

WIENER MITTEILUNGEN
WASSER·ABWASSER·GEWÄSSER

H. KROISS

EIN BEITRAG ZUR REINIGUNG
VON ZUCKERFABRIKSABWASSER

BAND 25 - WIEN 1978

WIENER MITTEILUNGEN WASSER-ABWASSER-GEWÄSSER

BAND 25

[Edmund]
H. KROISS

EIN BEITRAG ZUR REINIGUNG VON ZUCKERFABRIKSABWASSER

**HERAUSGEBER
PROF. DR. - ING. W. v. d. EMDE
TECHNISCHE UNIVERSITÄT WIEN
INSTITUT FÜR WASSERVERSORGUNG,
ABWASSERREINIGUNG UND GEWÄSSERSCHUTZ**

116.813 II
25

V O R W O R T

Die österreichischen Gewässer werden nicht nur durch häusliches Abwasser, sondern auch durch zahlreiche Industrieabwässer verunreinigt. Nach der Zellstofferzeugung dürfte dabei die Zuckerfabrikation den größten Anteil an der organischen Belastung der österreichischen Fließgewässer haben. Durch innerbetriebliche Maßnahmen, wie Produktionsumstellung, konnte bei den Zuckerfabriken in den letzten Jahrzehnten die organische Fracht stark vermindert werden. Die verbleibende Belastung aus dem Wasch- und Schwemmwasser und dem Rückspülwasser aus den Ionenaustauschanlagen ist aber immer noch hoch und liegt während der Zuckerkampagne in der Summe der österreichischen Zuckerfabriken in der Größenordnung von 2 Mio. Einwohnergleichwerten.

Im Auftrage von zwei Zuckerfabriken führte das Institut für Wasserversorgung, Abwasserreinigung und Gewässerschutz der Technischen Universität Wien über mehrere Jahre Versuche im halbtechnischen und technischen Maßstab durch. Es war das Ziel der Untersuchungen ein Reinigungsverfahren zu entwickeln, bei dem das vorgeklärte Wasch- und Schwemmwasser biologisch gereinigt und anschließend im Kreislauf geführt wird. Dieser Lösungsweg der innerbetrieