Navier-Stokes-Modellen (RANS), sondern als Grobstruktursimulation (Large Eddy Simulation, LES). Die Berücksichtigung der sehr kleinen Wirbel (Feinstruktur) erfolgte nach dem Ansatz von Smagorinsky-Lilly. Diese Vorgehensweise zeigt eine detailliertere und damit realitätsnähere Abbildung der Strömung, setzt jedoch ein deutlich feineres Berechnungsnetz voraus und benötigt auch erheblich mehr Rechnerleistung.

Die Mehrphasenmodellierung (Schlamm bzw. Wasser und Luft) wurde mit dem Mixture-Model und teilweise mit zusätzlicher freier Oberfläche realisiert. Wie bereits dargestellt, ähnelt die Viskosität des Flockenschlamms (ohne aerobe Granula) aufgrund des geringen TS-Gehaltes der von Wasser. Auf die Berücksichtigung des nur vernachlässigbar gering ausgeprägten scherverdünnenden Verhaltens über eine Anpassungsfunktion (z.B. nach HERSCHEL-BULKLEY) wurde daher verzichtet. Für die Dichte und die Viskosität wurden die Standardwerte für Wasser und Luft verwendet.

Die Abbildung 4.42 zeigt das Strömungsregime in der LAB-FLOAT für einen Recyclestrom von 30 L/min. Deutlich ist erkennbar, dass der zentral eintretende Recycle- und Substratstrom einen Freistrahl erzeugt, der mit den Luftblasen auch Flockenschlamm und Granulen in Richtung der freien Oberfläche transportiert. Die Strömung wird dort nach außen, in Richtung der Zellenwand und durch diese dann zum Zellenboden gelenkt. So dass eine kreisförmige Wirbelstruktur entsteht (vergl. Kapitel 4.2.2).

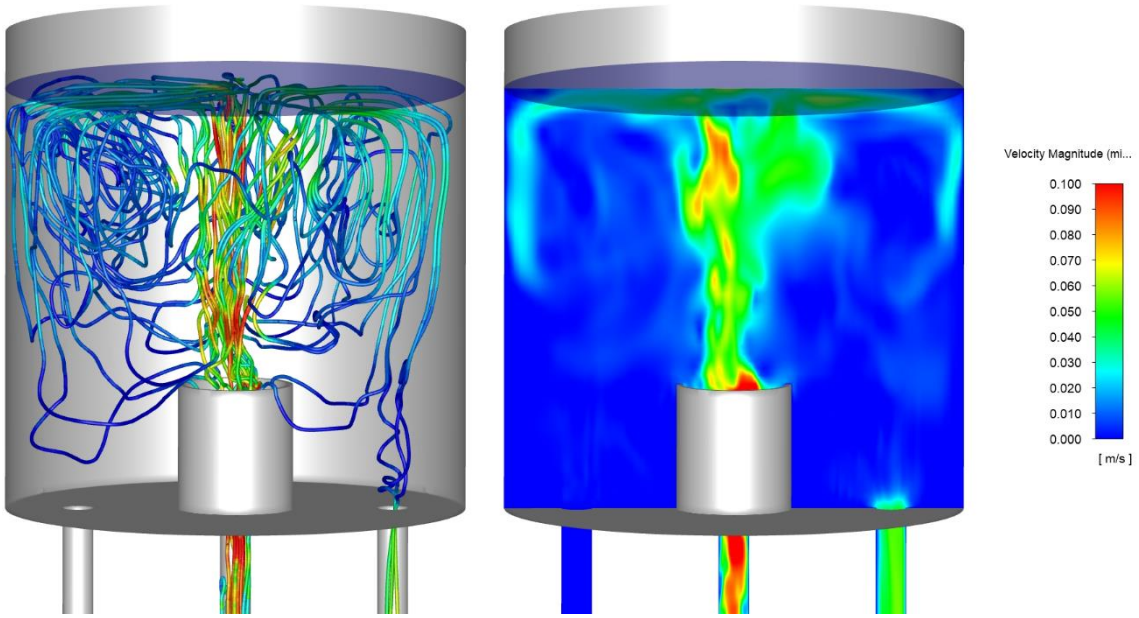



**Abbildung 4.42:** Pfadlinien (links) und Geschwindigkeitskonturen in Zellenmitte (rechts) in der LAB-FLOAT 20

Für die Fragestellung in diesem Projekt ist diese Strömungsführung in der Zelle nur bedingt geeignet, da insbesondere kleine Granulen auch ohne ausreichende Luftblasenanhaftung in Richtung Wasseroberfläche transportiert werden und sich dort im Flockenschlamm ansammeln. Sie sedimentieren dann nicht mehr, es sei denn, sie werden durch die Erzeugung von Scherkräften vom Flockenschlamm und den Luftblasen abgetrennt.

Untersucht wurde ebenfalls die neue Flotationszelle mit einer Beaufschlagung gemäß Auslegung (Abtrennung von 20 % des TS-Gehaltes (Flockenschlamm), siehe folgendes Kapitel 4.2.7). Die Bahnlinien der aeroben Granula (Durchmesser 0,5 mm, Dichte 1020 g/L) wurden zusätzlich mit dem Discrete-Phase-Model (LAGRANGEsche Betrachtung) auf das jeweils vorhandene Strömungsfeld berechnet. Die Abbildung 4.43 zeigt die Bahnlinien der

Granula (links) und die Geschwindigkeitskonturen in Zellenmitte (rechts). Durch die aufsteigenden Luftblasen entsteht hier ebenfalls eine Strahlwirkung, wodurch teilweise auch die Granulen mitgerissen und über den Ablauf oben ausgetragen werden können. Deutlich ist die Erhöhung des Recyclestroms auf eine (beispielhaft gewählte) Abtrennung von 70 % des TS-Gehaltes in Abbildung 4.44 zu erkennen, die Geschwindigkeiten nehmen zu und es sedimentieren weniger Granulen.

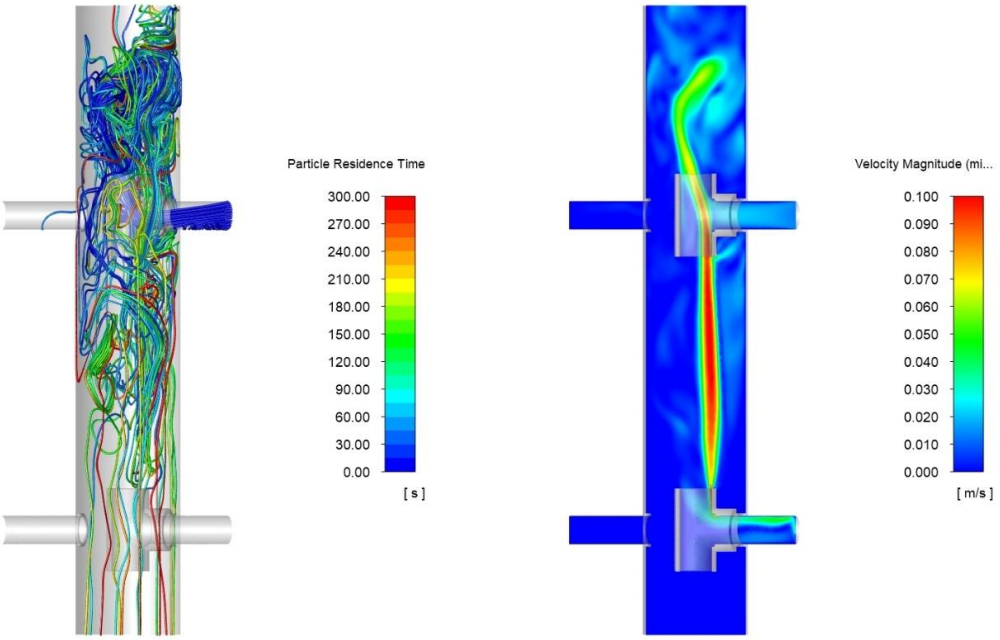



**Abbildung 4.43:** Bahnlinien der Granulen (links) und Geschwindigkeitskonturen in Zellenmitte (rechts) in der neuen Flotationszelle (20 % TS-Abtrennung)

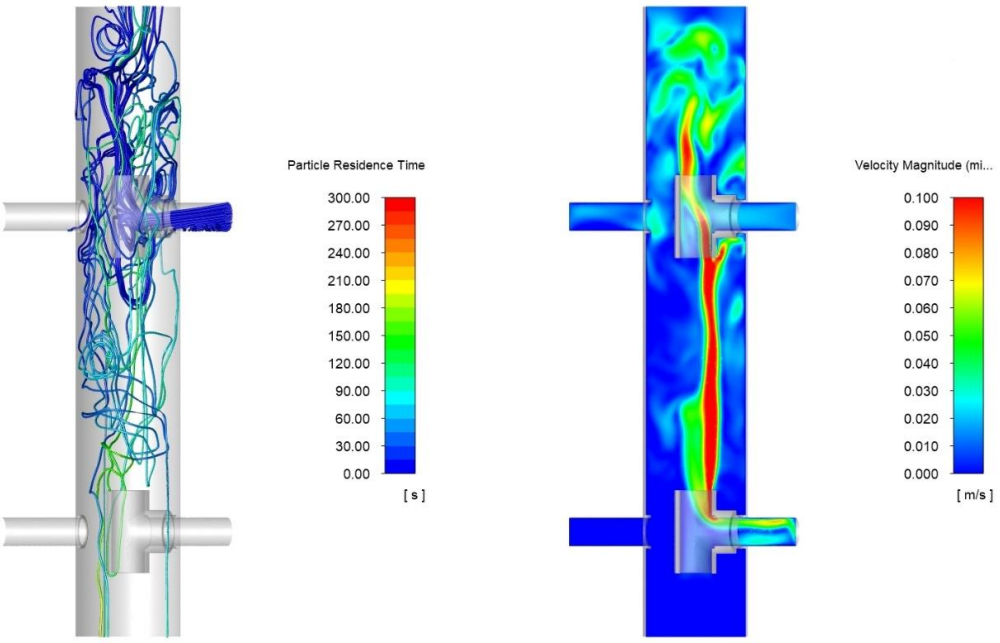



**Abbildung 4.44:** Bahnlinien der Granulen (links) und Geschwindigkeitskonturen in Zellenmitte (rechts) in der neuen Flotationszelle (70 % TS-Abtrennung)

Die Ausbildung der Zuläufe für den zu trennenden Schlamm sowie für den Recyclestrom mit einem T-Stück hat den Vorteil, dass sie vertikal in beide Richtungen durchlässig sind. So sammeln sich die Luftblasen nicht an einer Stelle, fließen zusammen, steigen dann schnell auf und beeinflussen damit die Strömung und das Abtrennverhalten. Die Granulen bzw. die Schlammflocken können ebenfalls in beide Richtungen transportiert werden und lagern sich nicht ungewollt ab.

Der Nachteil ist, dass insbesondere kleinere Granulen (wie die oben aufgeführten Berechnungen zeigen) direkt nach Eintritt in die Flotationszelle durch die Strömung nach oben getragen werden. Dieser Effekt ist zwar deutlich geringer als in der LAB-FLOAT, stört aber dennoch die Abtrennung. Außerdem zeigten die Beobachtungen der Versuchsanlage, dass vereinzelt auch Granulen ohne den Betrieb der Flotation und damit ohne die aufsteigenden Luftblasen ausgetragen wurden. Dieser Effekt trat insbesondere dann auf, wenn die Belüftung in der aeroben Stufe gestartet wurde, daraufhin der Wasserspiegel schnell anstieg und es in der Flotationszelle zu einer hydraulischen Stoßbelastung kam. Zur Verringerung dieses Effektes, wurden verschiedene Geometrieänderungen untersucht. Neben dem Istzustand mit dem offenen T-Stück, wurde eine Prallplatte (ähnlich dem Stengeleinlauf eines Nachklärbeckens) im Abstand von 2,5 mm, eine das T-Stück nach oben verschließende Prallplatte und ein Strömungslenker betrachtet. Aufgrund der Vielzahl der Berechnungen erfolgte die Turbulenzmodellierung hier mit dem RNG k-ε Modell.

In Abbildung 4.45 bis Abbildung 4.48 sind neben der Geometrie (links) beispielhaft die berechneten Bahnlinien der aeroben Granula für einen Durchmesser von 0,5 mm und eine Dichte von 1005 g/L in zwei unterschiedlichen Ausschnitten (mittig und rechts) dargestellt. In Abbildung 4.49 sind die Anteile der sedimentierten Granulen verschiedener Größe und Dichte den unterschiedlichen Zulaufgeometrien gegenübergestellt.

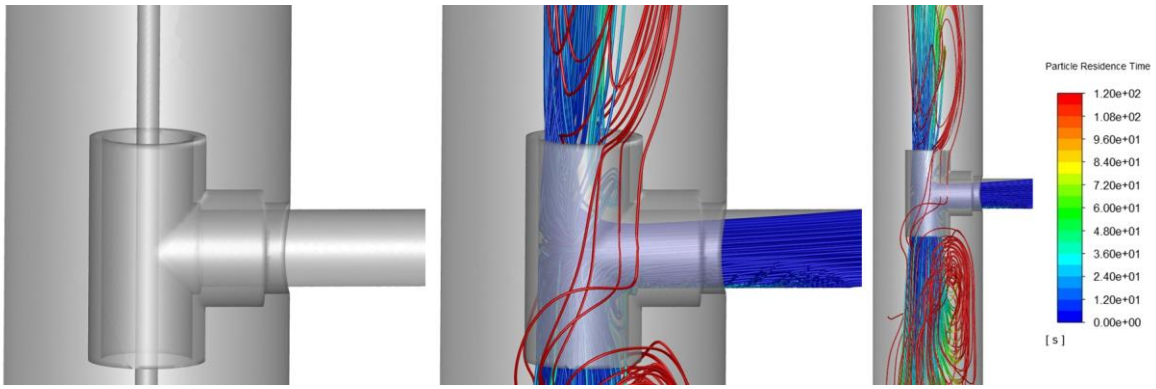



**Abbildung 4.45:** Bahnlinien der Granulen bei offenem T-Stück

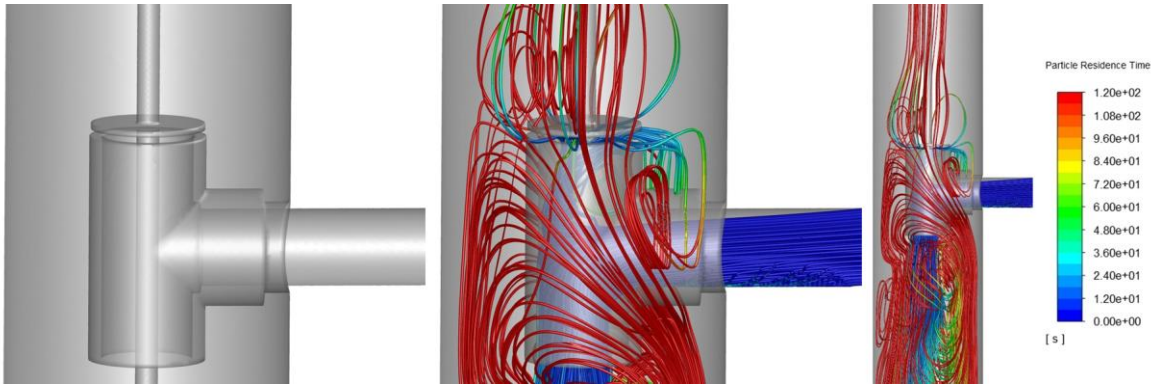



**Abbildung 4.46:** Bahnlinien der Granulen mit Prallplatte im Abstand von 2,5 mm

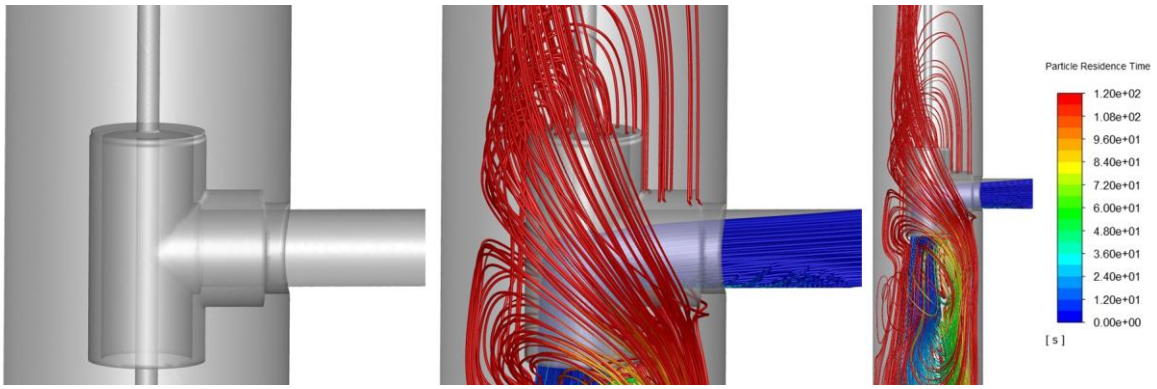



**Abbildung 4.47:** Bahnlinien der Granulen mit verschließender Prallplatte

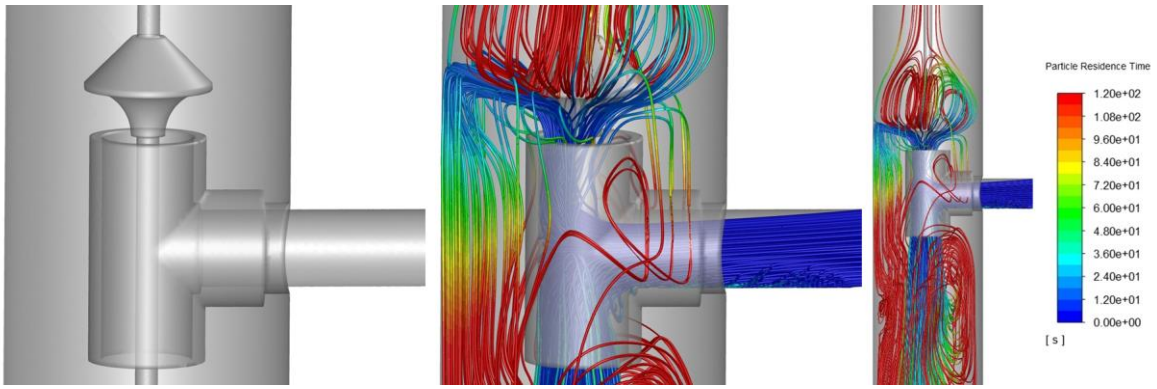



**Abbildung 4.48:** Bahnlinien der Granulen mit Strömungslenker

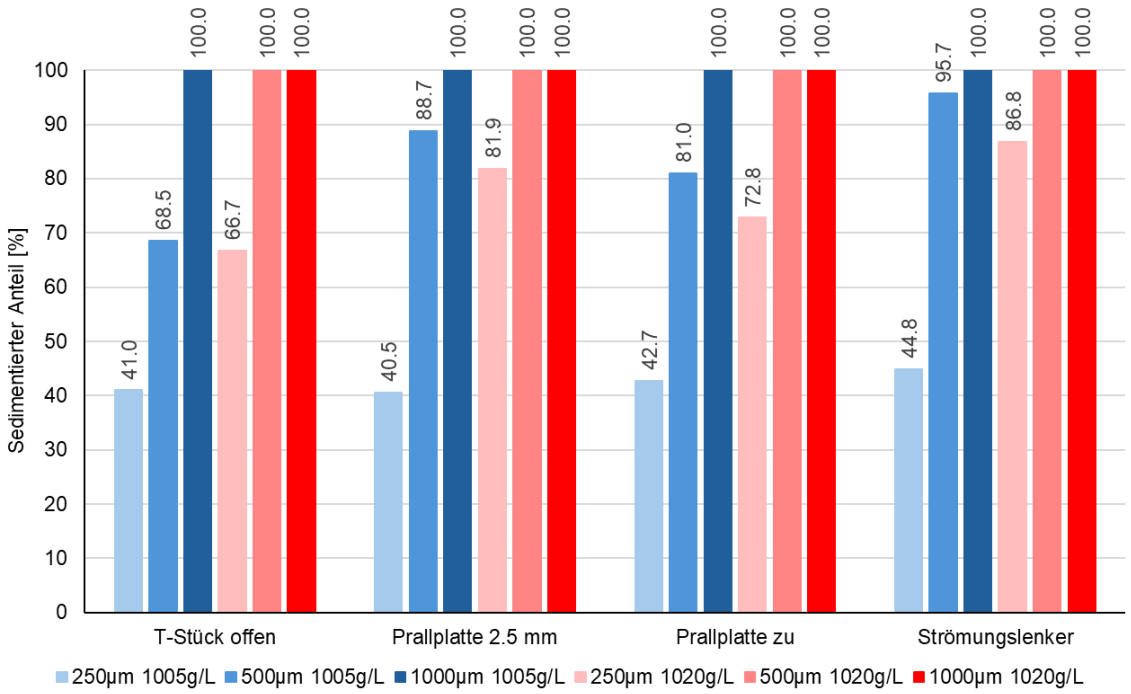



**Abbildung 4.49:** Anteil sedimentierter Granulen bei unterschiedlichen Zulaufgeometrien

Die Ergebnisse zeigen, dass die Variante mit dem Strömungslenker die beste Abtrennung der aeroben Granula ermöglicht. Die Geometrie wurde unter hydraulischen Aspekten zunächst als CAD-Modell entwickelt, dann mit einem 3D-Drucker hergestellt und anschließend in die Flotationszelle eingebaut (siehe Abbildung 4.50).

**Abbildung 4.50:** Strömungslenker als CAD-Modell (links oben), nach dem 3D-Druck (links unten) und in eingebautem Zustand (rechts)

Mit den numerischen Strömungsmodellierungen wurde beispielhaft auch die mögliche Integration einer Flotationszelle in ein bestehendes Kläranlagenbecken betrachtet. Die in Abbildung 4.51 berechnete Zelle besitzt einen Durchmesser von 45 cm und befindet sich in einem unbelüfteten Abschnitt eines Belebungsbeckens vor dessen Rückwand. Während Becken realer Kläranlagen Tiefen von 5 bis 6 m erreichen können, wurde hier aus Gründen der Modellgröße (Zellanzahl) eine Tiefe von nur 1,5 m gewählt. Der Zulauf des zu trennenden Schlammgemisches erfolgt hier über quadratische Öffnungen in der Mantelfläche der Flotationszelle. Durch das hydraulische Gefälle und unterstützt durch die aufsteigenden Luftblasen der Flotation, steigt das Abwasser mit dem Flockenschlamm in der Zelle auf und fließt dem Ablauf zu. Die sedimentierten Granulen werden im unteren konischen Teil der Zelle abgezogen. Die dafür erforderlichen Leitungen (auch für den Recyclestrom) sind nicht dargestellt.

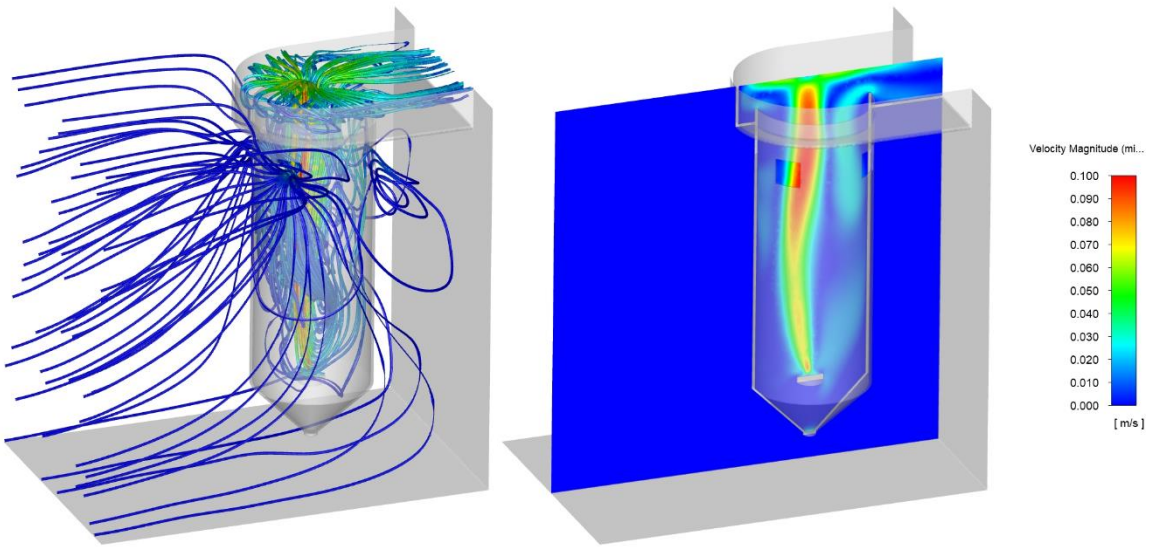



**Abbildung 4.51:** Pfadlinien (links) und Geschwindigkeitskonturen in Zellenmitte (rechts) einer in ein Belebungsbecken integrierte Flotationszelle

Grundsätzlich scheint die Integration einer Flotationszelle daher möglich, allerdings zeigen die Berechnungen auch deutliche Interaktionen der Strömung zwischen getauchter Flotationszelle und umgebendem Belebungsbecken. Für eine konkrete Umsetzung sind daher weitergehende Betrachtungen erforderlich.

### 4.2.7 Parameter zur Auslegung der Flotationszellen

Zur Dimensionierung von Flotationszellen sind die Auslegungsparameter zu bestimmen. Relevant sind hier die effektive Oberflächenbeschickung $q_{A,eff}$ und das Luft-Feststoff-verhältnis $L_{TS}$. Damit wurde die abschließend eingesetzte Flotationszelle für die Versuchs-anlage ausgelegt (siehe Kapitel 4.2.5) sowie die Flotationszellen für die Kläranlagen Schwelm (Kapitel 4.3.2) und Marienheide (Kapitel 4.3.3).

Die effektive Oberflächenbeschickung $q_{A,eff}$ basiert bei der Flotation auf der mittleren Aufstiegsgeschwindigkeit der gebildeten Luft-Feststoff-Aggregate. Sie ist damit analog zur Sedimentation zu sehen, bei der die Oberflächenbeschickung aus der mittleren Sink-geschwindigkeit der Feststoffpartikel abgeleitet wird. Die Einheit m³/(m²*h) ist daher bei beiden Verfahren identisch. Zu beachten ist, dass bei der Flotation die Summe aus Zulaufvolumenstrom und Recyclingstrom berücksichtigt werden muss.

Aufgrund von Skalierungseffekten weicht die effektive Oberflächenbeschickung einer kleinen Laboranlage stark von den Werten einer Großanlage ab, sodass hier die Betrachtung von Erfahrungs- und Literaturwerten zielführender war.

Für die Schlammeindickung der KA Bottrop, die mit der Technik von Enviplan ausgestattet ist, wurde ein Wert von 2,69 m³/(m²*h) ermittelt (Böhm, 1998). (Hepcke, 1984) nennt für die Oberflächenbeschickung eine große Bandbreite von 1 – 16 m³/(m²*h), jedoch überwiegend ohne weitere Details. Für kommunale Schlämme wird ein Wert bis 4,5 m³/(m²*h) aufgeführt. Für die Vorreinigung mit Überschußschlammzugabe werden Werte von 3 – 6 m³/(m²*h) und für die Phosphorschlammabtrennung 4 – 7 m³/(m²*h) als bewährte Bemessungsansätze genannt.

Das VDMA-Blatt 24430 (VDMA, 2001) nennt einen Bereich von 8 – 10 m³/(m²*h). Der ATV-Arbeitsbericht (ATV, 1999) führt für die Überschußschlammeindickung einen Bereich von 2 – 5 m³/(m²*h), als Nachklärbeckenersatz 3 – 6,5 m³/(m²*h) und für die Entlastung >10 m³/(m²*h) auf.

Für die Abtrennung des Flockenschlamms von den aeroben Granula ergibt sich damit eine Bandbreite von 3 – 8 m³/(m²*h). Aufgrund von Erfahrungen, die Enviplan mit vielen erfolgreich betriebenen Anlagen gesammelt hat, wurde für die weiteren Betrachtungen ein Wert von 5 m³/(m²*h) angesetzt. Auch die zuletzt verbaute Flotationszelle (optimierte Flotationskolonne) der Versuchsanlage wurde damit ausgelegt (siehe Tabelle 4.1).

Der Wert $L_{TS}$ gibt das Verhältnis der (nach der Entspannung freigewordenen) Luftmenge zur abzutrennenden Feststoffmenge in $g_{Luft}/kg_{Feststoff}$ an. Da die erforderliche Luftmenge über den Recyclestrom eingetragen werden muss, wirkt sich ein kleiner $L_{TS}$ positiv auf den Energiebedarf aus.

Aufgrund der Miniaturisierung und des sehr geringen Luftbedarfs der Versuchsanlage, war die Ermittlung der Durchflussmenge mit großen Unsicherheiten behaftet, da die Werte an der unteren Grenze des Messbereichs lagen. Größere Durchflüsse im Bereich der Messtechnik zeigten eine deutliche Überdosierung in der Versuchsanlage und führten zu unrealistisch hohen Werten. Ergänzend wurden daher Literaturwerte herangezogen.

Für die genannte Schlammeindickung der KA Bottrop wurde ein Luft-Feststoff-Verhältnis von 21 g/kg ermittelt (Böhm, 1998). (Hepcke, 1984) nennt für die flotative Überschußschlammeindickung mit der Druckentspannungsflotation 10 – 30 g/kg als realistischen Bereich für die praktische Bemessung.

Gemäß VDMA-Blatt 24430 (VDMA, 2001) liegen Erfahrungswerte im Bereich zwischen 8 und 15 g/kg. Die empfohlenen Bemessungswerte nach ATV-Arbeitsbericht (ATV, 1999) liegen für Flotationsanlagen bei der Überschussschlammeindickung im Bereich von 15 – 30 g/kg. Als Nachklärbeckenersatz mit einem TS-Gehalt < 30 mg/L liegt der Bemessungswert bei 15 g/kg. Wird die Flotation als Entlastung mit einem TS-Gehalt <120 mg/L beschickt, sollte der Wert bei rund 11 g/kg liegen.

Zusammengefasst ergeben die Literaturangaben eine Bandbreite von 8 – 30 g/kg, basierend auf den Erfahrungen von Enviplan wurde hier ein Bemessungswert von 15 g/kg angesetzt (siehe Tabelle 4.1).

Dabei wird jedoch angenommen, dass 100 % des Belebtschlamms abgeschieden werden sollen. Bei einem angestrebten Flockenschlamm-Granula-Verhältnis von 20 % zu 80 % müssen aber nur 20 % der Biomasse (Flockenschlamm) flotativ abgetrennt werden und die restlichen 80 % (aerobe Granula) sedimentieren. Somit reduziert sich der Wert des $L_{TS}$ auf 2 – 6 g/kg, wenn er auf den gesamten TS bezogen wird. Bei dem oben genannten Bemessungswert von 15 g/kg, ergeben sich mit dem auch in der Tabelle berücksichtigten Flockenschlammanteil von 20 % hier also 3 g/kg bezogen auf den gesamten TS.

**Tabelle 4.1:** Bemessung Flotationszelle der Versuchsanlage

| **Vorgaben allgemein** | | |
|---|---|---|
| Parameter | Versuchsanl. | Einheit |
| $Q_{zu}$ | 0.0360 | $m^3/h$ |
| $TS_{zu}$ | 4.00 | $kg/m^3$ bzw. g/L |
| Anteil Flocken | 20 | % |
| $TS_{zuFL}$ | 0.80 | $kg/m^3$ bzw. g/L |
| $T_{Auslegung}$ | 20 | °C |
| | | |
| **Vorgaben Gasphase** | | |
| ΔP | 3 | bar |
| $n_{S/E}$ | 95 | % |
| | | |
| **Vorgaben Recyclestrom** | | |
| $L_{TS}$ | 15 | g/kg |
| $qA_{eff}$ | 5 | $m^3/(m^2*h)$ |
| | | |
| **Berechnung Gasphase** | | |
| Löslichkeit | 18.729 | NmL/kg $H_2O$ |
| Eintrag (Volumen) | 53.376 | NmL/kg $H_2O$ |
| Dichte | 1.204 | $kg/m^3$ bzw. g/L |
| Eintrag (Masse) | 64.270 | $g/m^3$ |
| | | |
| **Berechnung Recyclestrom** | | |
| $m_s$ | 0.0288 | kg/h |
| $m_a$ | 0.4320 | g/h |
| $Q_{rec}$ | 0.0067 | $m^3/h$ |
| $Q_{ges}$ | 0.0427 | $m^3/h$ |
| | | |
| **Berechnung Zellenabmessungen** | | |
| $A_{eff}$ | 0.0085 | $m^2$ |
| | | |
| **Rundzelle** | | |
| Durchmesser | 0.104 | m |

## 4.3 Planung von Umbaumaßnahmen zur Integration der Flotation für eine großtechnische kontinuierlich beschickte Kläranlage auf aerobe Granula (AS3)

### 4.3.1 Technische Möglichkeiten zur Einbindung der Flotation

Mit den Laborversuchen konnten folgende grundlegende Randbedingungen für die Auslegung einer Flotation zur Etablierung von AGS in einer kontinuierlich beschickten biologischen Stufe abgeleitet werden (siehe auch Kapitel 4.1 und Kapitel 4.2):

- Einbindung einer mehrstufigen Bio-P-Stufe mit einer Aufenthaltszeit von ca. 2 h, um die Bildung von aerobem Granulaschlamm (AGS) zu fördern
- Mit einer Integration der Flotationseinheit im Hauptstrom kann im kontinuierlichen Betrieb AGS von Flockenschlamm abgetrennt werden
- Mit AGS sind TS-Gehalte von mehr als 4 g/L im Dauerbetrieb möglich
- Ein Verhältnis von ca. 80 % AGS zu 20 % Flockenschlamm kann erreicht werden

Für die Einbindung der Flotation bieten sich zwei Verfahren an (siehe auch (Benstöm, 2021a)):

- Einbindung im Hauptstrom
- Einbindung im Nebenstrom

In Abbildung 4.52 ist die Einbindung der Flotation im Hauptstrom dargestellt. Hierbei wird der Ablauf der Belebung ($Q_{ZU}$+$Q_{RS}$) zur Flotation gepumpt. Für die Flotation sind eine Pumpe für den Recyclestrom, ein Kompressor zum Eintrag der Luft und ein Entspannungsventil erforderlich. Das Klarwasser und das Flotat werden dem NK-Becken im freien Gefälle zugeleitet. Der Granulaschlamm wird in den Zulauf des anaeroben Beckens gepumpt. Der Abzug des Flockenschlamms erfolgt weiterhin über den bestehenden ÜS-Schlammabzug. Nachteil der Einbindung im Hauptstrom ist der hohe Volumenstrom, für den die Flotation zu bemessen ist.

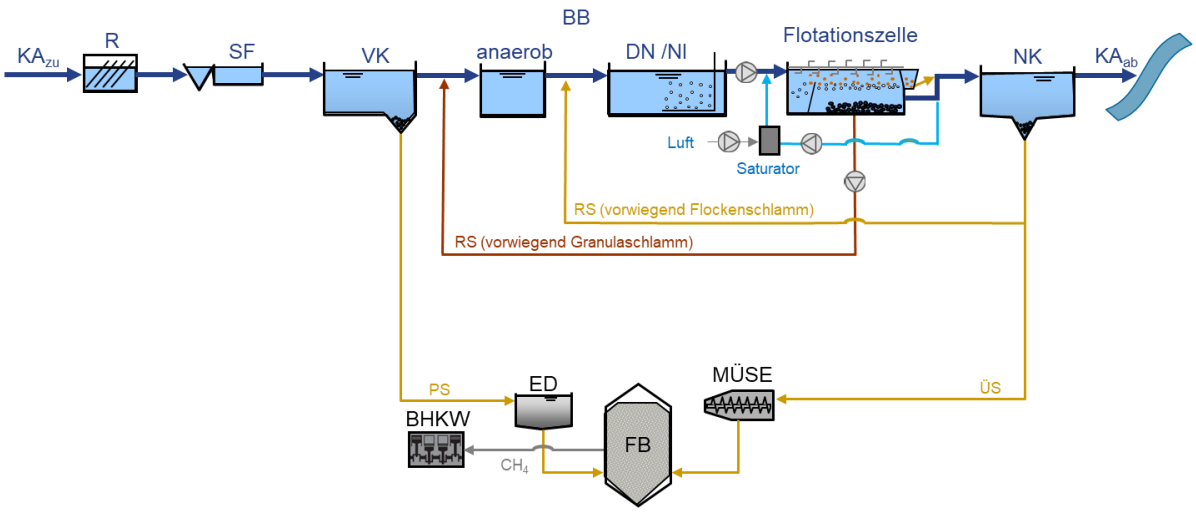



**Abbildung 4.52:** Einbindung der Flotation im Hauptstrom inkl. erforderlicher Pumpen

In Abbildung 4.53 ist die Einbindung der Flotation im Nebenstrom dargestellt. Hierbei wird der gesamte oder ein Teil des Rücklaufschlamms zur Flotation mit den bestehenden RS-Pumpen geleitet. Mit der Flotation wird der Rücklaufschlamm aufgetrennt. Das Klarwasser wird dem Zulauf der Nachklärung im freien Gefälle zugeleitet. Das Flotat wird in den Zulauf des NK-Beckens gepumpt. Der Granulaschlamm wird in den Zulauf des anaeroben Beckens gepumpt. Der Flotatschlamm wird in den Zulauf des DN-Beckens gepumpt. Der ÜS-Schlammabzug erfolgt aus dem Flotatschlamm. Vorteil der Einbindung im Nebenstrom ist der geringere Zulaufvolumenstrom zur Flotation, insbesondere wenn nur ein Teil des RS-Schlamms über die Flotation geführt wird.

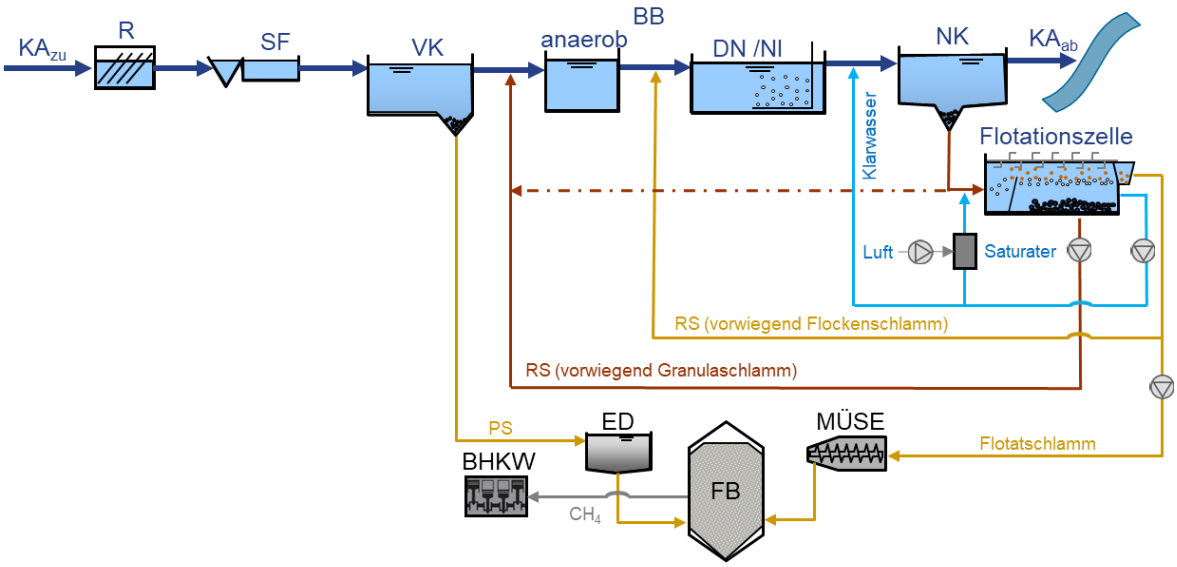



**Abbildung 4.53:** Einbindung der Flotation im Nebenstrom inkl. erforderlicher Pumpen

Die technische Einbindung einer Flotation in eine kontinuierlich betriebene biologische Stufe wird beispielhaft für die Kläranlagen Schwelm und Marienheide des Wupperverbandes untersucht und beurteilt. In den Kapiteln 4.3.2 und 4.3.3 werden die Kläranlagen beschrieben und die biologischen Stufen statisch bemessen, um die Auslastung der Anlage im Istzustand zu beurteilen und die mögliche Erhöhung der Ausbaukapazität durch Einbindung einer Flotation und Etablierung von aeroben Granula zu ermitteln.

Mit der Etablierung der aeroben Granula in der Belebungsstufe verbessern sich die Absetzeigenschaften des Belebtschlammes. Für die statische Bemessung der biologischen Stufe wird angenommen, dass ein niedriger ISV angesetzt werden kann und sich hiermit die Leistungsfähigkeit der Nachklärung verbessert und der TS-Gehalt in der biologischen Stufe erhöht werden kann (Benstöm, 2021b). Eine weitere Verbesserung, die im Rahmen der Nachbemessung nicht berücksichtigt wird, ist die Etablierung einer simultanen Nitrifikation und Denitrifikation beim Granulaverfahren (Benstöm, 2021b).

Die maßgebenden Auslegungsgrößen für die Einbindung einer Flotationsanlage werden ermittelt. Hierbei werden die beschriebenen unterschiedlichen Konzepte zur Einbindung der Flotation berücksichtigt (Hauptstrom oder Nebenstrom). Für die unterschiedlichen Varianten werden Lageplankonzepte erarbeitet und es wird ein Kostenvergleich durchgeführt.

### 4.3.2 Einbindung einer Flotation auf der Kläranlage Schwelm

Die Kläranlage Schwelm hat eine Ausbaugröße von 48.000 E. Die Anlage verfügt über eine mechanische Stufe mit Rechen, Sandfang und Vorklärung, eine biologische Stufe mit zwei als einstraßige Kaskade verschalteten Belebungsbecken und vier Nachklärbecken (siehe Abbildung 4.54). Die Nachklärung besteht aus zwei baulichen Einheiten: einem Rundbecken und drei Rechteckbecken. Die Stickstoffelimination ist als intermittierende Denitrifikation ausgebildet. Der Überschuss- und der Primärschlamm werden in zwei Faulbehältern anaerob stabilisiert. Die Grundlagendaten sind in Tabelle 4.2 zusammengefasst.

**Tabelle 4.2:** Grundlagendaten KA Schwelm

| | | |
|---|---|---|
| Jahresabwassermenge | 3.207.864 | $m^3$ |
| Ausbaugröße | 48.000 | E |
| VK-Volumen | 700 | $m^3$ |
| Belebungsbeckenvolumen | 6.600 | $m^3$ |
| NK-Volumen | 4.130 | $m^3$ |
| NK-Oberfläche | 1.330 | $m^2$ |
| Betriebsweise biologische Stufe | IDN | |
| Qm (max. Mischwasserumlauf zur KA) | 355 | l/s |

Luftbild: Peter Sondermann, 2016

1 Zulaufbauwerk
2 Regenüberlaufbecken
3 Rechen
4 Sandfang
5 Vorklärbecken
6 Belebungsbecken
7 Gebläsegebäude und Blockheizkraftwerk
8 Nachklärbecken
9 Ablaufbauwerk
10 Voreindicker
11 Faulbehälter
12 Nacheindicker
13 Schlammentwässerung
14 Trübwasserspeicher
15 Gasbehälter
16 Kompostfilter
17 Betriebsgebäude
18 Sozialgebäude
19 Fäkaannahme
20 Primärschlammpumpwerk
21 maschinelle Überschussschlammeindickung

**Abbildung 4.54:** Anlagenteile auf der Kläranlage Schwelm

In Abbildung 4.55 ist der Lageplan der Kläranlage Schwelm mit den maßgebenden Fließwegen dargestellt. Der Ablauf der zweistufig kaskadierten Belebungsstraße fließt über das Verteilerbauwerk zum Zufluss der Nachklärung. Der Rücklaufschlamm wird von der Nachklärung, die aus zwei baulichen Einheiten besteht, in den RS-Schacht gepumpt. Der Rücklaufschlamm fließt im freien Gefälle zum Ablauf der Vorklärung. Der ÜS-Schlamm kann sowohl in die Vorklärung als auch zur maschinellen Überschussschlammeindickung (MÜSE) gepumpt werden.

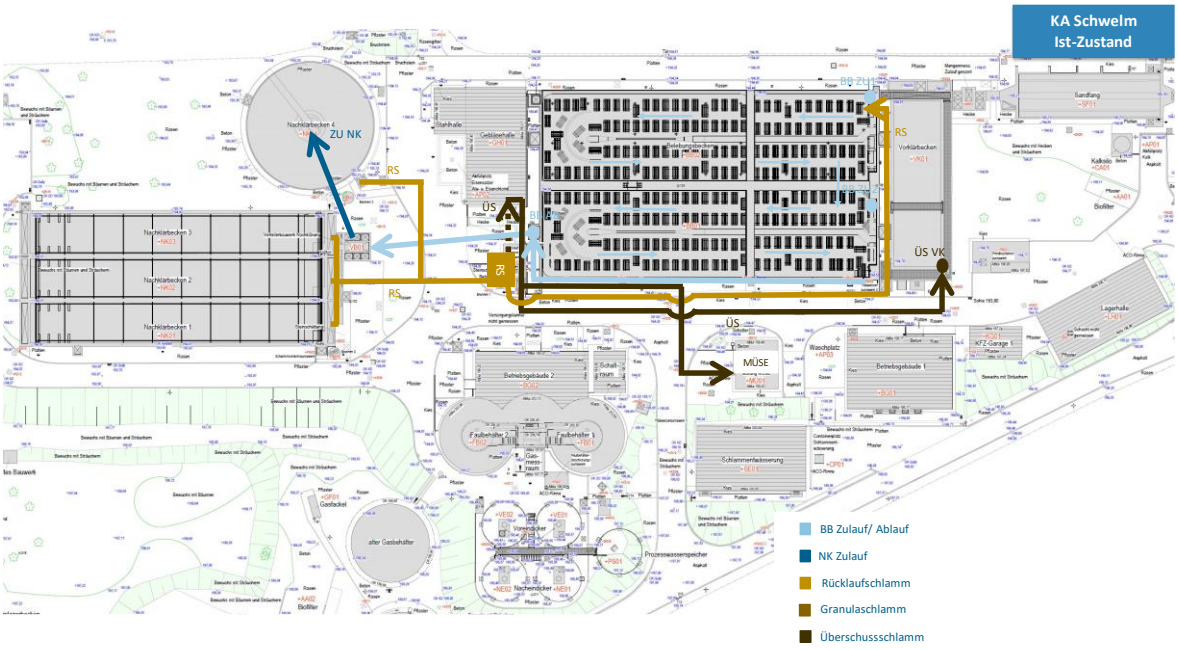



**Abbildung 4.55:** Lageplan der Kläranlage Schwelm und Darstellung der maßgebenden Fließwege der biologischen Stufe

## Betriebsdaten

In Tabelle 4.3 sind die Zulauffrachten zur KA Schwelm zusammengestellt. Die 85 %-Perzentilfracht für den Parameter CSB liegt bei 4.379 kg/d. Dies entspricht einer einwohnerspezifischen Belastung von rund 36.500 E für den Parameter CSB. Die einwohnerspezifische Belastung für den Parameter $N_{ges}$ liegt mit rund 50.000 EW deutlich höher. In Tabelle 4.4 und Abbildung 5.1 bis Abbildung 5.6 sind die Betriebsdaten für die Parameter Temperatur, TS-Gehalt und Volumenströme in der biologischen Stufe, im Zulauf der Kläranlage, im Rücklaufschlamm (RS) und Überschussschlamm (ÜS) sowie das Schlammalter zusammengestellt. Die Daten werden für die Bemessung der biologischen Stufe nach DWA-A 131 und für die Auslegung der Flotation verwendet.

**Tabelle 4.3:** Zulauffrachten biologische Stufe KA Schwelm

| **Zulauf Kläranlage 2021** | | CSB | AFS* | $N_{ges}$ | $P_{ges}$ |
|---|---|---|---|---|---|
| Mittelwert | $B_d$ [kg/d] | 3.042 | | 404 | 49 |
| **85-Perzentilwert** | **$B_d$ [kg/d]** | **4.379** | **2.554** | **547** | **69** |
| CSB-Verhältniswert | [-] | | | 7,6 | 66,2 |
| C ($Q_{dKonz}$) | C [mg/l] | 894 | 522 | 112 | 14 |
| Anzahl | [-] | 50 | 365 | 49 | 49 |
| spez EW-Fracht | [g/(E·d)] | 120 | 70 | 11 | 1,8 |
| EW (85-Perz. ) | [E] | 36.491 | 36.491 | 49.686 | 38.117 |

**Tabelle 4.4:** Betriebsdaten KA Schwelm für Rücklauf- und Überschussschlamm

| | Q_d [m³/d] | $Q_{RS}$ [m³/d] | $Q_{UES}$ [m³/d] | $TS_{BB}$ [g/l] | $TS_{RS}$ [g/l] | $B_{d,UES}$ [kg/d] | $t_{TS}$ [d] | ISV [ml/g] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Anzahl | 365 | 365 | 365 | 253 | 253 | 253 | 253 | 252 |
| Minimum | 4.077 | 8.033 | 51 | 1,50 | 1,10 | 133,00 | 3,30 | 68,00 |
| 15-Perzentil | 4.740 | 8.313 | 224 | 2,60 | 3,98 | 942,98 | 5,93 | 84,65 |
| Median | 7.054 | 8.999 | 429 | 3,40 | 5,00 | 1.822,80 | 11,34 | 100,00 |
| Mittelwert | 10.034 | 10.450 | 421 | 3,37 | 5,08 | 2.221,13 | 15,50 | 101,35 |
| **85-Perzentil** | **17.996** | **14.033** | **607** | **4,10** | **6,30** | **3.662,08** | **22,57** | **115,35** |
| Maximum | 31.587 | 20.294 | 799 | 6,30 | 8,40 | 5.654,40 | 133,98 | 162,00 |

## Nachklärbecken

In der Tabelle 4.5 wird in Abhängigkeit des Schlammindex der zulässige TS-Gehalt unter Berücksichtigung der bestehenden NK-Oberfläche und Beckentiefe nach DWA-A 131 (DWA, 2016), ermittelt. Es werden jeweils folgende ISV-Werte aus der Betriebsdatenauswertung berücksichtigt: $ISV_{MAX}$ und $ISV_{85\%}$, (siehe Tabelle 4.4). Weiterhin wird als Standardwert ein ISV von 120 mL/g berücksichtigt. Der zulässige TS-Gehalt für die biologische Stufe im IST-Zustand ergibt sich für die Kläranlage Schwelm für den höchsten gemessenen ISV von 162 mL/g nur zu 1,64 g/L. Bei Ansatz eines günstigen ISV von 120 mL/g ergibt sich ein zulässiger TS-Gehalt in der Belebung von 2,21 g/L. Die Betriebsdaten weisen mit 3,37 g/L einen deutlich höheren TS-Gehalt auf. Für die Wirtschaftlichkeitsuntersuchung wird der Ansatz $ISV_{85}$ mit dem damit verbundenen zulässigen TS-Gehalt von 2,28 g/L berücksichtigt.

Mit der Einbindung einer Flotation und der Anreicherung von AGS kann ein deutlich höherer TS-Gehalt erreicht werden. Im Rahmen der Laborversuche wurden TS-Gehalte bis zu 4 g/L erreicht. (Berzio et al., 2023) ermittelte einen durchschnittlichen TS-Gehalt von 6,1 g/L für AGS über ein Jahr. Für die Nachbemessung wurde ein TS-Gehalt für den AGS von 4,4 g/L angesetzt. Dieser TS-Gehalt würde bei einer konventionellen Bemessung der Nachklärung nur bei einem sehr niedrig angesetzten ISV von 60 mL/g erreicht.

**Tabelle 4.5:** Bemessung Nachklärbecken KA Schwelm in Abhängigkeit vom ISV

| Bemessung der Nachklärbecken | | | NK1…3 $ISV_{max}$ | NK4 $ISV_{max}$ | NK 1…3 $ISV_{85}$ | NK 4 $ISV_{85}$ | NK1…3 $ISV_{120}$ | NK4 $ISV_{120}$ | NK1…3 Granula | NK4 Granula | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Eingangsparameter | | | | | | | | | | | |
| Mischwasserabfluss | QM | = | 959 | 320 | 959 | 320 | 959 | 320 | 959 | 320 | m³/h |
| Anteil | | = | 0,750 | 0,250 | 0,750 | 0,250 | 0,750 | 0,250 | 0,750 | 0,250 | |
| Schlammindex | ISV | = | 162 | 162 | 116 | 116 | 120 | 120 | 60 | 60 | ml/g |
| Eindickzeit | tE | = | 2,0 | 2,0 | 2,0 | 2,0 | 2,0 | 2,0 | 2,0 | 2,0 | h |
| Rücklaufverhältnis (bei QM) | RV | = | 0,75 | 0,75 | 0,75 | 0,75 | 0,75 | 0,75 | 0,75 | 0,75 | |
| TS-Gehalt der Schlämme | | | | | | | | | | | |
| TS-Gehalt im Bodenschlamm | $TS_{BS}$ | = | 7,8 | 7,8 | 10,9 | 10,9 | 10,5 | 10,5 | 21,0 | 21,0 | kg/m³ |
| TS-Gehalt im Rücklaufschlamm | $TS_{RS}$ | = | 5,4 | 5,4 | 7,6 | 7,6 | 7,3 | 7,3 | 14,7 | 14,7 | kg/m³ |
| erzielbarer TS-Gehalt im Zulauf zur NK | $TS_{BB}$ | = | 1,73 | 1,64 | 2,42 | 2,28 | 2,34 | 2,21 | 4,60 | 4,40 | kg/m³ |
| Flächenbeschickung und Schlammvolumenbeschickung | | | | | | | | | | | |
| Schlammvolumenbeschickung | $q_{SV}$ | = | 249 | 339 | 249 | 338 | 249 | 339 | 245 | 337 | l/(m²/h) |
| Flächenbeschickung | $q_A$ | = | 0,89 | 1,28 | 0,89 | 1,28 | 0,89 | 1,28 | 0,89 | 1,28 | m/h |
| Vergleichsschlammvolumen | VSV | = | 280 | 265 | 281 | 264 | 281 | 265 | 276 | 264 | l/m³ |
| Beckenabmessungen **erforderlich** | | | | | | | | | | | |
| erf. Oberfläche des Nachklärbeckens | $A_{NB}$ | = | 1.080 | 250 | 1.080 | 250 | 1.080 | 250 | 1.080 | 250 | m² |
| Klarwasserzone | $h_1$ | = | 0,5 | 0,5 | 0,5 | 0,5 | 0,5 | 0,5 | 0,5 | 0,5 | m |
| Übergangs- und Pufferzone | $h_{23}$ | = | 1,47 | 2,06 | 1,48 | 2,06 | 1,48 | 2,06 | 1,46 | 2,06 | m |
| Eindick- und Räumzone | $h_4$ | = | 0,69 | 0,94 | 0,69 | 0,94 | 0,69 | 0,94 | 0,68 | 0,94 | m |
| Gesamttiefe | $h_{ges}$ | = | 2,67 | 3,50 | 2,67 | 3,50 | 2,67 | 3,50 | 2,64 | 3,49 | m |
| Gesamtvolumen | $V_{NB}$ | = | 2.879 | 875 | 2.882 | 874 | 2.882 | 876 | 2.854 | 873 | m³ |

## Belebungsbecken

In der Abbildung 4.56 sind die Beckenvolumina in Abhängigkeit vom ISV und dem damit verbundenen zulässigen TS-Gehalt aus der Nachbemessung der Nachklärung dargestellt (siehe Tabelle 4.5). Für die konventionelle Biologie liegt für alle Lastfälle das erforderliche

Beckenvolumen über dem vorhandenen Beckenvolumen von 6.600 m³. Bei dem maximalen ISV von 162 mL/g ergibt sich ein erforderliches Beckenvolumen von 16.700 m³. Unter Berücksichtigung des $ISV_{85\%}$ von 116 mL/g ergibt sich ein Beckenvolumen von 12.000 m³.

Mit der Einbindung einer Flotation wird erwartet, dass ein TS-Gehalt von 4,4 g/L erreicht werden kann. Eine Verbesserung der Reinigungsleistung durch höhere Umsatzraten des AGS wird wie beschrieben nicht berücksichtigt. Für die Etablierung des AGS ist ein Bio-P-Becken mit einer Aufenthaltszeit von 1 h vorzusehen. Mit diesem Ansatz ist das erforderliche Beckenvolumen von 6.600 m³ für die Behandlung des Abwassers ausreichend. Der erforderliche Fällmittelbedarf kann mit dem Bio-P-Becken von 96 auf 22 kg FE/d reduziert werden (siehe Abbildung 4.57).

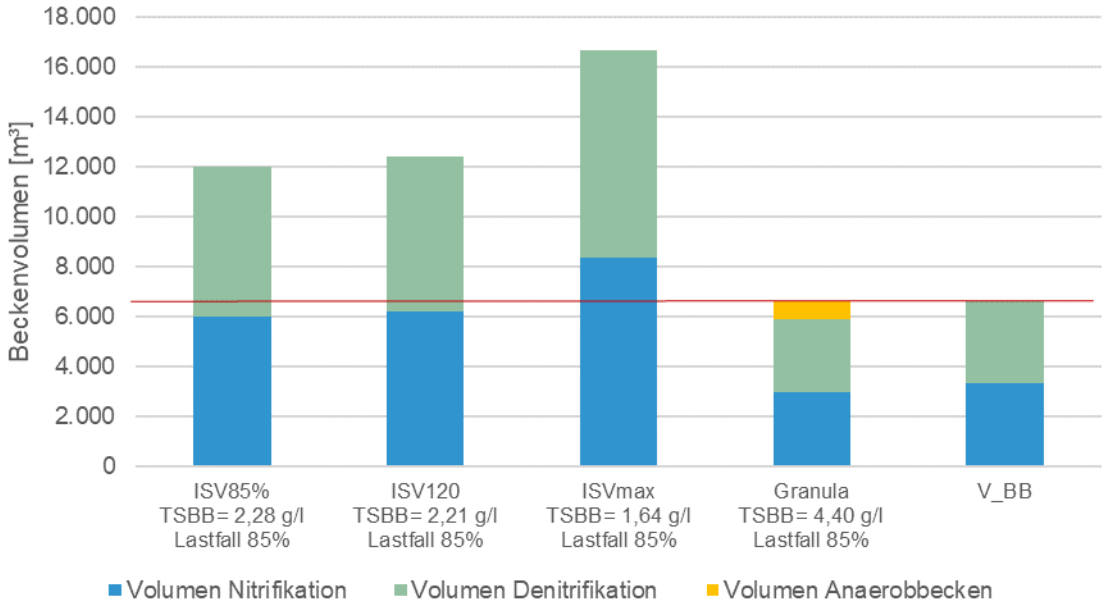



**Abbildung 4.56:** Erforderliches Beckenvolumen der KA Schwelm in Abhängigkeit vom TS-Gehalt

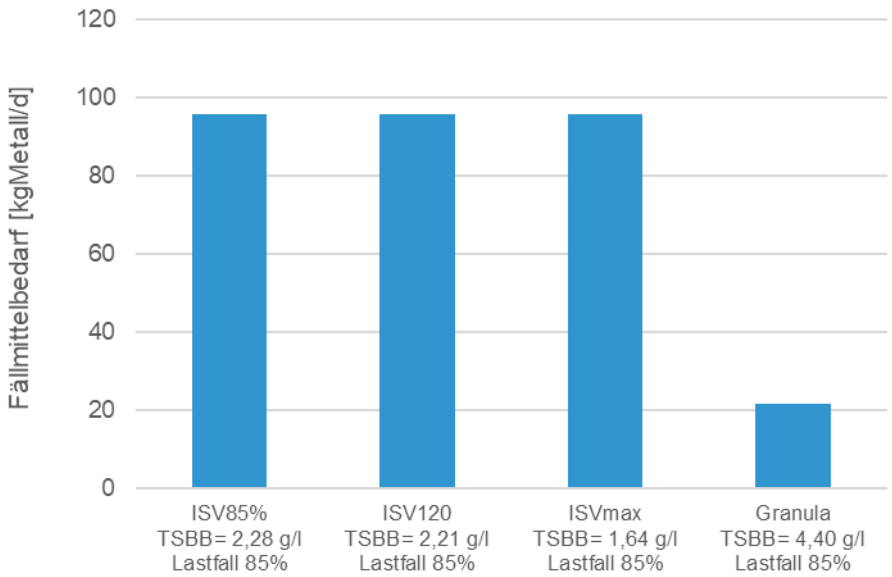



**Abbildung 4.57:** Fällmittelbedarf KA Schwelm

## Flotation

In der Tabelle 4.6 sind die erforderlichen Abmessungen der Flotation in Abhängigkeit des Zulaufvolumenstroms $Q_{zu}$ und des TS-Gehaltes zusammengestellt. Da sich die Granulen durch Schwerkraft absetzen, ist für die Bemessung der Flotationseinheit nur der TS-Gehalt des Flockenschlamms $TS_{zu,FL}$ maßgebend. Im Rahmen der Auslegung wurde hier für den Flockenschlamm ein Anteil von 20 % bezogen auf den TS-Gehalt im Zulauf der Flotationseinheit angenommen. Die Auslegung der Flotation erfolgt mit einem Luft-Feststoffverhältnis $L_{TS}$ von 15 g/kg und einer effektiven Flächenbeschickung $q_{A,eff}$ von 5 m³/(m²*h) (vgl. Kapitel 4.2.7).

**Tabelle 4.6:** Bemessung Flotation KA Schwelm

| **Vorgaben allgemein** | | | |
|---|---|---|---|
| **Einbindung Flotation** | **Nebenstrom** | **Hauptstrom** | |
| **Lastfall** | **0,25*RS** | **$BB_{ab,MW}$** | |
| Parameter | $0,25*Q_{RS_MW}$ | $Q_{BB,ab,MW}$ | Einheit |
| **Vorgaben allgemein** | | | |
| $Q_{zu}$ | 109 | 854 | $m^3/h$ |
| $TS_{zu}$ | 14,7 | 4,4 | $kg/m^3$ bzw. g/L |
| Anteil Flocken | 20 | 20 | % |
| $TS_{zuFL}$ | 2,94 | 0,88 | $kg/m^3$ bzw. g/L |
| $T_{Auslegung}$ | 20 | 20 | °C |
| | | | |
| **Vorgaben Gasphase** | | | |
| ΔP | 3 | 3 | bar |
| $n_{S/E}$ | 95 | 95 | % |
| | | | |
| **Vorgaben Recyclestrom** | | | |
| $L_{TS}$ | 15 | 15 | g/kg |
| $qA_{eff}$ | 5 | 5 | $m^3/(m^2*h)$ |
| | | | |
| **Berechnung Gasphase** | | | |
| Löslichkeit | 18,7 | 18,7 | NmL/kg $H_2O$ |
| Eintrag (Volumen) | 53,4 | 53,4 | NmL/kg $H_2O$ |
| Dichte | 1,2 | 1,2 | $kg/m^3$ bzw. g/L |
| Eintrag (Masse) | 64,3 | 64,3 | $g/m^3$ |
| | | | |
| **Berechnung Recyclestrom** | | | |
| $m_s$ | 320 | 751 | kg/h |
| $m_a$ | 4.801 | 11.266 | g/h |
| $Q_{rec}$ | 75 | 175 | $m^3/h$ |
| $Q_{ges}$ | 184 | 1.029 | $m^3/h$ |
| | | | |
| **Berechnung Zellenabmessungen** | | | |
| $A_{eff}$ | 37 | 206 | $m^2$ |
| | | | |
| **Rechteckzelle** | | | |
| Breite | 3,50 | 8,28 | m |
| $Länge_{eff}$ | 10,49 | 24,85 | m |
| **Rechteckzelle: Gewählt** | | | |
| Breite | 3,5 | 8,3 | m |
| $Länge_{eff}$ | 10,5 | 24,9 | m |
| $A_{eff}$ | 37 | 207 | $m^2$ |

Es werden folgende Varianten zur Integration der Flotation berücksichtigt:

- Flotation im Hauptstrom mit Anbindung an den Ablauf des Belebungsbeckens (Auslegung für $Q_{BB,ab,MW}$, bei Mischwasserzulauf wird ein Teil der Flotation umfahren)
- Flotation im Nebenstrom mit Anbindung an den Rücklaufschlamm (Auslegung für 0,25*$RS_{MW}$)

Mit der Einbindung der Flotation in den Hauptstrom ergibt sich eine erforderliche Abmessung für die Flotationszelle von 206 m². Mit der Einbindung im Nebenstrom und Behandlung eines Teilstroms ergibt sich eine deutlich kleinere Abmessung für die Flotation von rund 37 m². Die Spiegelhöhe des Flotationsreaktors kann überschlägig mit rund 2 m angesetzt werden. Die genaue Spezifikation der beiden Anlagen erfolgt über den Verfahrensgeber.

**Wirtschaftlichkeitsbetrachtung**

Für die Ermittlung der Investitionskosten wurde ein Lageplankonzept für die Einbindung der Flotation im Hauptstrom (Abbildung 4.58) bzw. im Nebenstrom entwickelt (Abbildung 4.60). Auf der Kläranlage Schwelm stehen hierfür zwei Freiflächen neben der Nachklärung und neben der Vorklärung zur Verfügung (siehe Abbildung 4.59). Weiterhin werden zum Vergleich die Investitionskosten für den Neubau eines Belebungsbeckens mit einem zusätzlichen Volumen von 5.000 m³ berücksichtigt. Hierzu wird kein Lageplankonzept entwickelt, da die erforderlichen Flächen auf der Anlage nicht zur Verfügung stehen. Es werden nur die spezifischen Kosten für den Bau von neuem Beckenvolumen angesetzt.

Für die Einbindung im Hauptstrom sind folgenden Maßnahmen erforderlich:

- Integration eines anaeroben Beckens im Zulaufbereich der Belebung + Rührwerke
- Anbindung des Ablaufs der Belebung an die Flotation mit Pumpen
- Anbindung des Klarwasserablaufs und des Flotatschlamms an den NK-Beschickungsschacht
- Anbindung des Ablaufs Granulaschlamm an das anaerobe Becken mit Pumpen
- Verlängerung des RS-Leitung zum IDN-Becken. Der Überschussschlamm wird weiterhin über das RS-Pumpwerk abgezogen.

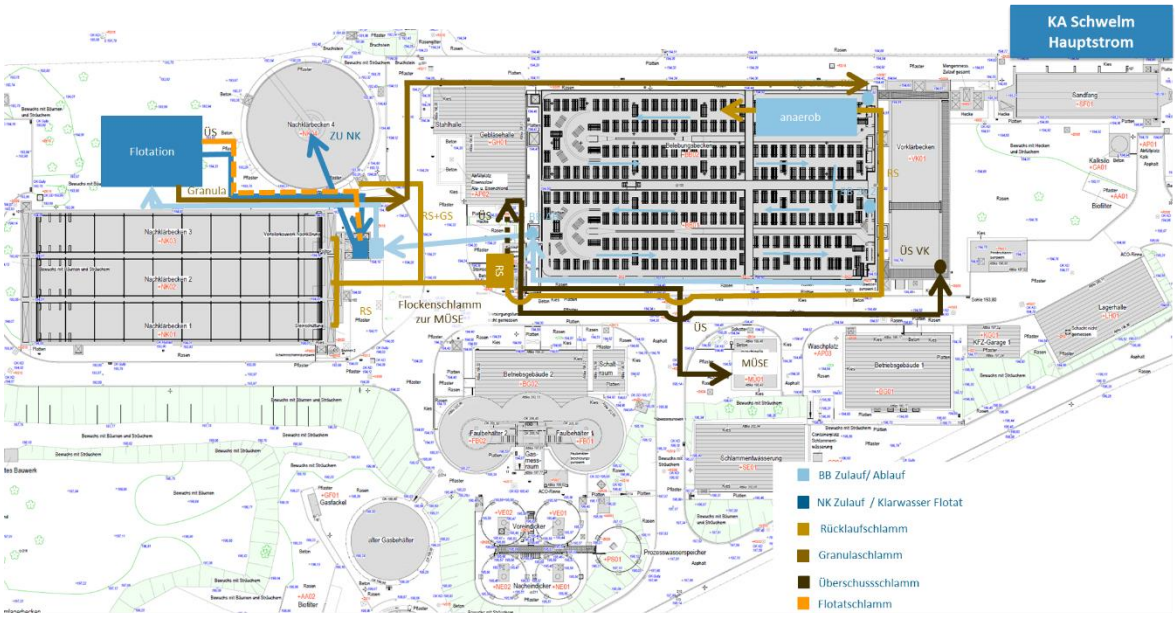



**Abbildung 4.58:** Flotation im Hauptstrom KA Schwelm

**Abbildung 4.59:** Standort Flotation im Hauptstrom neben der Nachklärung (links) und im Nebenstrom vor der Vorklärung (rechts) auf der KA Schwelm

Für die Einbindung im Nebenstrom sind folgende Maßnahmen erforderlich:

- Integration eines anaeroben Beckens im Zulaufbereich der Belebung + Rührwerke
- Anbindung des RS-Schlamms an die Flotation mit Pumpen (Nutzung bestehende ÜS-Leitung bzw. Austausch)
- Anbindung des Klarwasserablaufs und des Flotatschlamms an den NK-Beschickungsschacht
- Anbindung Ablauf Granulaschlamm an das anaerobe Becken im freien Gefälle
- Verlängerung der RS-Leitung zum IDN-Becken
- Anbindung Flotatschlamm an die MÜSE zum ÜS-Abzug mit Pumpen

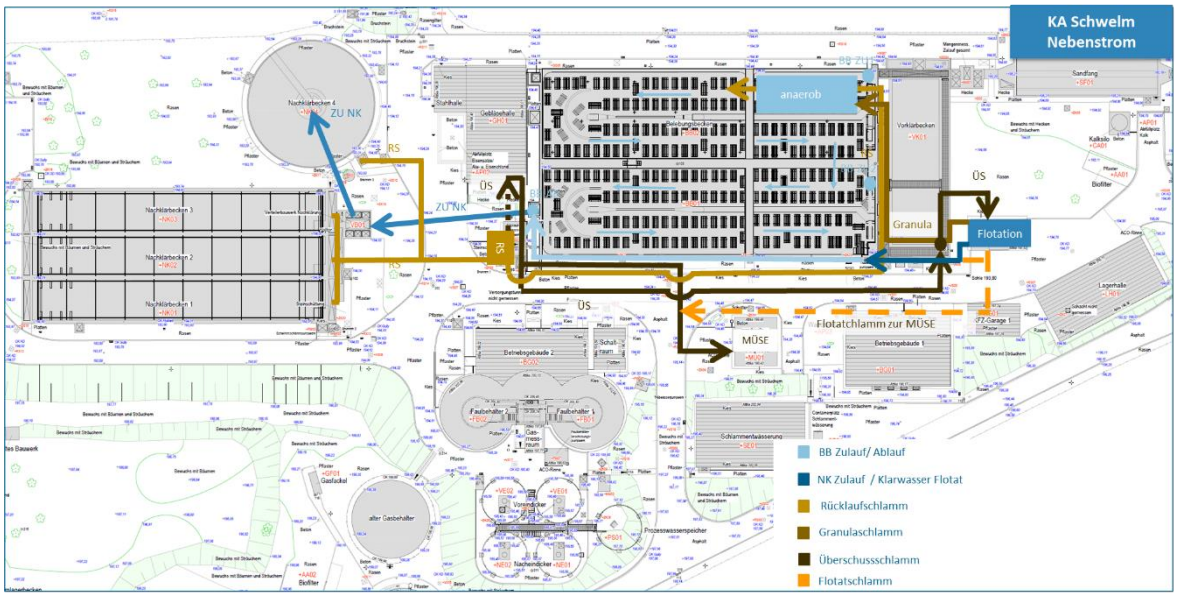



**Abbildung 4.60:** Flotation im Nebenstrom KA Schwelm

Für die beiden Varianten werden die Investitionskosten für die Flotation und die rohrtechnische Anbindung über spezifische Kostenansätze abgeleitet. Für die Betriebskosten wird der zusätzliche Stromverbrauch für die Flotation (Kompressor + Recyclestrom) sowie für die zusätzlichen Pumpen für die einzelnen Prozessströme (Granulaschlamm, Flotatschlamm, Flockenschlamm) berücksichtigt. Für die Erweiterung der konventionellen Belebung werden die Investitionskosten für den Bau von zusätzlichen 5.000 m³ Beckenvolumen sowie ein Zwischenpumpwerk berücksichtigt. Das zusätzliche Belebungsbecken wird als DN-Volumen eingebunden. Für die Betriebskosten wird der zusätzliche Energiebedarf für das Zwischenpumpwerk und die Rührwerke im DN-Becken angesetzt. Mit der Einbindung des anaeroben Beckens erhöht sich die biologische Phosphorelimination und der Fällmittelbedarf sinkt. Dieser Kostenvorteil für das Granula-verfahren wird auch bei den Betriebskosten berücksichtigt. Eine detaillierte Zusammen-stellung der Kosten ist im Anhang in Tabelle 5.1, Tabelle 5.2 und Tabelle 5.3 aufgeführt. In Abbildung 4.61 sind die Investitionskosten und die Jahreskosten für die drei Varianten Hauptstrom, Nebenstrom und Beckenerweiterung zusammengestellt. Die Investitions-kosten liegen für die Einbindung der Flotation im Nebenstrom in Abstimmung mit dem Verfahrensgeber bei ca. 1,0 Mio. €. Mit der Einbindung der Flotation im Hauptstrom erhöhen sich die Kosten auf ca. 1,5 Mio. €. Die Kosten für die Erweiterung der biologischen Stufe liegen mit 6,4 Mio. € deutlich höher. Die Betriebskosten liegen bei der Flotation im Nebenstrom mit rund 59.000 €/a am niedrigsten. Die Betriebskosten für die Flotation im Hauptstrom sind mit 128.000 €/a am höchsten. Die Betriebskosten für die konventionelle Erweiterung liegt mit 116.000 €/a in der gleichen Größenordnung.

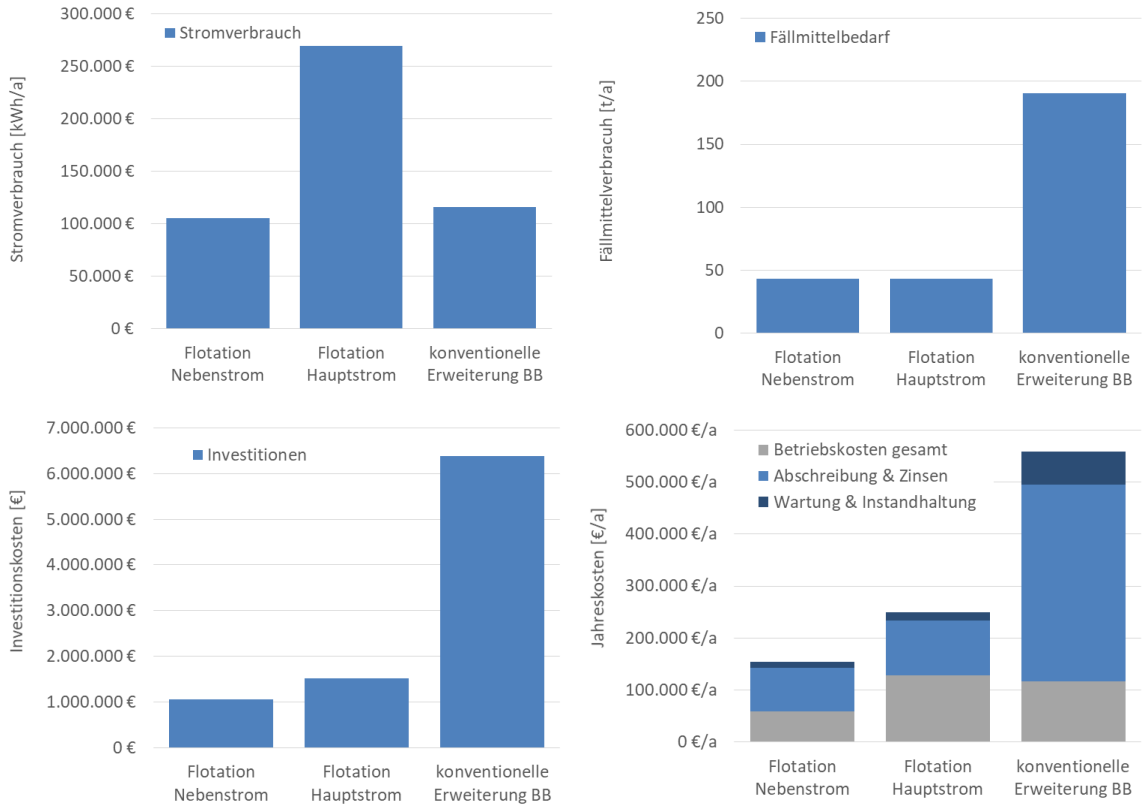



**Abbildung 4.61:** Stromverbrauch, Fällmittelbedarf, Investitionskosten & Jahreskosten für die untersuchten Varianten

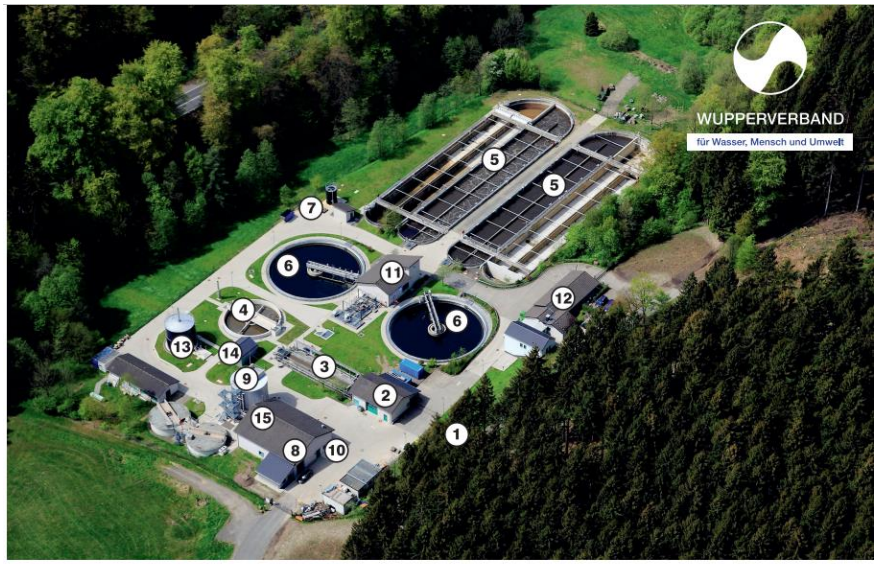
Weiteres Einsparpotenzial insbesondere für die Flotation im Hauptstrom liegt in einer optimierten Einbindung der Flotation im hydraulischen Gefälle der Kläranlage, um die Pumpkosten der einzelnen Teilströme zu minimieren. Die Jahreskosten für die Einbindung der Flotation liegen zwischen 150.000 €/a (Nebenstrom) bzw. 250.000 €/a (Hauptstrom) und sind im Vergleich zur Erweiterung der biologischen Stufe mit 560.000 €/a für die Kläranlage Schwelm am günstigsten. Hierbei ist zu berücksichtigen, dass die Kläranlage Schwelm zurzeit mit einem TS-Gehalt von bis zu 3,4 g/L betrieben wird und eine externe C-Quelle zugegeben werden muss, um die Überwachungswerte sicher einzuhalten. Im Hinblick auf die Umsetzung der europäischen Kommunalabwasserrichtlinie (EU-KARL, 2024) werden sich langfristig zusätzliche Anforderungen mit einer notwendigen Erweiterung der Anlage ergeben. Die Etablierung von AGS mit der Einbindung einer Flotation wäre ein Baustein, um diese Ziele auch bei den sehr limitierten verfügbaren Flächenbestand zu erreichen.

### 4.3.3 Einbindung einer Flotation auf der Kläranlage Marienheide

Die Kläranlage Marienheide hat eine Ausbaugröße von 16.000 E (Tabelle 4.7). Die Anlage verfügt über eine mechanische Stufe mit Rechen, Sandfang und Vorklärung, eine biologische Stufe mit zwei Belebungsbecken mit einem Volumen von 5.400 m³ und zwei Nachklärbecken mit einer Nachklärbeckenoberfläche von 915 m² (Abbildung 4.62). Die Belebungsanlage ist für eine Stickstoffelimination mit intermittierender Belüftung ausgelegt. Der Überschuss- und Primärschlamm werden anaerob stabilisiert. Der entwässerte Schlamm wird verbrannt.

**Tabelle 4.7:** Grundlagendaten KA Marienheide

| | | |
|---|---|---|
| Jahresabwassermenge | 2.639.860 | $m^3$ |
| Ausbaugröße | 16.000 | E |
| VK-Volumen | 400 | $m^3$ |
| Belebungsbeckenvolumen | 5.400 | $m^3$ |
| NK-Volumen | 3.800 | $m^3$ |
| NK-Oberfläche | 915 | $m^2$ |
| Betriebsweise biologische Stufe | IDN | |
| Qm (max. Mischwasserumlauf zur KA) | 260 | l/s |




Kläranlage Marienheide

Luftbild: Peter Sondermann, 2018

① Zulauf
② Rechen
③ Sandfang
④ Vorklärbecken
⑤ Belebungsbecken
⑥ Nachklärbecken
⑦ Endkontrolle und Ablauf zur Wupper
⑧ Schlammentwässerung
⑨ Faulbehälter
⑩ Fäkaannahmestation
⑪ Gebläsestation und Fällmitteldosierung
⑫ Betriebsgebäude
⑬ Klärgasspeicher
⑭ Primärschlammpumpwerk
⑮ Blockheizkraftwerk

**Abbildung 4.62:** Anlagenteile auf der Kläranlage Marienheide

In Abbildung 4.63 ist der Lageplan der Kläranlage Marienheide mit den maßgebenden Fließwegen dargestellt. Der Ablauf der Vorklärung wird im Verteilerbauwerk mit dem Rücklaufschlamm gemischt und auf die zwei Belebungsbecken aufgeteilt. Jedem Belebungsbecken ist ein Nachklärbecken zugeordnet. Der Ablauf je Belebungsbecken fließt zum Zulaufverteilerbauwerk der Nachklärung und von dort im freien Gefälle zum jeweiligen Nachklärbecken. Der Rücklaufschlamm der beiden Nachklärbecken wird im RS-Verteilerbauwerk gemischt und in den Zulaufverteiler für die beiden Belebungsbecken

gepumpt. Zusammen mit dem Zulauf läuft es im freien Gefälle in die Belebungsbecken. Der Überschussschlamm wird vom RS-Verteilerbauwerk zur MÜSE gepumpt.

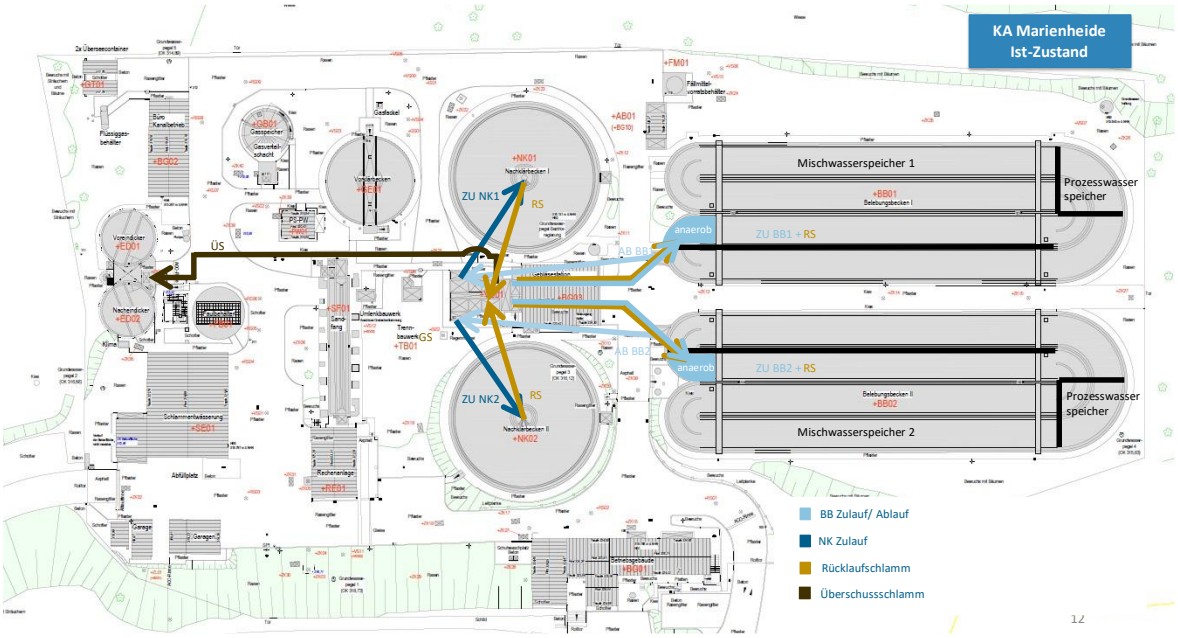



**Abbildung 4.63:** Lageplan der Kläranlage Marienheide und Darstellung der maßgebenden Fließwege der biologischen Stufe

## Betriebsdaten

In Tabelle 4.8 sind die Zulauffrachten zur KA Marienheide zusammengestellt. Die 85 %-Perzentilfracht für den Parameter CSB liegt bei 868 kg/d. Dies entspricht einer einwohnerspezifischen Belastung von rund 12.500 E für den Parameter CSB. Die einwohnerspezifische Belastung für den Parameter $N_{ges}$ liegt mit 15.207 EW deutlich höher. In Tabelle 4.9 und Abbildung 5.7 bis Abbildung 5.12 sind die Betriebsdaten für die Parameter Temperatur, TS-Gehalt und die Volumenströme in der biologischen Stufe, im Zulauf der Kläranlage, im Rücklaufschlamm (RS) und Überschussschlamm (ÜS) sowie das Schlammalter zusammengestellt. Die Daten werden für die Bemessung der biologischen Stufe nach DWA-A 131 und für die Auslegung der Flotation verwendet.

**Tabelle 4.8:** Zulauffrachten zur biologischen Stufe der KA Marienheide

| **Ablauf VK 2021** | | CSB | AFS | $N_{ges}$ | $P_{ges}$ |
|---|---|---|---|---|---|
| Mittelwert | $B_d$ [kg/d] | 657 | 237 | 148 | 16 |
| **85-Perzentilwert** | **$B_d$ [kg/d]** | **868** | **374** | **151** | **18** |
| CSB-Verhältniswert | [-] | | | 3,5 | 33,0 |
| C ($Q_{dKonz}$) | C [mg/l] | 154 | 66 | 27 | 3 |
| Anzahl | [-] | 13 | 13 | 2 | 2 |
| spez EW-Fracht | [g/(E·d)] | 75,8 | 26,7 | 9,9 | 1,6 |
| EW (85-Perz. ) | [E] | 11.449 | 11.449 | 15.207 | 11.065,8 |
| Abscheideleistung der Vorklärung (η) | [%] | 37 | 62 | 10 | 10 |

**Tabelle 4.9:** Betriebsdaten KA Marienheide für Rücklauf- und Überschussschlamm

| | Q_d [m³/d] | $Q_{RS}$ [m³/d] | $Q_{UES}$ [m³/d] | $TS_{BB}$ [g/l] | $TS_{RS}$ [g/l] | $B_{d,UES}$ [kg/d] | $t_{TS}$ [d] | ISV [ml/g] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Anzahl | 365 | 365 | 365 | 245 | 245 | 245 | 236 | 243 |
| Minimum | 2.920 | 5.579 | 0 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 11,90 | 94,00 |
| 15-Perzentil | 4.344 | 6.550 | 69 | 2,40 | 3,70 | 345,84 | 20,39 | 130,30 |
| Median | 6.928 | 7.913 | 119 | 2,90 | 4,90 | 543,90 | 28,60 | 148,00 |
| Mittelwert | 8.804 | 7.827 | 117 | 2,82 | 4,96 | 574,15 | 31,64 | 148,32 |
| **85-Perzentil** | **15.294** | **8.934** | **167** | **3,14** | **6,20** | **844,96** | **42,66** | **167,00** |
| Maximum | 21.922 | 11.335 | 187 | 4,00 | 8,30 | 1.202,40 | 90,00 | 208,00 |

## Nachklärbecken

In der Tabelle 4.10 wird in Abhängigkeit des Schlammindex der zulässige TS-Gehalt unter Berücksichtigung der bestehenden NK-Oberfläche und Beckentiefe nach DWA-A 131 (DWA, 2016), ermittelt. Es werden jeweils folgende ISV-Werte aus der Betriebsdaten-auswertung berücksichtigt: $ISV_{MAX}$ und $ISV_{85\%}$ (siehe Tabelle 4.9). Weiterhin wird als Standardwert ein ISV von 120 mL/g berücksichtigt. Der zulässige TS-Gehalt für die biologische Stufe im IST-Zustand ergibt sich für die Kläranlage Marienheide für den höchsten gemessenen ISV von 208 mL/g nur zu 1,8 g/L. Mit der Einbindung einer Flotation und der Anreicherung von aeroben Granula wird eine Verbesserung des ISV erwartet. Bei Ansatz eines günstigen ISV von 120 mL/g ergibt sich ein zulässiger TS-Gehalt in der Belebung von 3,1 g/L. Die Betriebsdaten weisen mit bis zu 5,0 g/L einen deutlich höheren TS-Gehalt auf. Für die Wirtschaftlichkeitsuntersuchung wird der Ansatz $ISV_{85\%}$ mit einem damit verbundenen zulässigen TS-Gehalt von 2,2 g/L berücksichtigt.

**Tabelle 4.10:** Bemessung Nachklärbecken KA Marienheide

| **Bemessung der Nachklärbecken** | | | **NK1 $ISV_{max}$** | **NK 1 $ISV_{85}$** | **NK1 $ISV_{120}$** | **NK1 Granula** | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Eingangsparameter | | | | | | | |
| Mischwasserabfluss | QM | = | 468 | 468 | 468 | 468 | m³/h |
| Anteil | | = | 0,500 | 0,500 | 0,500 | 0,500 | |
| Schlammindex | ISV | = | 208 | 167 | 120 | 85 | ml/g |
| Eindickzeit | tE | = | 2,0 | 2,0 | 2,0 | 2,0 | h |
| Rücklaufverhältnis (bei QM) | RV | = | 0,75 | 0,75 | 0,75 | 0,75 | |
| TS-Gehalt der Schlämme | | | | | | | |
| TS-Gehalt im Bodenschlamm | $TS_{BS}$ | = | 6,1 | 7,5 | 10,5 | 14,8 | kg/m³ |
| TS-Gehalt im Rücklaufschlamm | $TS_{RS}$ | = | 4,2 | 5,3 | 7,3 | 10,4 | kg/m³ |
| erzielbarer TS-Gehalt im Zulauf zur NK | $TS_{BB}$ | = | 1,80 | 2,20 | 3,10 | 4,40 | kg/m³ |
| Flächenbeschickung und Schlammvolumenbeschickung | | | | | | | |
| Schlammvolumenbeschickung | $q_{SV}$ | = | 383 | 376 | 381 | 383 | l/(m²/h) |
| Flächenbeschickung | $q_A$ | = | 1,02 | 1,02 | 1,02 | 1,02 | m/h |
| Vergleichsschlammvolumen | VSV | = | 374 | 367 | 372 | 374 | l/m³ |
| Beckenabmessungen **erforderlich** | | | | | | | |
| erf. Oberfläche des Nachklärbeckens | $A_{NB}$ | = | 457 | 457 | 457 | 457 | m² |
| Klarwasserzone | $h_1$ | = | 0,5 | 0,5 | 0,5 | 0,5 | m |
| Übergangs- und Pufferzone | $h_{23}$ | = | 2,04 | 2,01 | 2,03 | 2,04 | m |
| Eindick- und Räumzone | $h_4$ | = | 1,06 | 1,04 | 1,06 | 1,06 | m |
| Gesamttiefe | $h_{ges}$ | = | 3,61 | 3,56 | 3,59 | 3,60 | m |
| Gesamtvolumen | $V_{NB}$ | = | 1.649 | 1.627 | 1.641 | 1.647 | m³ |
| | | | | | | | |
| Beckenabmessungen **vorhanden** | | | | | | | |
| Anzahl NKB | n | = | 2 | 2 | 2 | 2 | |
| Oberfläche je NKB | A | = | 457 | 457 | 457 | 457 | m² |
| Flächenbeschickung | $q_A$ | | 0,51 | 0,51 | 0,51 | 0,51 | m/h |
| Volumen je NKB | V | = | 1.900 | 1.900 | 1.900 | 1.900 | m³ |
| Gesamttiefe | $h_{ges}$ | | 4,17 | 4,17 | 4,17 | 4,17 | m |
| Oberfläche ges | A | = | 915 | 915 | 915 | 915 | m² |
| Volumen ges | V | = | 3.800 | 3.800 | 3.800 | 3.800 | m³ |

Mit der Einbindung einer Flotation und der Anreicherung von AGS kann ein deutlich höherer TS-Gehalt erreicht werden. Für die Nachbemessung wurde ein TS-Gehalt für den AGS analog zur KA Schwelm von 4,4 g/L angesetzt (siehe Kapitel 4.3.2). Dieser TS-Gehalt würde bei einer konventionellen Bemessung der Nachklärung nur bei einem niedrigen ISV von 85 mL/g erreicht.

**Belebungsbecken**

In der Abbildung 4.64 sind die Beckenvolumina in Abhängigkeit vom erreichbaren ISV und dem damit verbundenen zulässigen TS-Gehalt aus der Nachbemessung der Nachklärung dargestellt (siehe Tabelle 4.10). Das erforderliche Beckenvolumen liegt für die konventionelle Belebungsstufe aufgrund der geringen Belastung unter dem vorhandenen Beckenvolumen von 5.400 m³. Daher wird für die Kläranlage Marienheide beispielhaft geprüft, ob durch die Einbindung einer Flotation die im Rahmen der EU-KARL geforderten verschärften Anforderungen für die Stickstoffelimination eingehalten werden können. (Schneider, 2024) zeigte auf, dass mit dem Nereda-Verfahren sowohl geringe Betriebsmittelwerte in der 24 h-Mischprobe (vergleichbar mit den Anforderung nach EU-KARL) als auch die Überwachungswerte in der qualifizierten Mischprobe eingehalten werden können. Daher wird erwartet, dass auch mit AGS im kontinuierlichen Betrieb bei ausreichendem Beckenvolumen die verschärften Anforderungen eingehalten werden können. Für die Bemessung wurde ein $N_{anorg}$-Überwachungswert von 8 mg/L (2 h-MP als Vergleichswert zu 8 mg/L $N_{ges}$ in der 24 h-MP) angesetzt.

Hiermit ergibt sich ein zusätzlich erforderliches Beckenvolumen von 500 m³. Mit der Einbindung einer Flotation wird analog zur KA Schwelm erwartet, dass ein TS-Gehalt von 4,4 g/L erreicht werden kann. Eine Verbesserung der Reinigungsleistung durch höhere Umsatzraten des AGS wird nicht berücksichtigt. Für die Etablierung des AGS wird aufgrund des verfügbaren großen Beckenvolumens ein Bio-P-Becken mit einer Aufenthaltszeit von 2 h vorgesehen. Mit diesem Ansatz ergibt sich für den bestehenden Überwachungswert von 16 mg $N_{anorg}$/L ein Beckenvolumen von rund 2.900 m³. Unter Berücksichtigung von verschärften Anforderungen erhöht sich das Beckenvolumen auf 4.000 m³ und liegt weiterhin deutlich unter dem vorhandenen Beckenvolumen. Der erforderliche Fällmittelbedarf, kann mit dem Bio-P-Becken von 25 auf 9 kg FE / d reduziert werden (siehe Abbildung 4.65).

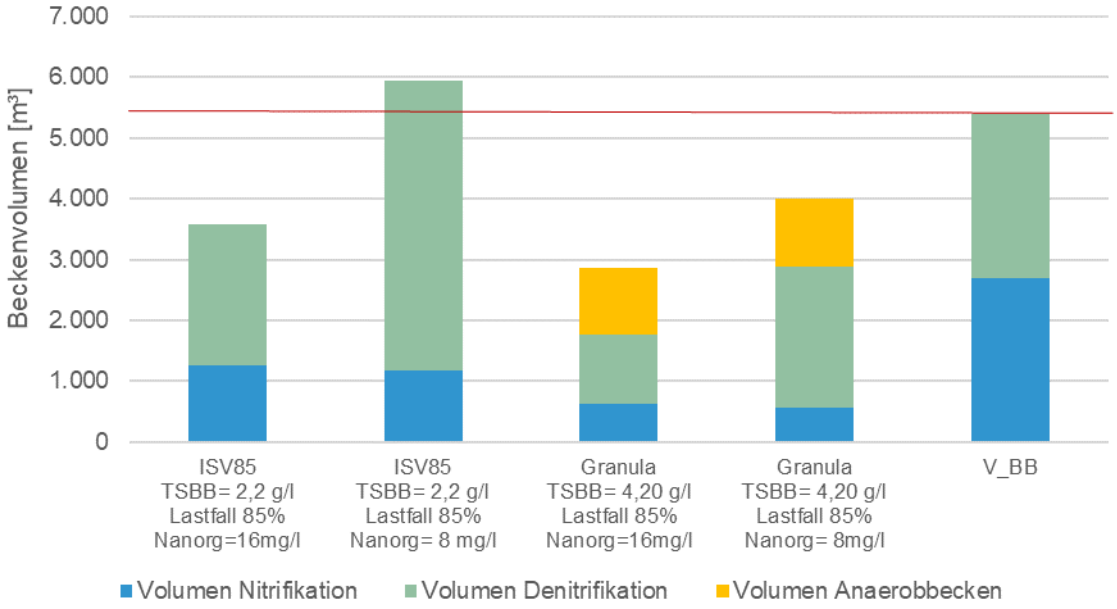



**Abbildung 4.64:** Darstellung des Beckenvolumen KA Marienheide

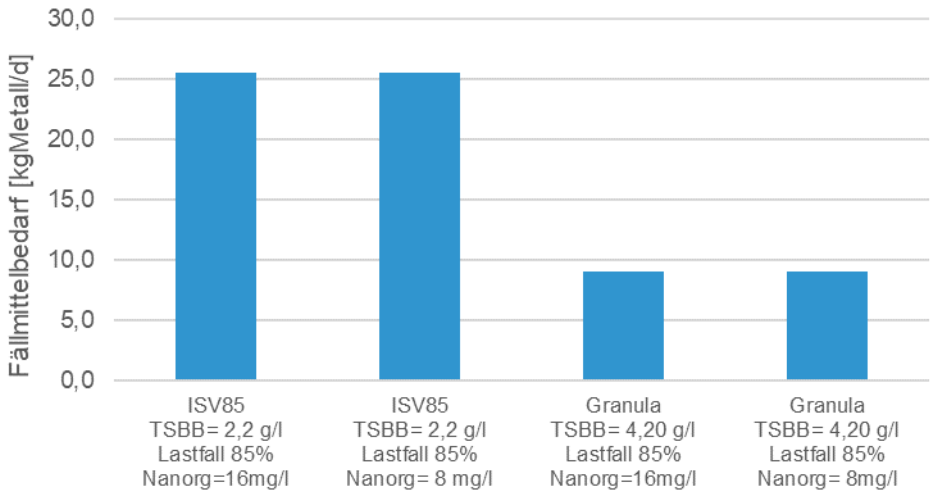



**Abbildung 4.65:** Fällmittelbedarf KA Marienheide

**Flotation**

In der Tabelle 4.11 sind die erforderlichen Abmessungen der Flotation in Abhängigkeit des Zulaufvolumenstroms $Q_{zu}$ und des TS-Gehaltes zusammengestellt. Da sich die aeroben Granula durch Schwerkraft absetzen, ist für die Bemessung der Flotationseinheit nur der TS-Gehalt des Flockenschlamms $TS_{zu,FL}$ maßgebend. Im Rahmen der Auslegung wurde hier für den Flockenschlamm ein Anteil von 20 % bezogen auf den TS-Gehalt im Zulauf der Flotationseinheit angenommen. Die Auslegung der Flotation erfolgt mit einem Luft-Feststoffverhältnis $L_{TS}$ von 15 g/kg und einer effektiven Flächenbeschickung $q_{A,eff}$ von 5 m³/(m²*h) (siehe Kapitel 4.2.7).

Es werden folgende Varianten zur Integration der Flotation berücksichtigt:

- Flotation im Hauptstrom mit Anbindung an den Ablauf des Belebungsbeckens (Auslegung für $Q_{BB,ab,MW}$, im Mischwasserfall wird ein Teil der Flotation umfahren)
- Flotation im Nebenstrom mit Anbindung an den Rücklaufschlamm (Auslegung für 0,25*$RS_{MW}$)

Mit der Einbindung der Flotation im Hauptstrom ergibt sich eine erforderliche Abmessung für die Flotationszelle von 167 m². Mit der Einbindung im Nebenstrom und Behandlung eines Teilstroms ergibt sich deutlich kleinere Abmessung für die Flotation von rund 25 m².

**Tabelle 4.11:** Bemessung Flotation KA Marienheide

| **Einbindung Flotation** | **Nebenstrom** | **Hauptstrom** | |
|---|---|---|---|
| **Lastfall** | **0,25*RS** | **$BB_{ab,MW}$** | |
| Parameter | $0{,}25*Q_{RS\ MW}$ | $Q_{BB,ab,MW}$ | Einheit |
| **Vorgaben allgemein** | | | |
| $Q_{zu}$ | 82 | 693 | $m^3/h$ |
| $TS_{zu}$ | 10,4 | 4,4 | $kg/m^3$ bzw. g/L |
| Anteil Flocken | 20 | 20 | % |
| $TS_{zuFL}$ | 2,08 | 0,88 | kg/m3 bzw. g/L |
| $T_{Auslegung}$ | 20 | 20 | °C |
| | | | |
| **Vorgaben Gasphase** | | | |
| ΔP | 3 | 3 | bar |
| $n_{S/E}$ | 95 | 95 | % |
| | | | |
| **Vorgaben Recyclestrom** | | | |
| $L_{TS}$ | 15 | 15 | g/kg |
| $qA_{eff}$ | 5 | 5 | $m^3/(m^2*h)$ |
| | | | |
| **Berechnung Gasphase** | | | |
| Löslichkeit | 18,7 | 18,7 | NmL/kg $H_2O$ |
| Eintrag (Volumen) | 53,4 | 53,4 | NmL/kg $H_2O$ |
| Dichte | 1,2 | 1,2 | $kg/m^3$ bzw. g/L |
| Eintrag (Masse) | 64,3 | 64,3 | $g/m^3$ |
| | | | |
| **Berechnung Recyclestrom** | | | |
| $m_s$ | 170 | 610 | kg/h |
| $m_a$ | 2.544 | 9.147 | g/h |
| $Q_{rec}$ | 40 | 142 | $m^3/h$ |
| $Q_{ges}$ | 121 | 835 | $m^3/h$ |
| | | | |
| **Berechnung Zellenabmessungen** | | | |
| $A_{eff}$ | 24,2 | 167 | $m^2$ |
| | | | |
| **Rechteckzelle** | | | |
| Breite | 2,84 | 7,46 | m |
| $Länge_{eff}$ | 8,52 | 22,39 | m |
| **Rechteckzelle: Gewählt** | | | |
| Breite | 2,9 | 7,5 | m |
| $Länge_{eff}$ | 8,6 | 22,4 | m |
| $A_{eff}$ | 25 | 168 | $m^2$ |

## Wirtschaftlichkeitsbetrachtung

Für die Ermittlung der Investitionskosten wurde ein Lageplankonzept für die Einbindung der Flotation im Hauptstrom (Abbildung 4.66) bzw. im Nebenstrom entwickelt (Abbildung 4.67). Als Standort für die Flotation kann eine Freifläche neben Sandfang und Nachklärbecken genutzt werden (siehe Abbildung 4.68). Weiterhin werden im Vergleich die Investitionskosten für den Neubau eines Belebungsbeckens mit einem Volumen von 500 m³ mit dem Ziel berücksichtigt, die höheren Anforderungen nach EU-KARL einzuhalten. Es wird hierfür kein Lageplankonzept entwickelt, sondern es werden nur die spezifischen Kosten für den Bau von neuem Beckenvolumen angesetzt.

Für die Einbindung im Hauptstrom sind folgenden Maßnahmen erforderlich:

- Integration eines anaeroben Beckens im Zulaufbereich der Belebung + Rührwerke
- Anbindung des Ablaufs der Belebung an die Flotation mit Pumpen
- Anbindung des Klarwasserablaufs und des Flotatschlamms an den NK-Beschickungsschacht
- Anbindung des Ablaufs Granulaschlamm an das anaerobe Becken an den Zulaufverteiler der Belebung
- Verlängerung der RS-Leitung zum IDN-Becken. Der Überschussschlamm wird weiterhin über das RS-Pumpwerk abgezogen.

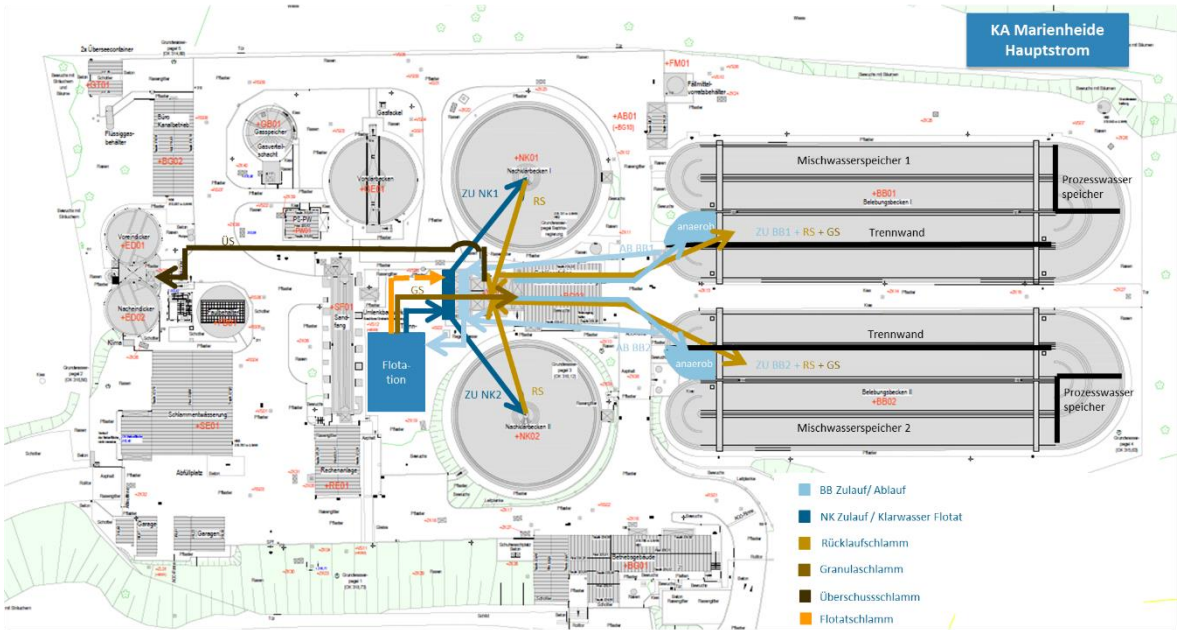



**Abbildung 4.66:** Flotation im Hauptstrom KA Marienheide

Für die Einbindung im Nebenstrom sind folgende Maßnahmen erforderlich:

- Integration eines anaeroben Beckens im Zulaufbereich der Belebung + Rührwerke
- Anbindung der ÜS-Leitung an die Flotation mit Pumpen, evtl. Austausch der Leitungen
- Anbindung des Klarablaufs und des Flotatschlamms an den NK-Beschickungsschacht
- Anbindung Ablauf Granulaschlamm an den Zulaufschacht zur Belebung im freien Gefälle
- Verlängerung des RS-Leitung zum IDN-Becken
- Anbindung Flotatschlamm an die MÜSE zum ÜS-Abzug mit Pumpen

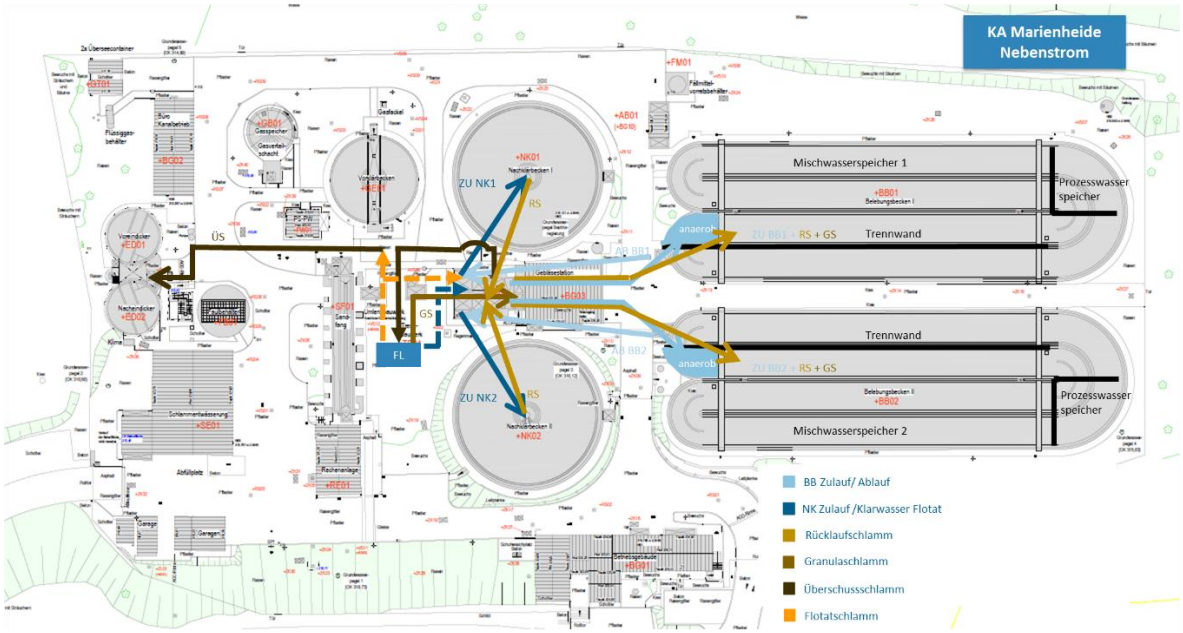



**Abbildung 4.67:** Flotation im Nebenstrom KA Marienheide

**Abbildung 4.68:** Möglicher Standort für die Einbindung einer Flotation auf der KA Marienheide neben dem Sandfang und dem Nachklärbecken 2 (links) und Blick auf das Verteilerbauwerk für den Zulauf- und RS-Volumenstrom (rechts)

Für die einzelnen Varianten werden die Investitionskosten für die Flotation und die rohrtechnische Anbindung über spezifische Kostenansätze abgeleitet. Für die Betriebskosten wird der zusätzliche Stromverbrauch für die Flotation (Kompressor + Recyclestrompumpe) sowie für die zusätzlichen Pumpen für die einzelnen Prozessströme (Granulaschlamm, Flotatschlamm, Flockenschlamm) berücksichtigt. Für die Erweiterung der konventionellen Belebung werden die Investitionskosten für den Bau von zusätzlichen Beckenvolumen von 500 m³ sowie ein Zwischenpumpwerk berücksichtigt. Das zusätzliche

Belebungsbecken wird als DN-Volumen eingebunden. Für die Betriebskosten wird der zusätzliche Energiebedarf für das Zwischenpumpwerk und die Rührwerke im DN-Becken angesetzt. Mit der Einbindung des anaeroben Beckens für das AGS-Verfahren erhöht sich die biologische Phosphorelimination und der Fällmittelbedarf sinkt. Dieser Kostenvorteil für das Granulaverfahren wird auch bei den Betriebskosten berücksichtigt. Eine detaillierte Zusammenstellung der Kosten ist im Anhang in Tabelle 5.4, Tabelle 5.5 und Tabelle 5.6 aufgeführt.

In Abbildung 4.69 sind die Investitionskosten und Jahreskosten für die drei Varianten Hauptstrom, Nebenstrom und Beckenerweiterung zusammengestellt. Die Investitionskosten liegen für die Einbindung der Flotation im Nebenstrom bei ca. 0,76 Mio. €. Mit der Einbindung der Flotation im Hauptstrom erhöhen sich die Kosten auf ca. 1,0 Mio. €. Die Kosten für die Erweiterung der biologischen Stufe liegen mit 0,84 Mio. € in der gleichen Größenordnung. Die Betriebskosten für die Flotation im Hauptstrom sind mit 99.000 €/a am höchsten. Mit der Einbindung im Nebenstrom können die Betriebskosten deutlich auf 33.000 €/a reduziert werden. Ein Einsparpotenzial liegt insbesondere für die Flotation im Haupstrom in einer optimierten Einbindung der Flotation im hydraulischen Gefälle der Kläranlage, um die Pumpkosten der einzelnen Teilströme zu minimieren.

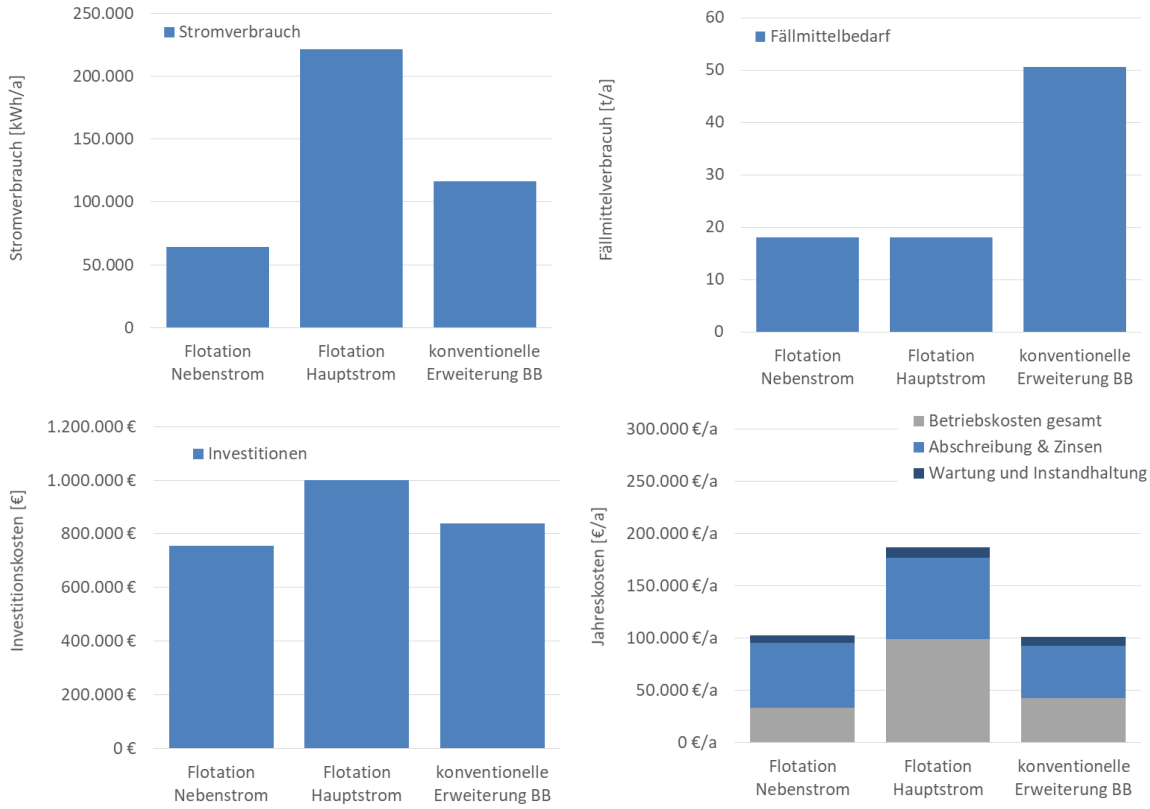



**Abbildung 4.69:** Investitionskosten & Jahreskosten für die untersuchten Varianten

Die Jahreskosten für die Einbindung der Flotation im Nebenstrom liegen mit 103.000 €/a (Nebenstrom) in der gleichen Größenordnung wie die Erweiterung der biologischen Stufe mit 101.000 €/a. Die Einbindung der Flotation im Hauptstrom liegt mit 187.000 €/a am höchsten.

## 4.4 Empfehlungen für die praxisnahe Integration der Flotation zur Etablierung des Granulaverfahrens auf Belebungsanlagen in Deutschland (AS4)

Für eine umfassende Bewertung der Anwendbarkeit der Flotationstechnik zur Abtrennung von aeroben Granula mit dem Ziel der Nachrüstung von Belebungsanlagen, sind neben wirtschaftlichen Gesichtspunkten auch nichtmonetäre Aspekte zu betrachten. Diese werden in einer Bewertungsmatrix zusammengestellt und darauf aufbauend Empfehlungen für die Umrüstung bestehender konventioneller Belebungsverfahren aufgezeigt.

Folgende Kriterien wurden für die Bewertung gewählt:

- Betriebsstabilität
- Reinigungsleistung
- Einsparung Betriebsmittel
- Energieverbrauch
- Nachhaltigkeit / Ressourcen ($CO_2$-Emission)
- Platzverhältnisse / Flächenbedarf
- Höhe der Jahreskosten

Die Relevanz der einzelnen Bewertungskriterien zueinander wird mit einer **Wichtung (W)** in Form von Prozentwerten festgelegt. Die Summe der Wichtung aller Kriterien entspricht 100 %. Anhand einer stichpunktartigen Bewertung erfolgt anschließend die Vergabe einer **Punktzahl (PZ)** für jedes Einzelkriterium. Für die Vergabe der Punktzahl steht eine Skala von 1 (befriedigend) bis 3 (sehr gut) zur Auswahl (Tabelle 4.12).

**Tabelle 4.12:** Bewertungsskala der Einzelkriterien

| **Bewertungsskala** | |
|---|---|
| **Bewertung** | **Punktzahl (PZ)** |
| befriedigend | 1 |
| gut | 2 |
| sehr gut | 3 |

Mittels Multiplikation der Wichtung (W) und der Punktzahl (PZ) wird die **Wertzahl (WZ)** bestimmt, welche die Wertigkeit eines jeden Einzelkriteriums für die betrachtete Variante definiert. Anhand der Summe der Wertzahlen wird die **Rangfolge** der untersuchten Varianten zueinander ermittelt.

Die Bewertungsmatrix wurde zudem so aufgebaut, dass anhand einer Zwischenwertung (ohne Berücksichtigung der Jahreskosten) zunächst die fachlich beste Lösung ermittelt wird. Unter Hinzuziehung der monetären Aspekte ergibt sich anschließend die Gesamtbewertung. Die Variante mit der Rangfolge 1 stellt im Sinne der Kosten-Nutzen-Betrachtung die beste und zu empfehlende Lösung dar.

Nachfolgend werden die einzelnen Bewertungskriterien und die sich hieraus ergebende Bewertung der Ausbaukonzepte beschrieben. Hierbei werden drei Varianten miteinander verglichen:

- Integration der Flotation im Nebenstrom zur Etablierung von AGS
- Integration der Flotation im Hauptstrom zur Etablierung von AGS
- Konventionelle Erweiterung der biologischen Stufe

**Betriebsstabilität (20 %)**

Die Betriebssicherheit der biologischen Stufe bildet ein wesentliches Kriterium für den langjährigen Anlagenbetrieb. Sie wird mit einer Wichtung von 20 % berücksichtigt. Aufgrund der bisher nur im Labormaßstab vorliegenden Ergebnisse zur Nutzung einer Flotation zur Abtrennung des Flockenschlamms vom Granulaschlamm werden die AGS-Verfahren jeweils mit 1 und die konventionelle Belebung mit 2 bewertet.

**Reinigungsleistung (10 %)**

Untersuchungen von (Benstöm, 2021b) zeigen, dass beim Granulaverfahren durch die größeren Flockenstrukturen eine simultane Nitrifikation und Denitrifikation stattfindet. Weiterhin ist die Absetzleistung in der Nachklärung deutlich besser im Vergleich zum konventionellen Verfahren (Benstöm, 2021b). Mit der Einbindung einer anaeroben Zone, die für die Bildung von AGS erforderlich ist, weisen AGS-Verfahren zudem eine vermehrte biologische P-Elimination auf (Benstöm, 2021b). Die AGS-Verfahren werden daher mit der höchsten Punktzahl von 3 bewertet, das konventionelle Verfahren wird mit 2 bewertet. Dieses Kriterium wird mit 10 % gewichtet.

**Einsparung Betriebsmittel (10 %)**

Aufgrund aktueller Entwicklungen im EU-Recht zum Thema der Phosphor-Elimination und der damit erwarteten Verschärfung des P-Überwachungswertes / Betriebsmittelwertes wird dieses Kriterium mit einer Wichtung von 10 % gewertet. Auch der im Rahmen des Ukrainekrieges entstandene Fällmittelnotstand weist darauf hin, wie wichtig eine Reduzierung des Fällmittelbedarfs auf Kläranlagen ist (UBA, 2024). Mit der Einbindung des anaeroben Beckens beim AGS-Verfahren kann eine deutliche Reduzierung des Fällmittelbedarfs erreicht werden. Beide AGS-Verfahren werden daher mit der höchsten Punktzahl bewertet. Das konventionelle Verfahren wird mit 1 bewertet.

**Energiebedarf (10 %)**

Aufgrund aktueller Entwicklungen im EU-Recht zum Thema der Energieneutralität wird dieses Kriterium mit einer Wichtung von 10 % gewertet. Das Flotationsverfahren im Nebenstrom weist vergleichbare Energieverbräuche wie für die Erweiterung des Belebungsverfahren auf. Beide Verfahren werden wird mit einer Punktzahl von 1 bewertet. Der Stromverbrauch im Hauptstrom weist deutlich höhere Energieverbräuche auf und wird daher mit 2 bewertet. Hier besteht ein Einsparpotential bei einer besseren hydraulischen Einbindung des Verfahrens.

Ein noch nicht quantifiziertes Einsparpotenzial ist der bessere Sauerstoffeintrag beim AGS-Verfahren. Weiterhin wird das AGS-Verfahren in Kombination mit der intermittierenden Belüftung umgesetzt, die erforderliche Rezirkulation entfällt. Da beide untersuchten Anlagen mit intermittierender Belüftung betrieben werden, ergibt sich hier kein energetischer Vorteil. Bei Anlagen mit vorgeschalteter DN würde der Energiebedarf für die Rezirkulation entfallen, jedoch sind dann zusätzliche Investitionskosten für die flächige Belüftung zu berücksichtigen.

**Nachhaltigkeit / Ressourcen ($CO_2$-Emission) (10 %)**

Das Thema der Nachhaltigkeit / $CO_2$-Emission ist in letzter Zeit zunehmend in den Interessensfokus gerückt. Für das AGS-Verfahren sind nur geringe bauliche Maßnahmen erforderlich und damit verbunden ein geringer Ressourcenverbrauch. Insbesondere die großen erforderlichen zusätzlichen Beckenvolumen (Beton) bei der konventionellen Erweiterung für die Kläranlage Schwelm führen zu hohen $CO_2$-Emissionen. Hohe $CO_2$-Emissionen weist auch das Fällmittel auf. Durch die Reduzierung des Fällmittelbedarfs weisen die AGS-Verfahren hier deutliche Vorteile auf. Nachteilig zu bewerten sind die $CO_2$-Emissionen aus dem Energieverbrauch im Hauptstrom. Die Flotation im Nebenstrom wird mit der höchsten Punktzahl bewertet, die Flotation im Hauptstrom mit 2 und die konventionelle Erweiterung des Beckenvolumens mit 1.

**Platzverhältnisse / Flächenbedarf (10 %)**

Als weiteres Kriterium gehen die vorhandenen Platzverhältnisse und der zugehörige Flächenbedarf für die einzelnen Konzepte mit in die Bewertung ein. Dieses Kriterium wird mit 10 % gewichtet. Die Flotation im Nebenstrom weist den geringsten Flächenbedarf aus und wird daher mit der höchsten Punktzahl von 3 bewertet. Die Flotation im Hauptstrom wird wegen des etwas höheren Flächenbedarfs mit 2 bewertet. Beide Verfahren sind bei beengten Platzverhältnissen gut in die bestehende Anlagenstruktur einzubinden (siehe Kapitel 4.3.2 und 4.3.3). Die konventionelle Erweiterung erfordert einen hohen Platzbedarf und wird daher mit der Punktzahl 2 für die Kläranlage Marienheide und die Punktzahl 1 für die Kläranlage Schwelm berücksichtigt. Die geringe Punktzahl für die KA Schwelm ist auf den sehr geringen vorhandenen Platzbedarf und das hohe zusätzlich erforderliche Volumen zurückzuführen.

**Höhe der Jahreskosten (30 %)**

Die Höhe der Jahreskosten wird mit einer Wichtung von 30 % innerhalb der Bewertungsmatrix berücksichtigt. Hierbei erhält die Variante mit den niedrigsten Jahreskosten 3 Punkte. Bei der Kläranlage Marienheide sind die Jahreskosten für die Flotation im Nebenstrom vergleichbar mit den Kosten für die konventionelle Erweiterung. Daher werden beide Varianten mit 3 Punkten bewertet. Die Einbindung der Flotation im Hauptstrom wird aufgrund der höchsten Kosten mit 1 bewertet. In Schwelm sind die Kosten für die Einbindung der Flotation im Nebenstrom am günstigsten und werden mit 3 bewertet. Aufgrund des großen erforderlichen Beckenvolumens bei der konventionellen Erweiterung ergeben sich hier die größten Kosten und das Konzept wird mit 1 bewertet.

In Tabelle 4.13 und Tabelle 4.14 sind die Ausbaukonzepte zur Verbesserung der Reinigungsleistung auf den Kläranlagen Schwelm und Marienheide in ihrer Bewertung abschließend zusammengefasst.

**Tabelle 4.13:** Bewertungsmatrix KA Schwelm (Verbesserung Reinigungsleistung)

| | | Flotation im Nebenstrom Schwelm | | | Flotation im Hauptstrom Schwelm | | | Erweiterung BB Schwelm | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **Kriterium** | **W (%)** | **Bewertung** | **PZ** | **WZ** | **Bewertung** | **PZ** | **WZ** | **Bewertung** | **PZ** | **WZ** |
| **Betriebsstabilität** | **20** | *Stabilität AGS* | 1 | **0,2** | *Stabilität AGS* | 1 | **0,2** | *keine Veränderung* | 2 | **0,4** |
| **Reinigungsleistung** | **10** | *Simultane Nitri/ Deni bei AGS / gute NK Absetzleistung* | 3 | **0,3** | *Simultane Nitri/ Deni bei AGS / gute NK Absetzleistung* | 3 | **0,3** | *keine Veränderung* | 2 | **0,2** |
| **Einsparung Betriebsmittel** | **10** | *BioP - weniger FM* | 3 | **0,3** | *BioP - weniger FM* | 3 | **0,3** | *kein Bio P* | 1 | **0,1** |
| **Energieverbrauch** | **10** | *Flotation: geringerer durch Teilstrom* | 3 | **0,3** | *Flotation: höher durch Hauptstrom* | 2 | **0,2** | *Erweiterung BB: Rührwerke, Pumpwerk* | 3 | **0,3** |
| **Nachhaltigkeit / Ressourcen ($CO_2$-Emission)** | **10** | *Einsparung Fällmittel / Geringes Bauvolumen / geringer Stromverbr.* | 3 | **0,3** | *Einsparung Fällmittel / Geringes Bauvolumen* | 3 | **0,3** | *großes Bauvolumen für BB* | 1 | **0,1** |
| **Platzverhältnisse / Flächenbedarf** | **10** | *geringer Flächenbedarf* | 3 | **0,3** | *mittlerer Flächenbedarf* | 2 | **0,2** | *großer Flächenbedarf* | 2 | **0,2** |
| **Zwischenwertung (ohne Jahreskosten)** | **70** | | | **1,7** | | | **1,5** | | | **1,3** |
| **Rangfolge (ohne Jahreskosten)** | | **1** | | | **2** | | | **3** | | |
| **Höhe der Jahreskosten** | **30** | | 3 | **0,9** | | 2 | **0,6** | | 1 | **0,3** |
| **Gesamtwertung (mit Jahreskosten)** | **100** | | | **2,6** | | | **2,1** | | | **1,6** |
| **Rangfolge (mit Jahreskosten)** | | **1** | | | **2** | | | **3** | | |

| **Abkürzung** | |
|---|---|
| **W** | Wichtung (Σ der Wichtung = 100 %) |
| **PZ** | Punktzahl (von 1 bis 5) |
| **WZ** | Wertzahl (WZ = W x PZ) |

| **Punktzahl Bewertung** | |
|---|---|
| befriedigend | **1** |
| gut | **2** |
| sehr gut | **3** |

**Tabelle 4.14:** Bewertungsmatrix KA Marienheide (Einhaltung EU KARL)

| | | Flotation im Nebenstrom Mareinheide | | | Flotation im Hauptstrom Mareinheide | | | Erweiterung BB (KARL) Mareinheide | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **Kriterium** | **W (%)** | **Bewertung** | **PZ** | **WZ** | **Bewertung** | **PZ** | **WZ** | **Bewertung** | **PZ** | **WZ** |
| **Betriebsstabilität** | **20** | *Stabilität AGS* | 1 | **0,2** | *Stabilität AGS* | 1 | **0,2** | *keine Veränderung* | 2 | **0,4** |
| **Reinigungsleistung** | **10** | *Simultane Nitri/ Deni bei AGS / gute NK Absetzleistung* | 3 | **0,3** | *Simultane Nitri/ Deni bei AGS / gute NK Absetzleistung* | 3 | **0,3** | *keine Veränderung* | 2 | **0,2** |
| **Einsparung Betriebsmittel** | **10** | *BioP - weniger FM* | 3 | **0,3** | *BioP - weniger FM* | 3 | **0,3** | *kein Bio P* | 1 | **0,1** |
| **Energieverbrauch** | **10** | *Flotation: geringerer durch Teilstrom* | 3 | **0,3** | *Flotation: höher durch Hauptstrom* | 2 | **0,2** | *Erweiterung BB: Rührwerke, Pumpwerk* | 3 | **0,3** |
| **Nachhaltigkeit / Ressourcen ($CO_2$-Emission)** | **10** | *Einsparung Fällmittel / Geringes Bauvolumen / geringer Stromverbr.* | 3 | **0,3** | *Einsparung Fällmittel / Geringes Bauvolumen* | 2 | **0,2** | *großes Bauvolumen für BB* | 1 | **0,1** |
| **Platzverhältnisse / Flächenbedarf** | **10** | *geringer Flächenbedarf* | 3 | **0,3** | *mittlerer Flächenbedarf* | 2 | **0,2** | *mittlerer Flächenbedarf* | 1 | **0,1** |
| **Zwischenwertung (ohne Jahreskosten)** | **70** | | | **1,7** | | | **1,4** | | | **1,2** |
| **Rangfolge (ohne Jahreskosten)** | | **1** | | | **2** | | | **3** | | |
| **Höhe der Jahreskosten** | **30** | | 3 | **0,9** | | 1 | **0,3** | | 3 | **0,9** |
| **Gesamtwertung (mit Jahreskosten)** | **100** | | | **2,6** | | | **1,7** | | | **2,1** |
| **Rangfolge (mit Jahreskosten)** | | **1** | | | **3** | | | **2** | | |

| **Abkürzung** | |
|---|---|
| **W** | Wichtung (Σ der Wichtung = 100 %) |
| **PZ** | Punktzahl (von 1 bis 5) |
| **WZ** | Wertzahl (WZ = W x PZ) |

| **Punktzahl Bewertung** | |
|---|---|
| befriedigend | **1** |
| gut | **2** |
| sehr gut | **3** |

# 5 Anhang

## 5.1 Kläranlage Schwelm

### 5.1.1 Auswertung Betriebsdaten

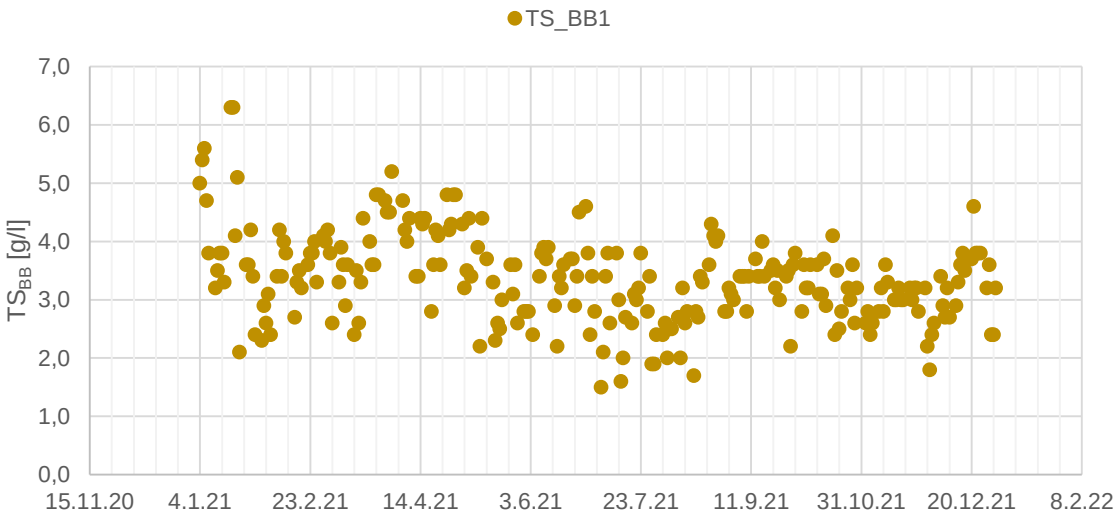



**Abbildung 5.1:** TS-Gehalt in der biologischen Stufe KA Schwelm

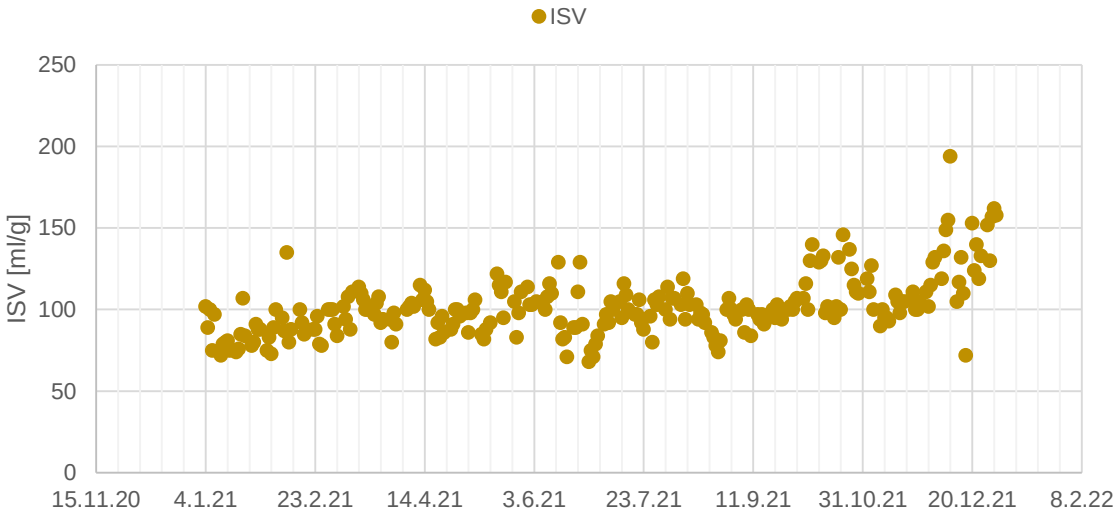



**Abbildung 5.2:** ISV KA Schwelm

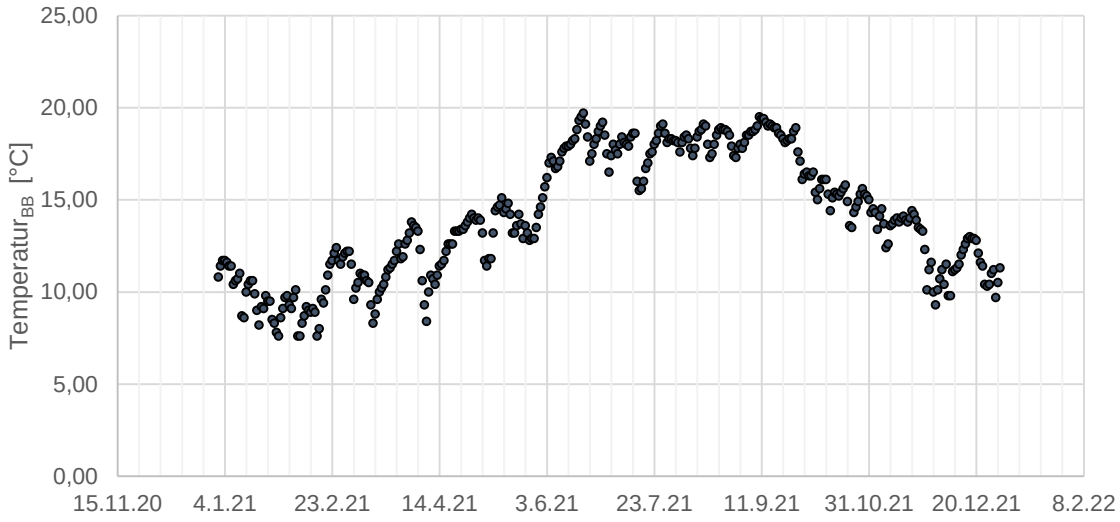



**Abbildung 5.3:** Temperatur in der biologischen Stufe KA Schwelm

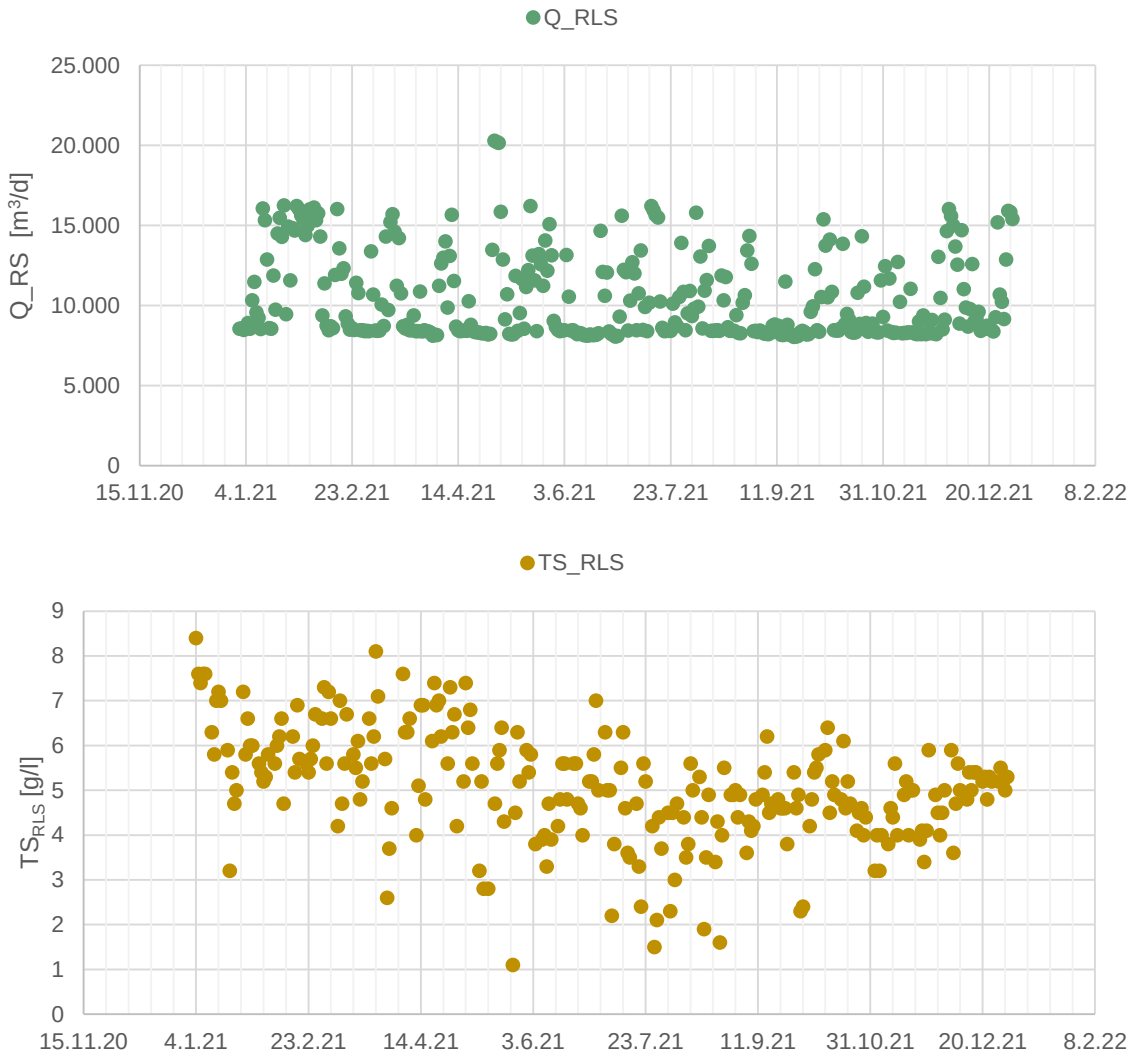



**Abbildung 5.4:** Rücklaufschlammmenge und TS-Gehalt KA Schwelm

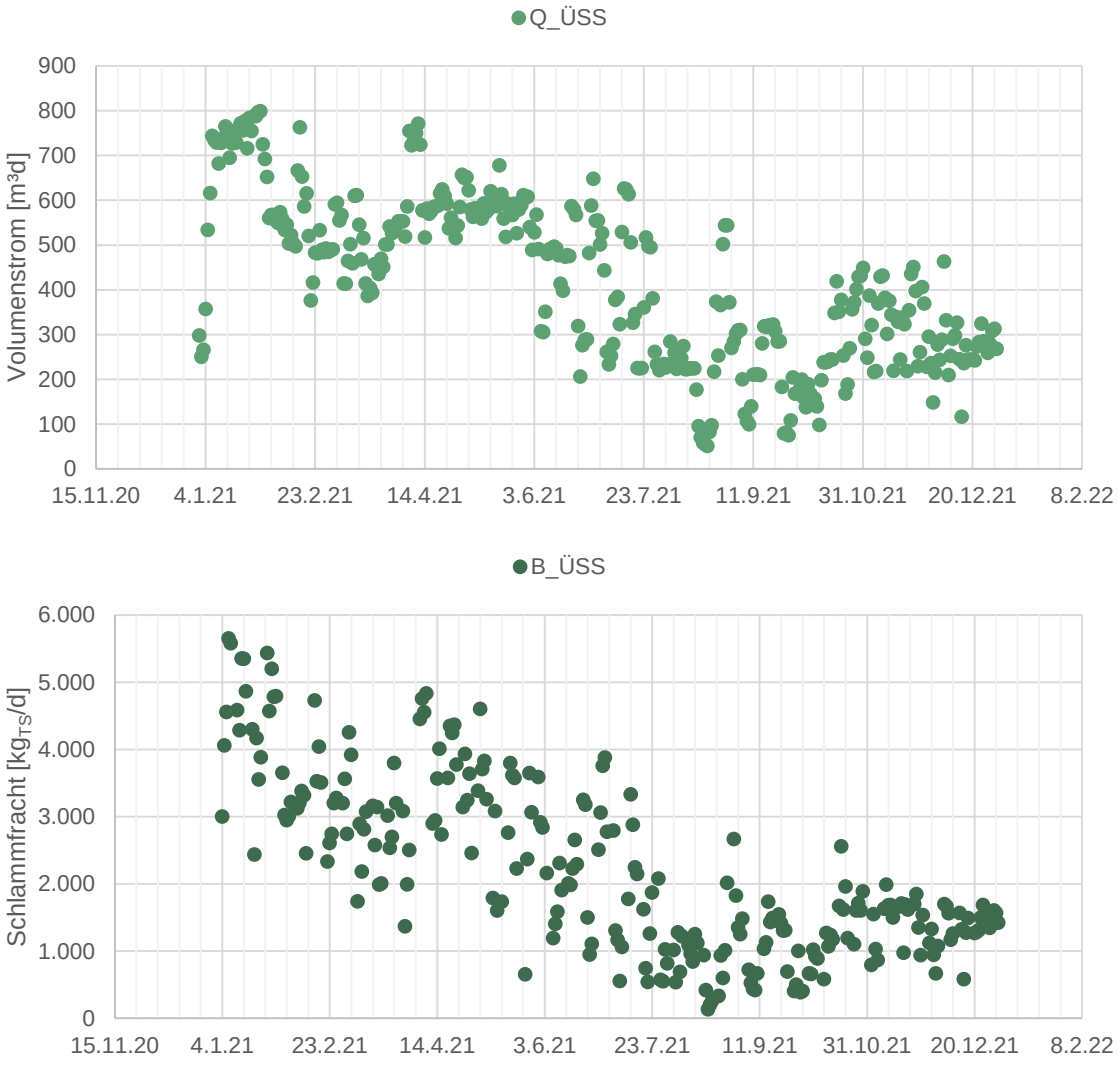



**Abbildung 5.5:** Überschussschlammenge und Schlammfracht KA Schwelm

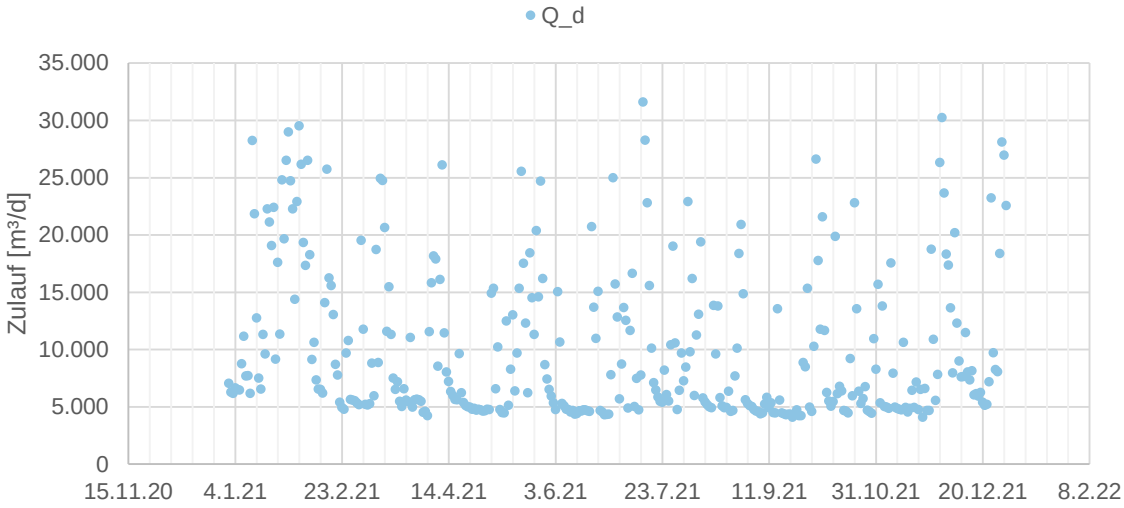



**Abbildung 5.6:** Zulaufvolumenstrom KA Schwelm

## 5.1.2 Kostenzusammenstellung KA Schwelm

**Tabelle 5.1:** Kostenzusammenstellung KA Schwelm: Flotation im Hauptstrom

**Investitionskostenschätzung in € netto**

| Pos | Beschreibung | Anzahl | Einheit | Einzelkosten [€/Einheit] | Bau-technik | Maschinen-technik | E/MSR-Technik | Gesamtkosten [€] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Baustelleneinrichtung | | | | | | | 20.000 € |
| | Herrichtung und Erschließung des Baufeldes | 1 | psch | 10.000 € | 10.000 € | - € | - € | |
| | Ver- und Entsorgungsleitungen (Strom, Wasser, ..) | 1 | psch | 10.000 € | 10.000 € | - € | - € | |
| 2 | Flotation | | | | | | | 411.050 € |
| | Bodenplatte 200 m²; 0,5 m | 100 | m³ | 250 €/m³ | 25.050 € | - € | - € | |
| | Flotationsanlage Hauptstrom | 1 | psch | 326.000 € | - € | 228.200 € | 97.800 € | |
| | Pumpen Beschickung Flotation | 2 | psch | 15.000 € | - € | 21.000 € | 9.000 € | |
| | Pumpen Granulaschlamm Flotation zum Anaerobbecken | 2 | psch | 15.000 € | - € | 21.000 € | 9.000 € | |
| 3 | Rohrtechnische Anbindung | | | | | | | 89.000 € |
| | RS - Beschickung Flotation | 13 | m | 1.000 €/m | 13.000 € | - € | - € | |
| | Granula - Zulaufschacht | 13 | m | 1.000 €/m | 13.000 € | - € | - € | |
| | Klarwasser -Zulauf NK | 13 | m | 1.000 €/m | 13.000 € | - € | - € | |
| | Flotat - Zulauf NK | 25 | m | 1.000 €/m | 25.000 € | - € | - € | |
| | RS NK - Zulauf DN | 25 | m | 1.000 €/m | 25.000 € | - € | - € | |
| 4 | Anaerobbecken (inkl. Anbindung) (Alternativ Umnutzung) | | | | | | | 102.000 € |
| | Bauaushub | 0 | m³ | 100 €/m³ | - € | - € | - € | |
| | Entsorgung Bauaushub | 0 | m³ | 20 €/m³ | - € | - € | - € | |
| | Anaerob Becken (0,5 h) | 0 | m³ | 600 €/m³ | - € | - € | - € | |
| | Rührwerk | 2 | psch | 15.000 € | - € | 21.000 € | 9.000 € | |
| | Rohrleitung Zulauf / Ablauf | 0 | m | 500 €/m | - € | - € | - € | |
| | Verteilerschacht | 72 | m³ | 1000 €/m³ | 72.000 € | - € | - € | |
| | Umnutzung | 1 | psch | 20000 €/m³ | 20.000 € | - € | - € | |
| | **Herstellungskosten, Zwischensumme** | | | | **206.050 €** | **291.200 €** | **124.800 €** | **622.050 €** |
| | Unvorhersehbares (15%) | | | | 30.900 € | 43.680 € | 18.720 € | 93.300 € |
| | Baunebenkosten (20%) | | | | 41.200 € | 58.200 € | 25.000 € | 124.400 € |
| | **Gesamtkosten, netto** | | | | **278.150 €** | **393.080 €** | **168.520 €** | **839.750 €** |
| | 19% MWSt. | | | | 52.800 € | 74.700 € | 32.000 € | 159.500 € |
| | **Gesamtkosten, brutto** | | | | **330.950 €** | **467.780 €** | **200.520 €** | **999.250 €** |

**Laufende Kosten aus Kapital und Wartungskosten**

| Beschreibung | Bau-technik | Maschinen-technik | E/MSR-Technik | Gesamtkosten [€] |
|---|---|---|---|---|
| **Kapitalkosten (brutto)** | | | | **77.890 €/a** |
| Nutzungsdauer Bautechnik 30 Jahre | 30 a | | | |
| Nutzungsdauer Maschinentechnik 15 Jahre | | 15 a | | |
| Nutzungsdauer EMSR-Technik 10 Jahre | | | 10 a | |
| Zinssatz i | 4% | 4 % | 4 % | |
| **Kapitalwiedergewinnungsfaktor KFAKR (i;n)** | | | | |
| Kapitalwiedergewinnungsfaktor Bau | 0,034 | | | |
| Kapitalwiedergewinnungsfaktor Maschinentechnik | | 0,090 | | |
| Kapitalwiedergewinnungsfaktor EMSR-Technik | | | 0,123 | |
| Kapitalkosten Bau | 11.100 €/a | | | |
| Kapitalkosten Maschinentechnik | | 42.070 €/a | | |
| Kapitalkosten EMSR-Technik | | | 24.720 €/a | |
| | | | | |

**Betriebskosten**

| Pos | Beschreibung | Verbrauch pro Jahr | Einheit | Einzelkosten [€/Einheit] | Kosten [€/a] | Gesamtkosten [€/a] |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | **Energieverbrauch** | | | | | **77.564 €/a** |
| | Rührwerke Bio-P | 14.454 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 5.059 | |
| | Rührwerke Erweiterung BB | 0 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 0 | |
| | Beschickungspumpe Flotation | 48.563 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 16.997 | |
| | Recylestrom | 149.612 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 52.364 | |
| | Kompressor Flotation | 8.984 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 3.144 | |
| | **Betriebsmittel** | | | | | **5.393 €/a** |
| | Fällmittel FE | 18 | t/a | 300 €/t | 5.393 | |
| | **Gesamtkosten, netto** | | | | | **82.958 €** |
| | 19% MWSt. | | | | | 15.762 € |
| | **Gesamtkosten, brutto** | | | | | **98.720 €** |

| | Volumen | $Q_{MW}$ | Förderhöhe | spez. Strom-verbrauch Rührwerk | spez. Strom-verbrauch Rührwerk | spez. Strom-verbrauch Pumpe | Strom- verbrauch |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **Berechnung Energieverbrauch** | m³ | m³/h | m | W/m³ | W/m³ | Wh/m³/m | **kWh/a** |
| Rührwerke Bio-P | 1.100 | | | 1,5 | 1,5 | | 14.454 |
| Rührwerke Erweiterung BB | 0 | | | 1,5 | 1,5 | | 0 |
| Beschickungspumpe Flotation | | 693 | 2,0 | | | 4,0 | 48.563 |
| Recylestrom | | 142 | 30,0 | | | 4,0 | 149.612 |
| Kompressor Flotation | | 8 | 30,0 | | | 4,5 | 8.984 |

## **Tabelle 5.2:** Kostenzusammenstellung KA Schwelm: Flotation im Nebenstrom

**Investitionskostenschätzung in € netto**

| Pos | Beschreibung | Anzahl | Einheit | Einzelkosten [€/Einheit] | Bau-technik | Maschinen-technik | E/MSR-Technik | Gesamtkosten [€] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Baustelleneinrichtung | | | | | | | 20.000 € |
| | Herrichtung und Erschließung des Baufeldes | 1 | psch | 10.000 € | 10.000 € | - € | - € | |
| | Ver- und Entsorgungsleitungen (Strom, Wasser, ..) | 1 | psch | 10.000 € | 10.000 € | - € | - € | |
| 2 | Flotation | | | | | | | 240.750 € |
| | Bodenplatte 30 m²; 0,5 m | 15 | m³ | 250 €/m³ | 3.750 € | - € | - € | |
| | Flotationsanlage Nebenstrom | 1 | psch | 177.000 € | - € | 123.900 € | 53.100 € | |
| | Pumpen Beschickung Flotation | 2 | psch | 15.000 € | - € | 21.000 € | 9.000 € | |
| | Pumpen Granulaschlamm Flotation zum Anaerobbecken | 2 | psch | 15.000 € | - € | 21.000 € | 9.000 € | |
| 3 | Rohrtechnische Anbindung | | | | | | | 88.000 € |
| | RS - Beschickung Flotation | 13 | m | 1.000 €/m | 13.000 € | - € | - € | |
| | Granula - Zulaufschacht | 25 | m | 1.000 €/m | 25.000 € | - € | - € | |
| | Klarwasser -Zulauf NK | 25 | m | 1.000 €/m | 25.000 € | - € | - € | |
| | Flotat - Zulauf NK | 25 | m | 1.000 €/m | 25.000 € | - € | - € | |
| 4 | Anaerobbecken (inkl. Anbindung) (Alternativ Umnutzung) | | | | | | | 122.000 € |
| | Bauaushub | 0 | m³ | 100 €/m³ | - € | - € | - € | |
| | Entsorgung Bauaushub | 0 | m³ | 20 €/m³ | - € | - € | - € | |
| | Anaerob Becken (0,5 h) | 0 | m³ | 600 €/m³ | - € | - € | - € | |
| | Rührwerk | 2 | psch | 15.000 € | - € | 21.000 € | 9.000 € | |
| | Rohrleitung Zulauf / Ablauf | 40 | m | 500 €/m | 20.000 € | - € | - € | |
| | Verteilerschacht | 72 | m³ | 1000 €/m³ | 72.000 € | - € | - € | |
| | Umnutzung | 1 | psch | 20000 €/m³ | 20.000 € | - € | - € | |
| | **Herstellungskosten, Zwischensumme** | | | | **203.750 €** | **186.900 €** | **80.100 €** | **470.750 €** |
| | Unvorhersehbares (15%) | | | | 30.600 € | 28.035 € | 12.015 € | 70.650 € |
| | Baunebenkosten (20%) | | | | 40.800 € | 37.400 € | 16.000 € | 94.200 € |
| | **Gesamtkosten, netto** | | | | **275.150 €** | **252.335 €** | **108.115 €** | **635.600 €** |
| | 19% MWSt. | | | | 52.300 € | 47.900 € | 20.500 € | 120.700 € |
| | **Gesamtkosten, brutto** | | | | **327.450 €** | **300.235 €** | **128.615 €** | **756.300 €** |

**Laufende Kosten aus Kapital und Wartungskosten**

| Posihr | Beschreibung | Bau-technik | Maschinen-technik | E/MSR-Technik | Gesamtkosten [€] |
|---|---|---|---|---|---|
| | **Kapitalkosten (brutto)** | | | | **61.800 €/a** |
| | Nutzungsdauer Bautechnik 30 Jahre | 30 a | | | |
| | Nutzungsdauer Maschinentechnik 15 Jahre | | 15 a | | |
| | Nutzungsdauer EMSR-Technik 10 Jahre | | | 10 a | |
| | Zinssatz i | 400% | 4 % | 4 % | |
| | **Kapitalwiedergewinnungsfaktor KFAKR (i;n)** | | | | |
| | Kapitalwiedergewinnungsfaktor Bau | 0,058 | | | |
| | Kapitalwiedergewinnungsfaktor Maschinentechnik | | 0,090 | | |
| | Kapitalwiedergewinnungsfaktor EMSR-Technik | | | 0,123 | |
| | Kapitalkosten Bau | 18.940 €/a | | | |
| | Kapitalkosten Maschinentechnik | | 27.000 €/a | | |
| | Kapitalkosten EMSR-Technik | | | 15.860 €/a | |
| | | | | | |

**Betriebskosten**

| | Beschreibung | Verbrauch pro Jahr | Einheit | Einzelkosten [€/Einheit] | Kosten [€/a] | Gesamtkosten [€/a] |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | **Energieverbrauch** | | | | | **22.496 €/a** |
| | Rührwerke Bio-P | 14.454 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 5.059 | |
| | Rührwerke Erweiterung BB | 0 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 0 | |
| | Beschickungspumpe Flotation | 5.714 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 2.000 | |
| | Recylestrom | 41.608 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 14.563 | |
| | Kompressor Flotation | 2.499 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 874 | |
| | **Betriebsmittel** | | | | | **5.393 €/a** |
| | Fällmittel FE | 18 | t/a | 300 €/t | 5.393 | |
| | **Gesamtkosten, netto** | | | | | **27.890 €** |
| | 19% MWSt. | | | | | 5.299 € |
| | **Gesamtkosten, brutto** | | | | | **33.189 €** |

| | Volumen | $Q_{MW}$ | Förderhöhe | spez. Strom-verbrauch Rührwerk | spez. Strom-verbrauch Rührwerk | spez. Strom-verbrauch Pumpe | Strom- verbrauch |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **Berechnung Energieverbrauch** | m³ | m³/h | m | W/m³ | W/m³ | Wh/m³/m | **kWh/a** |
| Rührwerke Bio-P | 1.100 | | | | 1,5 | 1,5 | 14.454 |
| Rührwerke Erweiterung BB | 0 | | | | 1,5 | 1,5 | 0 |
| Beschickungspumpe Flotation | | 82 | 2,0 | | | 4,0 | 5.714 |
| Recylestrom | | 40 | 30,0 | | | 4,0 | 41.608 |
| Kompressor Flotation | | 2 | 30,0 | | | 4,5 | 2.499 |

## **Tabelle 5.3:** Kostenzusammenstellung KA Schwelm: Erweiterung Belebung

**Investitionskostenschätzung in € netto**

| Pos | Beschreibung | Anzahl | Einheit | Einzelkosten [€/Einheit] | Bau-technik | Maschinen-technik | E/MSR-Technik | Gesamtkosten [€] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Baustelleneinrichtung | | | | | | | 20.000 € |
| | Herrichtung und Erschließung des Baufeldes | 1 | psch | 10.000 € | 10.000 € | - € | - € | |
| | Ver- und Entsorgungsleitungen (Strom, Wasser, ..) | 1 | psch | 10.000 € | 10.000 € | - € | - € | |
| 2 | Belebungsbecken | | | | | | | 502.000 € |
| | Bauaushub | 500 | m³ | 100 €/m³ | 50.000 € | - € | - € | |
| | Entsorgung Bauaushub | 500 | m³ | 20 €/m³ | 10.000 € | - € | - € | |
| | Belebungsbecken | 500 | m³ | 600 €/m³ | 300.000 € | - € | - € | |
| | Rührwerk | 2 | psch | 15.000 € | - € | 21.000 € | 9.000 € | |
| | Rohrleitung Zulauf / Ablauf | 40 | m | 500 €/m | 20.000 € | - € | - € | |
| | Rohrleitung Zulauf / Ablauf RS | 40 | m | 500 €/m | 20.000 € | - € | - € | |
| | Verteilerschacht | 72 | m³ | 1000 €/m³ | 72.000 € | - € | - € | |
| | Pumpwerk | 1 | psch | 100.000 € | 100.000 € | - € | - € | |
| | **Herstellungskosten, Zwischensumme** | | | | **492.000 €** | **21.000 €** | **9.000 €** | **522.000 €** |
| | Unvorhersehbares (15%) | | | | 73.800 € | 3.150 € | 1.350 € | 78.300 € |
| | Baunebenkosten (20%) | | | | 98.400 € | 4.200 € | 1.800 € | 104.400 € |
| | **Gesamtkosten, netto** | | | | **664.200 €** | **28.350 €** | **12.150 €** | **704.700 €** |
| | 19% MWSt. | | | | 126.200 € | 5.400 € | 2.300 € | 133.900 € |
| | **Gesamtkosten, brutto** | | | | **790.400 €** | **33.750 €** | **14.450 €** | **838.600 €** |

**Laufende Kosten aus Kapital und Wartungskosten**

| Posihr | Beschreibung | Bau-technik | Maschinen-technik | E/MSR-Technik | Gesamtkosten [€] |
|---|---|---|---|---|---|
| | **Kapitalkosten (brutto)** | | | | **50.530 €/a** |
| | Nutzungsdauer Bautechnik 30 Jahre | 30 a | | | |
| | Nutzungsdauer Maschinentechnik 15 Jahre | | 15 a | | |
| | Nutzungsdauer EMSR-Technik 10 Jahre | | | 10 a | |
| | Zinssatz i | 400% | 4 % | 4 % | |
| | **Kapitalwiedergewinnungsfaktor KFAKR (i;n)** | | | | |
| | Kapitalwiedergewinnungsfaktor Bau | 0,058 | | | |
| | Kapitalwiedergewinnungsfaktor Maschinentechnik | | 0,090 | | |
| | Kapitalwiedergewinnungsfaktor EMSR-Technik | | | 0,123 | |
| | Kapitalkosten Bau | 45.710 €/a | | | |
| | Kapitalkosten Maschinentechnik | | 3.040 €/a | | |
| | Kapitalkosten EMSR-Technik | | | 1.780 €/a | |
| | | | | | |

**Betriebskosten**

| Pos | Beschreibung | Verbrauch pro Jahr | Einheit | Einzelkosten [€/Einheit] | Kosten [€/a] | Gesamtkosten [€/a] |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | **Energieverbrauch** | | | | | **20.294 €/a** |
| | Rührwerke Erweiterung BB | 6.570 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 2.300 | |
| | Beschickungspumpe Flotation | 51.414 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 17.995 | |
| | **Betriebsmittel** | | | | | **15.181 €/a** |
| | Fällmittel FE | 51 | t/a | 300 €/t | 15.181 | |
| | **Gesamtkosten, netto** | | | | | **35.476 €** |
| | 19% MWSt. | | | | | 6.740 € |
| | **Gesamtkosten, brutto** | | | | | **42.216 €** |

| | Volumen | $Q_{MW}$ | Förderhöhe | spez. Strom-verbrauch Rührwerk | spez. Strom-verbrauch Rührwerk | spez. Strom-verbrauch Pumpe | Strom-verbrauch |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **Berechnung Energieverbrauch** | m³ | m³/h | m | W/m³ | W/m³ | Wh/m³/m | **kWh/a** |
| Rührwerke Erweiterung BB | 500 | | | 1,5 | 1,5 | | 6.570 |
| Zwischenpumpwerk | | 734 | 2,0 | | | 4,0 | 51.414 |

## 5.2 Kläranlage Marienheide

### 5.2.1 Auswertung Betriebsdaten

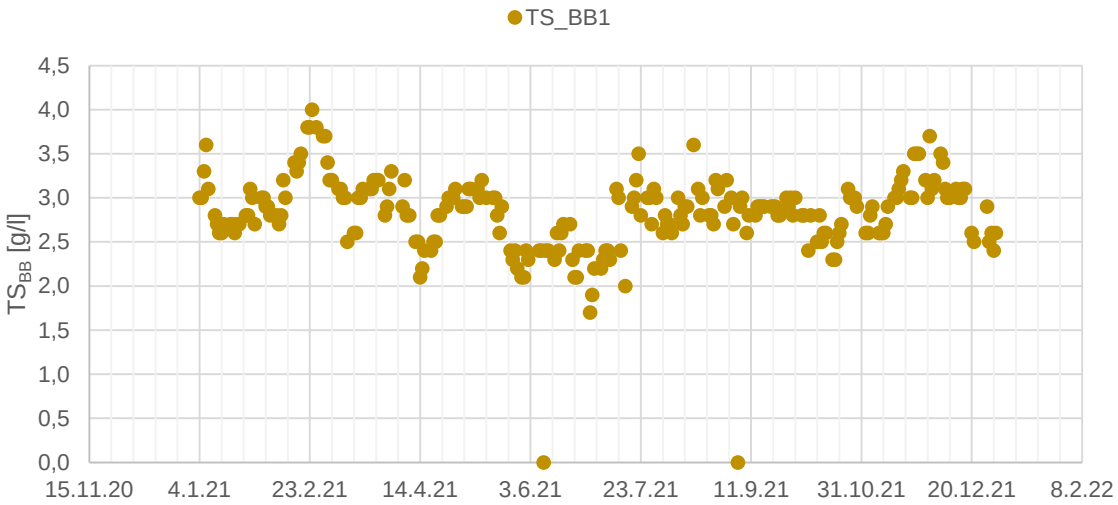



**Abbildung 5.7:** TS-Gehalt in der biologischen Stufe KA Marienheide

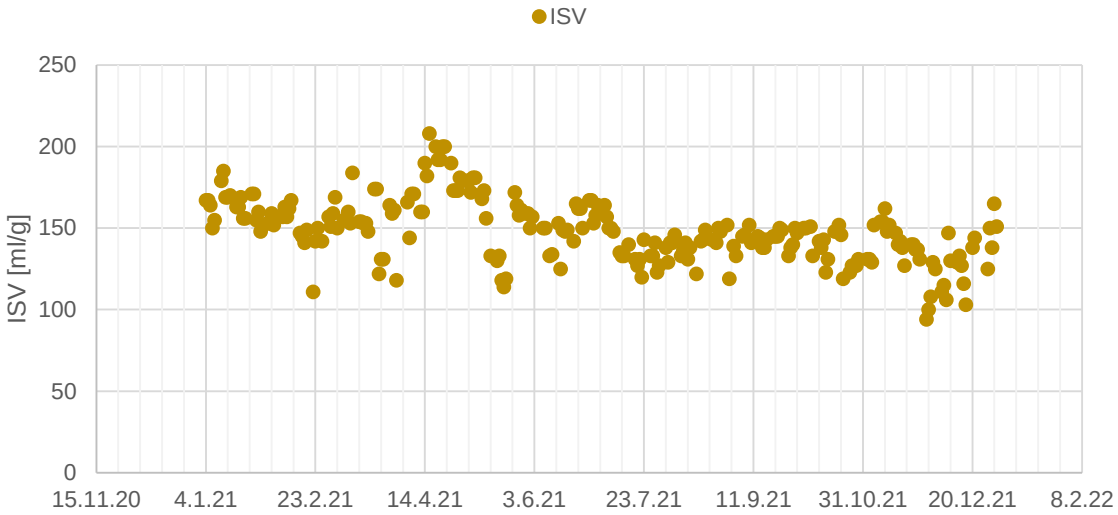



**Abbildung 5.8:** Schlammindex (ISV) KA Marienheide

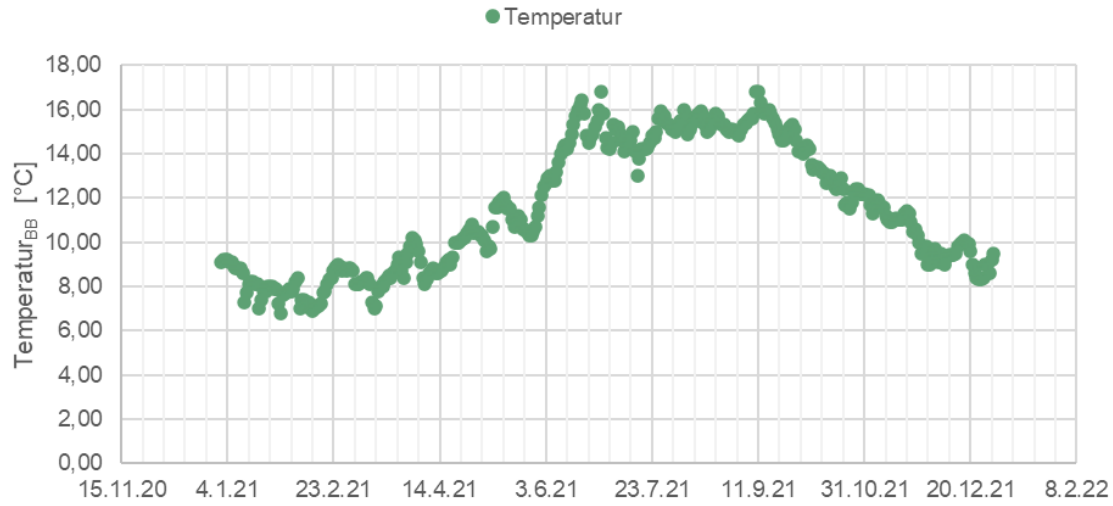



**Abbildung 5.9:** Temperatur in der biologischen Stufe KA Marienheide

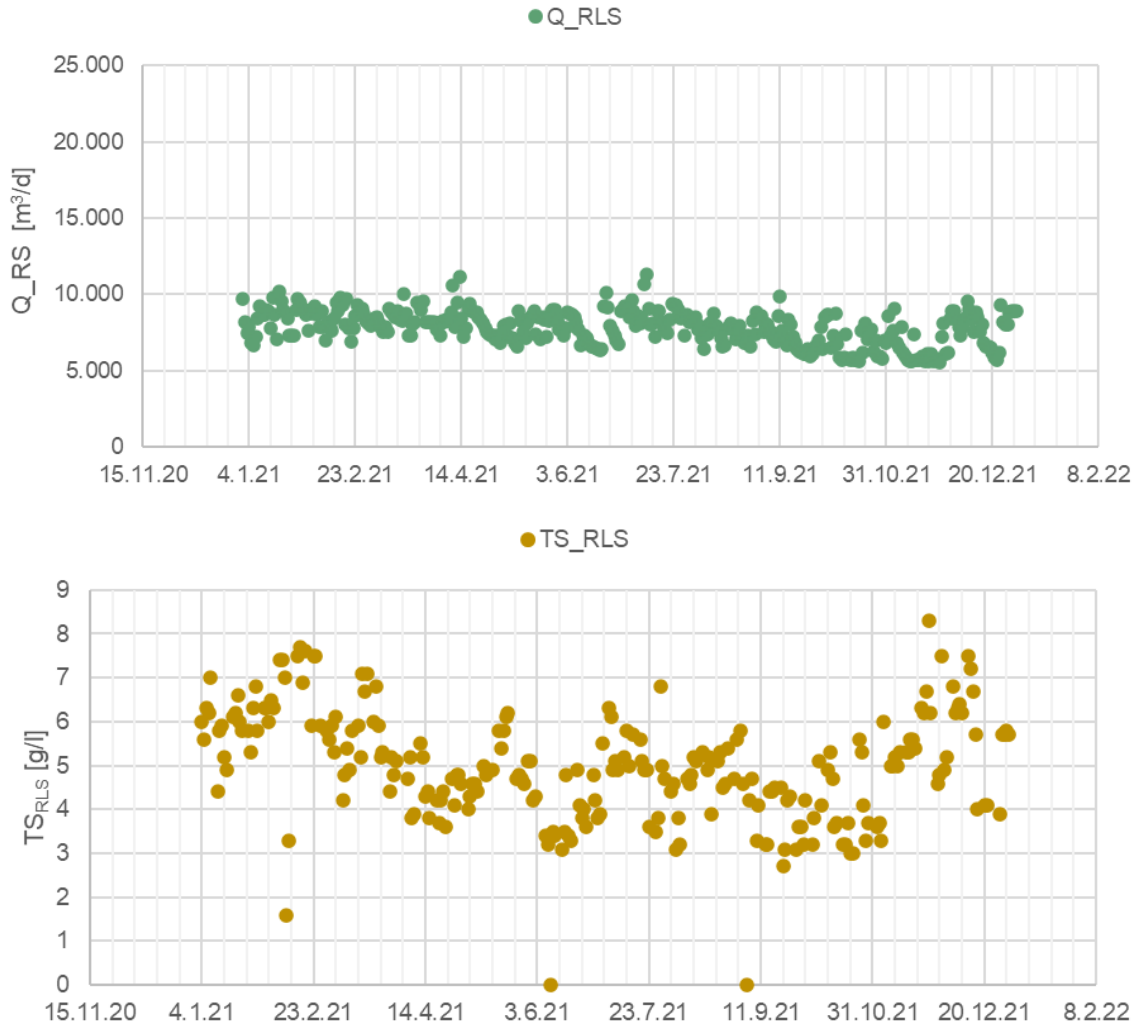



**Abbildung 5.10:** Rücklaufschlammmenge und TS-Gehalt KA Marienheide

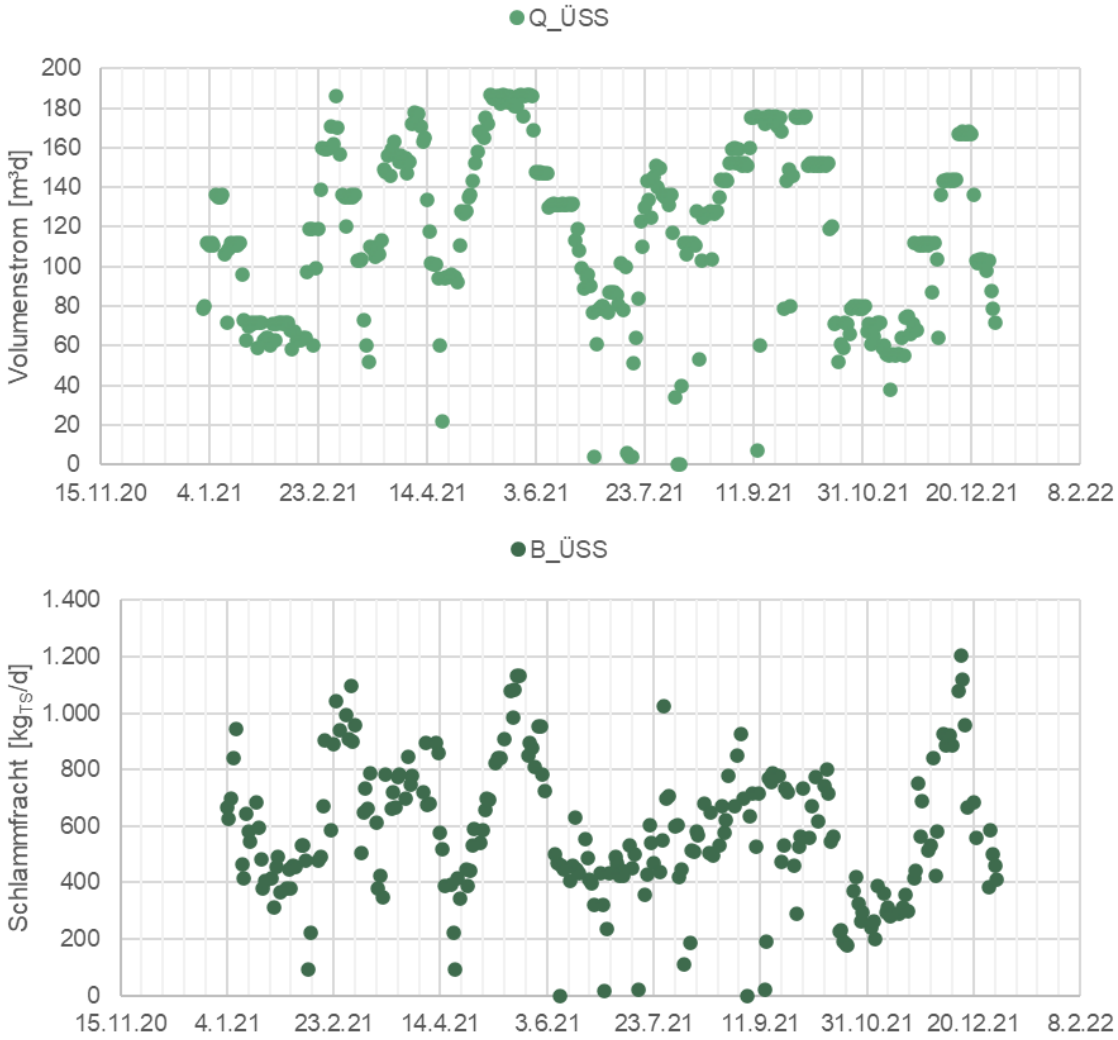



**Abbildung 5.11:** Überschussschlammenge und Schlammfracht KA Marienheide

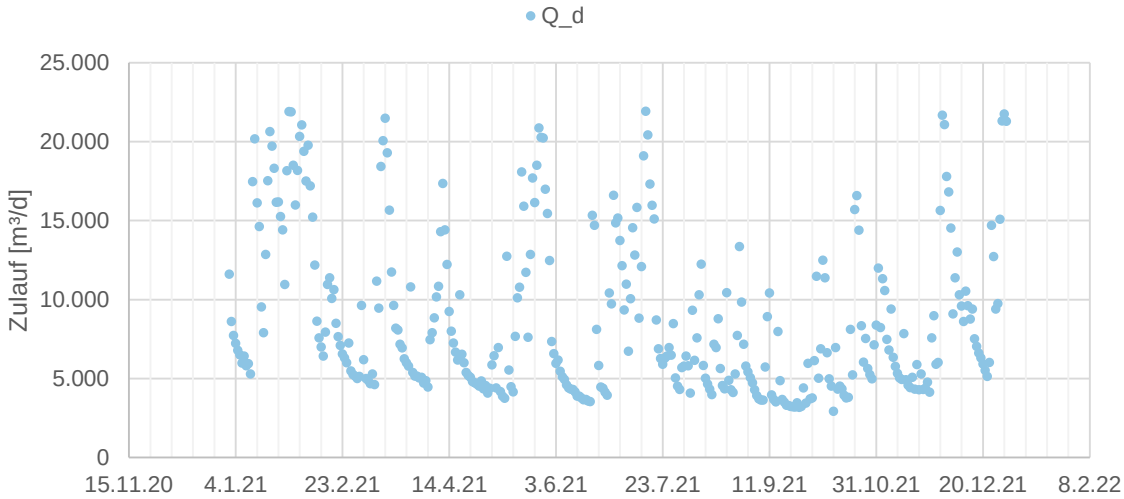



**Abbildung 5.12:** Zulaufvolumenstrom KA Marienheide

## 5.2.2 Kostenzusammenstellung KA Marienheide

**Tabelle 5.4:** Kostenzusammenstellung KA Marienheide: Flotation im Hauptstrom

**Investitionskostenschätzung in € netto**

| Pos | Beschreibung | Anzahl | Einheit | Einzelkosten [€/Einheit] | Bau-technik | Maschinen-technik | E/MSR-Technik | Gesamtkosten [€] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Baustelleneinrichtung | | | | | | | 40.000 € |
| | Herrichtung und Erschließung des Baufeldes | 1 | psch | 20.000 € | 20.000 € | - € | - € | |
| | Ver- und Entsorgungsleitungen (Strom, Wasser, ..) | 1 | psch | 20.000 € | 20.000 € | - € | - € | |
| 2 | Flotation | | | | | | | 518.001 € |
| | Bodenplatte 248 m²; 0,5 m | 124 | m³ | 250 €/m³ | 31.001 € | - € | - € | |
| | Flotationsanlage Hauptstrom | 1 | psch | 367.000 € | - € | 256.900 € | 110.100 € | |
| | Pumpen Beschickung Flotation | 2 | psch | 30.000 € | - € | 42.000 € | 18.000 € | |
| | Pumpen Granulaschlamm Flotation zum Anaerobbecken | 2 | psch | 30.000 € | - € | 42.000 € | 18.000 € | |
| 3 | Rohrtechnische Anbindung | | | | | | | 290.000 € |
| | Ablauf BB - Beschickung Flotation | 50 | m | 1.000 €/m | 50.000 € | - € | - € | |
| | Granula - Zulaufschacht | 80 | m | 1.000 €/m | 80.000 € | - € | - € | |
| | Klarwasser -Zulauf NK | 40 | m | 1.000 €/m | 40.000 € | - € | - € | |
| | Flotat - Zulauf NK | 40 | m | 1.000 €/m | 40.000 € | - € | - € | |
| | RS NK - Zulauf DN | 80 | m | 1.000 €/m | 80.000 € | - € | - € | |
| 4 | Anaerobbecken (inkl. Anbindung) (Alternativ Umnutzung) | | | | | | | 102.000 € |
| | Bauaushub | 0 | m³ | 100 €/m³ | - € | - € | - € | |
| | Entsorgung Bauaushub | 0 | m³ | 20 €/m³ | - € | - € | - € | |
| | Anaerob Becken (0,5 h) | 0 | m³ | 600 €/m³ | - € | - € | - € | |
| | Rührwerk | 2 | psch | 15.000 € | - € | 21.000 € | 9.000 € | |
| | Rohrleitung Zulauf / Ablauf | 0 | m | 500 €/m | - € | - € | - € | |
| | Verteilerschacht | 72 | m³ | 1000 €/m³ | 72.000 € | - € | - € | |
| | Umnutzung | 1 | psch | 20000 €/m³ | 20.000 € | - € | - € | |
| | **Herstellungskosten, Zwischensumme** | | | | **433.001 €** | **361.900 €** | **155.100 €** | **950.001 €** |
| | Unvorhersehbares (15%) | | | | 65.000 € | 54.285 € | 23.265 € | 142.550 € |
| | Baunebenkosten (20%) | | | | 86.600 € | 72.400 € | 31.000 € | 190.000 € |
| | **Gesamtkosten, netto** | | | | **584.601 €** | **488.585 €** | **209.365 €** | **1.282.551 €** |
| | 19% MWSt. | | | | 111.100 € | 92.800 € | 39.800 € | 243.700 € |
| | **Gesamtkosten, brutto** | | | | **695.701 €** | **581.385 €** | **249.165 €** | **1.526.251 €** |

**Laufende Kosten aus Kapital und Wartungskosten**

| Beschreibung | Bau-technik | Maschinen-technik | E/MSR-Technik | Gesamtkosten [€] |
|---|---|---|---|---|
| **Kapitalkosten (brutto)** | | | | **106.340 €/a** |
| Nutzungsdauer Bautechnik 30 Jahre | 30 a | | | |
| Nutzungsdauer Maschinentechnik 15 Jahre | | 15 a | | |
| Nutzungsdauer EMSR-Technik 10 Jahre | | | 10 a | |
| Zinssatz i | 4% | 4 % | 4 % | |
| **Kapitalwiedergewinnungsfaktor KFAKR (i;n)** | | | | |
| Kapitalwiedergewinnungsfaktor Bau | 0,034 | | | |
| Kapitalwiedergewinnungsfaktor Maschinentechnik | | 0,090 | | |
| Kapitalwiedergewinnungsfaktor EMSR-Technik | | | 0,123 | |
| Kapitalkosten Bau | 23.330 €/a | | | |
| Kapitalkosten Maschinentechnik | | 52.290 €/a | | |
| Kapitalkosten EMSR-Technik | | | 30.720 €/a | |
| | | | | |

**Betriebskosten**

| Beschreibung | Verbrauch pro Jahr | Einheit | Einzelkosten [€/Einheit] | Kosten [€/a] | Gesamtkosten [€/a] |
|---|---|---|---|---|---|
| **Energieverbrauch** | | | | | **94.363 €/a** |
| Rührwerke Bio-P | 14.454 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 5.059 | |
| Rührwerke Erweiterung BB | 0 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 0 | |
| Beschickungspumpe Flotation | 59.815 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 20.935 | |
| Recylestrom | 184.275 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 64.496 | |
| Kompressor Flotation | 11.065 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 3.873 | |
| **Betriebsmittel** | | | | | **13.016 €/a** |
| Fällmittel FE | 43 | t/a | 300 €/t | 13.016 | |
| **Gesamtkosten, netto** | | | | | **107.379 €** |
| 19% MWSt. | | | | | 20.402 € |
| **Gesamtkosten, brutto** | | | | | **127.781 €** |

| | Volumen | $Q_{MW}$ | Förderhöhe | spez. Strom-verbrauch Rührwerk | spez. Strom-verbrauch Rührwerk | spez. Strom-verbrauch Pumpe | Strom- verbrauch |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **Berechnung Energieverbrauch** | m³ | m³/h | m | W/m³ | W/m³ | Wh/m³/m | **kWh/a** |
| Rührwerke Bio-P | 1.100 | | | 1,5 | 1,5 | | 14.454 |
| Rührwerke Erweiterung BB | 0 | | | 1,5 | 1,5 | | 0 |
| Beschickungspumpe Flotation | | 854 | 2,0 | | | 4,0 | 59.815 |
| Recylestrom | | 175 | 30,0 | | | 4,0 | 184.275 |
| Kompressor Flotation | | 9 | 30,0 | | | 4,5 | 11.065 |

## **Tabelle 5.5:** Kostenzusammenstellung KA Marienheide: Flotation im Nebenstrom

**Investitionskostenschätzung in € netto**

| Pos | Beschreibung | Anzahl | Einheit | Einzelkosten [€/Einheit] | Bau-technik | Maschinen-technik | E/MSR-Technik | Gesamtkosten [€] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Baustelleneinrichtung | | | | | | | 40.000 € |
| | Herrichtung und Erschließung des Baufeldes | 1 | psch | 20.000 € | 20.000 € | - € | - € | |
| | Ver- und Entsorgungsleitungen (Strom, Wasser, ..) | 1 | psch | 20.000 € | 20.000 € | - € | - € | |
| 2 | Flotation | | | | | | | 314.513 € |
| | Bodenplatte 30 m²; 0,5 m | 22 | m³ | 250 €/m³ | 5.513 € | - € | - € | |
| | Flotationsanlage Nebenstrom | 1 | psch | 189.000 € | - € | 132.300 € | 56.700 € | |
| | Pumpen Beschickung Flotation | 2 | psch | 30.000 € | - € | 42.000 € | 18.000 € | |
| | Pumpen Granulaschlamm Flotation zum Anaerobbecken | 2 | psch | 30.000 € | - € | 42.000 € | 18.000 € | |
| 3 | Rohrtechnische Anbindung | | | | | | | 180.000 € |
| | RS - Beschickung Flotation | 20 | m | 1.000 €/m | 20.000 € | - € | - € | |
| | Granula - Zulaufschacht | 40 | m | 1.000 €/m | 40.000 € | - € | - € | |
| | Klarwasser -Zulauf NK | 20 | m | 1.000 €/m | 20.000 € | - € | - € | |
| | Flotat - MÜSE | 70 | m | 1.000 €/m | 70.000 € | - € | - € | |
| | RS - Zulauf DN | 30 | m | 1.000 €/m | 30.000 € | - € | - € | |
| 4 | Anaerobbecken (inkl. Anbindung) (Alternativ Umnutzung) | | | | | | | 122.000 € |
| | Bauaushub | 0 | m³ | 100 €/m³ | - € | - € | - € | |
| | Entsorgung Bauaushub | 0 | m³ | 20 €/m³ | - € | - € | - € | |
| | Anaerob Becken (0,5 h) | 0 | m³ | 600 €/m³ | - € | - € | - € | |
| | Rührwerk | 2 | psch | 15.000 € | - € | 21.000 € | 9.000 € | |
| | Rohrleitung Zulauf / Ablauf | 40 | m | 500 €/m | 20.000 € | - € | - € | |
| | Verteilerschacht | 72 | m³ | 1000 €/m³ | 72.000 € | - € | - € | |
| | Umnutzung | 1 | psch | 20000 €/m³ | 20.000 € | - € | - € | |
| | **Herstellungskosten, Zwischensumme** | | | | **317.513 €** | **237.300 €** | **101.700 €** | **656.513 €** |
| | Unvorhersehbares (15%) | | | | 47.600 € | 35.595 € | 15.255 € | 98.450 € |
| | Baunebenkosten (20%) | | | | 63.500 € | 47.500 € | 20.300 € | 131.300 € |
| | **Gesamtkosten, netto** | | | | **428.613 €** | **320.395 €** | **137.255 €** | **886.263 €** |
| | 19% MWSt. | | | | 81.400 € | 60.900 € | 26.100 € | 168.400 € |
| | **Gesamtkosten, brutto** | | | | **510.013 €** | **381.295 €** | **163.355 €** | **1.054.663 €** |

**Laufende Kosten aus Kapital und Wartungskosten**

| Beschreibung | Bau-technik | Maschinen-technik | E/MSR-Technik | Gesamtkosten [€] |
|---|---|---|---|---|
| **Kapitalkosten (brutto)** | | | | **83.920 €/a** |
| Nutzungsdauer Bautechnik 30 Jahre | 30 a | | | |
| Nutzungsdauer Maschinentechnik 15 Jahre | | 15 a | | |
| Nutzungsdauer EMSR-Technik 10 Jahre | | | 10 a | |
| Zinssatz i | 400% | 4 % | 4 % | |
| **Kapitalwiedergewinnungsfaktor KFAKR (i;n)** | | | | |
| Kapitalwiedergewinnungsfaktor Bau | 0,058 | | | |
| Kapitalwiedergewinnungsfaktor Maschinentechnik | | 0,090 | | |
| Kapitalwiedergewinnungsfaktor EMSR-Technik | | | 0,123 | |
| Kapitalkosten Bau | 29.490 €/a | | | |
| Kapitalkosten Maschinentechnik | | 34.290 €/a | | |
| Kapitalkosten EMSR-Technik | | | 20.140 €/a | |
| | | | | |

**Betriebskosten**

| Beschreibung | Verbrauch pro Jahr | Einheit | Einzelkosten [€/Einheit] | Kosten [€/a] | Gesamtkosten [€/a] |
|---|---|---|---|---|---|
| **Energieverbrauch** | | | | | **36.861 €/a** |
| Rührwerke Bio-P | 14.454 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 5.059 | |
| Rührwerke Erweiterung BB | 0 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 0 | |
| Beschickungspumpe Flotation | 7.629 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 2.670 | |
| Recylestrom | 78.518 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 27.481 | |
| Kompressor Flotation | 4.715 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 1.650 | |
| **Betriebsmittel** | | | | | **13.016 €/a** |
| Fällmittel FE | 43 | t/a | 300 €/t | 13.016 | |
| **Gesamtkosten, netto** | | | | | **49.876 €** |
| 19% MWSt. | | | | | 9.476 € |
| **Gesamtkosten, brutto** | | | | | **59.353 €** |

| | Volumen | $Q_{MW}$ | Förderhöhe | spez. Strom-verbrauch Rührwerk | spez. Strom-verbrauch Rührwerk | spez. Strom-verbrauch Pumpe | Strom- verbrauch |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **Berechnung Energieverbrauch** | m³ | m³/h | m | W/m³ | W/m³ | Wh/m³/m | **kWh/a** |
| Rührwerke Bio-P | 1.100 | | | 1,5 | 1,5 | | 14.454 |
| Rührwerke Erweiterung BB | 0 | | | 1,5 | 1,5 | | 0 |
| Beschickungspumpe Flotation | | 109 | 2,0 | | | 4,0 | 7.629 |
| Recylestrom | | 75 | 30,0 | | | 4,0 | 78.518 |
| Kompressor Flotation | | 4 | 30,0 | | | 4,5 | 4.715 |

## **Tabelle 5.6:** Kostenzusammenstellung KA Marienheide: Erweiterung Belebung

**Investitionskostenschätzung in € netto**

| Pos | Beschreibung | Anzahl | Einheit | Einzelkosten [€/Einheit] | Bau-technik | Maschinen-technik | E/MSR-Technik | Gesamtkosten [€] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Baustelleneinrichtung | | | | | | | 40.000 € |
| | Herrichtung und Erschließung des Baufeldes | 1 | psch | 20.000 € | 20.000 € | - € | - € | |
| | Ver- und Entsorgungsleitungen (Strom, Wasser, ..) | 1 | psch | 20.000 € | 20.000 € | - € | - € | |
| 2 | Belebungsbecken | | | | | | | 3.937.000 € |
| | Bauaushub | 5.000 | m³ | 100 €/m³ | 500.000 € | - € | - € | |
| | Entsorgung Bauaushub | 5.000 | m³ | 20 €/m³ | 100.000 € | - € | - € | |
| | Belebungsbecken | 5.000 | m³ | 600 €/m³ | 3.000.000 € | - € | - € | |
| | Rührwerk | 5 | psch | 15.000 € | - € | 52.500 € | 22.500 € | |
| | Rezirkulationsmpumpen | 2 | psch | 30.000 € | - € | 42.000 € | 18.000 € | |
| | Rohrleitung Rezirkulation | 100 | m | 500 €/m | 50.000 € | - € | - € | |
| | Rohrleitung Zulauf / Ablauf | 40 | m | 1.000 €/m | 40.000 € | - € | - € | |
| | Rohrleitung Zulauf / Ablauf RS | 40 | m | 1.000 €/m | 40.000 € | - € | - € | |
| | Verteilerschacht | 72 | m³ | 1000 €/m³ | 72.000 € | - € | - € | |
| | Pumpwerk | 1 | psch | 200.000 € | 200.000 € | - € | - € | |
| | **Herstellungskosten, Zwischensumme** | | | | **3.842.000 €** | **94.500 €** | **40.500 €** | **3.977.000 €** |
| | Unvorhersehbares (15%) | | | | 576.300 € | 14.175 € | 6.075 € | 596.550 € |
| | Baunebenkosten (20%) | | | | 768.400 € | 18.900 € | 8.100 € | 795.400 € |
| | **Gesamtkosten, netto** | | | | **5.186.700 €** | **127.575 €** | **54.675 €** | **5.368.950 €** |
| | 19% MWSt. | | | | 985.500 € | 24.200 € | 10.400 € | 1.020.100 € |
| | **Gesamtkosten, brutto** | | | | **6.172.200 €** | **151.775 €** | **65.075 €** | **6.389.050 €** |

**Laufende Kosten aus Kapital und Wartungskosten**

| Beschreibung | Bau-technik | Maschinen-technik | E/MSR-Technik | Gesamtkosten [€] |
|---|---|---|---|---|
| **Kapitalkosten (brutto)** | | | | **378.610 €/a** |
| Nutzungsdauer Bautechnik 30 Jahre | 30 a | | | |
| Nutzungsdauer Maschinentechnik 15 Jahre | | 15 a | | |
| Nutzungsdauer EMSR-Technik 10 Jahre | | | 10 a | |
| Zinssatz i | 400% | 4 % | 4 % | |
| **Kapitalwiedergewinnungsfaktor KFAKR (i;n)** | | | | |
| Kapitalwiedergewinnungsfaktor Bau | 0,058 | | | |
| Kapitalwiedergewinnungsfaktor Maschinentechnik | | 0,090 | | |
| Kapitalwiedergewinnungsfaktor EMSR-Technik | | | 0,123 | |
| Kapitalkosten Bau | 356.940 €/a | | | |
| Kapitalkosten Maschinentechnik | | 13.650 €/a | | |
| Kapitalkosten EMSR-Technik | | | 8.020 €/a | |

**Betriebskosten**

| Pos | Beschreibung | Verbrauch pro Jahr | Einheit | Einzelkosten [€/Einheit] | Kosten [€/a] | Gesamtkosten [€/a] |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | **Energieverbrauch** | | | | | **40.689 €/a** |
| | Rührwerke Erweiterung BB | 26.280 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 9.198 | |
| | Rezirkulation | 38.561 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 13.496 | |
| | Beschickungspumpe Flotation | 51.414 | kWh/a | 0,35 €/kWh | 17.995 | |
| | **Betriebsmittel** | | | | | **57.152 €/a** |
| | Fällmittel FE | 191 | t/a | 300 €/t | 57.152 | |
| | **Gesamtkosten, netto** | | | | | **97.842 €** |
| | 19% MWSt. | | | | | 18.590 € |
| | **Gesamtkosten, brutto** | | | | | **116.432 €** |

| | Volumen | $Q_{MW}$ | Förderhöhe | spez. Strom-verbrauch Rührwerk | spez. Strom-verbrauch Rührwerk | spez. Strom-verbrauch Pumpe | Strom-verbrauch |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **Berechnung Energieverbrauch** | m³ | m³/h | m | W/m³ | W/m³ | Wh/m³/m | **kWh/a** |
| Rührwerke Erweiterung BB | 2.000 | | | 1,5 | 1,5 | | 26.280 |
| Rezirkulation | | 1.100 | 1,0 | | | 4,0 | 38.561 |
| Zwischenpumpwerk | | 734 | 2,0 | | | 4,0 | 51.414 |

# Literatur

ATV (1999): ATV-Arbeitsbericht des ATV-Fach. Absetzverfahren, Feststoffabtrennung durch Entspannungsflotation. Hennef: Verlag für Abwasser, Abfall und Gewässerschutz.

Alt, K. (2018): Aktuelle Machbarkeitsstudien und Vorentwurfsplanungen. Hydro-Ingenieure Planungsgesellschaft für Siedlungswasserwirtschaft mbH Düsseldorf

Araújo, J. M., Berzio, S., Gehring, T., Nettmann, E., Florêncio, L., Wichern, M. (2022): Influence of temperature on aerobic granular sludge formation and stability treating municipal wastewater with high nitrogen loadings. Environmental research. 212 (Pt D), S. 113578. DOI: 10.1016/j.envres.2022.113578

ANSYS FLUENT (2020): User´s Guide FLUENT 2020R1

Benstöm, F.; Oeldscheid, S.; Klasen, H.; Bruszies, D.; Niehoff, H.; Alt, K.; Pinnekamp, J. (2019): Aerober Granulierter Schlamm in Sequencing Batch Reaktoren (AGS-SBR) – Quo Vadis Deutschland? Korrespondenz Abwasser, 2019 (66) Nr. 3, 187-199

Benstöm, F., Meda, A., Baumann, P., Derlon, N., Lackner, S., Layer, M., Morgenroth, E., Parravicini, V., Rocktäschel, T., Wichern, M. (2021a): Aerobe Verfahren mit granuliertem Schlamm zur Abwasserbehandlung - Arbeitsbericht der DWA-Arbeitsgruppe KA-6.3. "Biofilmverfahren" - Teil 1. KA: Korrespondenz Abwasser Abfall, 281–288

Benstöm, F., Meda, A., Baumann, P., Derlon, N., Lackner, S., Layer, M., Morgenroth, E., Parravicini, V., Rocktäschel, T., Wichern, M. (2021b): Aerobe Verfahren mit granuliertem Schlamm zur Abwasserbehandlung. Arbeitsbericht der DWA-Arbeitsgruppe KA-6.3 „Biofilmverfahren“ - Teil 2. KA: Korrespondenz Abwasser Abfall. 68, 351-356

Berzio, S., Araújo, J. M., Gehring, T., Phan, L.-C., Teichgräber, B., Lübken, M., Wichern, M. (2023). Compact pilot-scale aerobic granular sludge system treating real wastewater continuously for over 500 days. Journal of Water Process Engineering, 53, 103847. https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2023.103847

Blois de, M.; Viberg, M. (2018): Heavy Sludge Production in a conventional SBR in Sweden, IWA Biofilms: Granular Sludge System Conference H2OLAND, Delft, 18-21.03.2018

Böhm, M. (1998). Leistungsvergleich der Druckentspannungsflotation zur Schlammeindickung der KA Bottrop und KA Duisburg-Alte Emscher. Fachhochschule Gelsenkirchen

Brunner, F., Rocktäschel, T., Klarmann, C., Lackner, S., Horn, H. (2020): Aerobic Granules in Waste Water Treatment. 1st International Energy & Environment Conference, 01-03 October 2014, Seoul, Republic of Korea

Cui, Y.; Ravnik, J.; Steinmann, P.; Hribersek, M.; (2019): Settling characteristics of nonspherical porous sludge flocs with nonhomogeneous mass distribution. Water Research 158, 159-170

DWA-A 216: Instrumente zur Energieoptimierung von Abwasseranlagen, DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V. Theodor-Heuss-Allee 17, 53773 Hennef

DWA (2024): 36. Leistungsnachweis kommunaler Kläranlagen. Auswirkung der neuen EU-Kommunalabwasserrichtlinie (KARL) auf die erforderliche Nährstoffelimination. DWA Arbeitsgruppe BIZ-1.1, Kläranlagen Nachbarschaften.

EU-KARL (2024): RICHTLINIE (EU) 024/ des Europäischen Parlaments und des Rates vom ... über die Behandlung von kommunalem Abwasser (Neufassung). (COM(2022)0541 – C9-0363/2022 – 2022/0345(COD)) https://www.europarl.europa.eu/doceo/document/A-9-2023-0276-AM-268-268_DE.pdf (zuletzt eingesehen am 17.01.2025)

Fan, W.; Yuan, L.; Qu, X.; (2018): CFD simulation of hydrodynamic behaviors and aerobic sludge granulation in a stirred tank with lower ratio of height to diameter. Biochemical Engineering Journal 137, 78-94

Giesen, A.; Loosdrecht, M.V.; Pronk, M.; Robertson, S.; Thompson, A. (2016): Aerobic Granular Biomass Technology: recent performance data, lessons learnt and retrofitting conventional treatment infrastructure. Proceedings of the Water Environment Federation (11), 1913-1923

Giesen, A., Thompson, A. (2013): In: Aerobic Granular Biomass for Cost-effective, Energy Efficient and Sustainable Wastewater Treatment 7th European Waste Water Management Conference)

Giesen, A. (2024): Kann aerober granulierter Schlamm den klassischen Belebtschlammprozess ersetzen? gwf-Wasser 12, 2024, 29-31

Gulden, D.-I. (2019): Untersuchung der Mikroflotation als biotechnologisches Trennverfahren. Fakultät für Chemieingenieurwesen und Verfahrenstechnik des Karlsruher Instituts für Technologie (KIT)

He, Q.; Song, Q.; Zhang, S.; Zhang, W.; Wang, H. (2018): Simultaneous nitrification, denitrification and phosphorus removal in an aerobic granular sequencing batch reactor with mixed carbon sources: reactor performance, extracellular polymeric substances and microbial successions. Chemical Engineering Journal 331, 841-849

Hepke, H. (1984). Möglichkeiten und Grenzen der Leistungsteigerung und Energieeinsparung beim Druckentspannungsflotationsverfahren. Hannover.

Jahn, L.; Svardal, K.; Krampe, J. (2019): Comparison of aerobic granulation in SBR and continous-flow plants. J. of Env. Management 231, 953-961

Kabisch, N.-K., Beier, M., Köster, S., Rosenwinkel, K.-H. (2020): Bemessung der Kaskadendenitrifikation mit dem Arbeitsblatt DWA-A 131 und Überprüfung der Bemessung mithilfe der dynamischen Simulation, KA Korrespondenz Abwasser, Abfall

Layer, M., Villodres, M. G., Hernandez, A., Reynaert, E., Morgenroth, E. & Derlon, N. (2020). Limited simultaneous nitrification-denitrification (SND) in aerobic granular sludge systems treating municipal wastewater: Mechanisms and practical implications. Water Research X, https://doi.org/10.1016/j.wroa.2020.100048

Lee, K. H.; Kim, H.; Kuk, J. W.; Chung, J. D.; Park, S.; Kwon, E. E. (2020): Micro-bubble flow simulation of dissolved air flotation process for water treatment using computational fluid dynamics technique. Environmental Pollution 256, Article 112050

Niermans, R., Giesen, A., Loosdrecht, M.v., Buin, B.d. (2009): Full-scale Experiences with Aerobic Granular Biomass Technology for Treatment of Urban and Industrial Wastewater WEFTEC 2014: Session 202 through Session 209)

Oeldscheid, S. (2018): Vergleich von Verfahren mit granuliertem und konventionellem belebtem Schlamm zur kommunalen aeroben Abwasserreinigung. Masterarbeit, Institut für Siedlungswasserwirtschaft. RWTH Aachen University, unveröffentlicht

Oliveira, C., Rodrigues, RT., Rubio, J. (2014): Nucleation, growth and coalescence phenomena of air bubbles on quartz particles in different aqueous solutions. Bubble Science, Engineering & Technology 5, 15–24

Pronk, M., de Kreuk, M.K., de Bruin, B., Kamminga, P., Kleerebezem, R., van Loosdrecht, M.C.M. (2015): Full scale performance of the aerobic granular sludge process for sewage treatment, Water Research, Volume 84, 207-217)

Rocktäschel, T.; Klarmann, C.; Helmreich, B.; Ochoa, J.; Boisson, P.; Sørensen, K.; Horn, H. (2013): Comparison of two different anaerobic feeding strategies to establish a stable aerobic granulated sludge bed. Water Research 47 (17), 6423-6431

Rocktäschel, T.; Klarmann, C.; Ochoa, J.; Boisson, P.; Sørensen, K.; Horn, H. (2015): Influence of the granulation grade on the concentration of suspended solids in the effluent of a pilot scale sequencing batch reactor operated with aerobic granular sludge. Separation and Purification Technology 142 (2015), 234–241

Schneider, Y.; Schönfeld; Annika; Dierker, M. (2024): Nereda®-Verfahren auf der Kläranlage Altena – Erster Erfahrungen aus Inbetriebnahme und Übergang in den Regelbetrieb. In: Begleitbuch zur 57. Essener Tagung für Wasserwirtschaft, Essen, 2024.

Sekiguchi, Y.; Kamagata, Y.; Nakamura, K.; Ohashi, A.; Harada, H. (1999): Fluorescence In Situ Hybridization Using 16S rRNA-Targeted Oligonucleotides Reveals Localization of Methanogens and Selected Uncultured Bacteria in Mesophilic and Thermophilic Sludge Granules. Applied and Environmental Microbiology 65 (3), 1280-1288

UBA (2024): Fällmittelnotstand bei der Abwasserbehandlung, Fachgutachten von: M. Barjenbruch; C. Eichholz; P. Hartwig; TEXTE 56/2024, Herausgeber: Umweltbundesamt.

VDMA 24430 (2001): Flotationsanlagen - Hinweise für die Planung, Projektierung und Ausführung. VDMA Einheitsblatt 24430, Beuth Verlag, Berlin

Wichern, M.; Lübken, M.; Horn, H. (2008): Optimizing SBR reactor operation for treatment of dairy wastewater with aerobic granular sludge. Water Science & Technology 58 (6), 1199-1206

Wichern, M. (2010): Simulation biochemischer Prozesse in der Siedlungswasserwirtschaft Lehrbuch für Studium und Praxis. Deutscher Industrieverlag, München. ISBN 9783835632349

Wichern, M.; Kosse, P.; Nettmann, E.; Lübken, M. (2018): Aerobe Granula – Stand des Wissens und Perspektiven beim Einsatz dieser Biofilmkonsortien, VTA Umweltseminar, 12.09.2018, Kassel

Yan (2021): Society of Chemical Industry, DOI 10.1002/jctb.6791

Yarlagadda V. Nancharaiah, Manjunath Sarvajith. (2019): Aerobic granular sludge process: a fast growing biological treatment for sustainable wastewater treatment, Current Opinion in Environmental Science & Health, Volume 12, 57-65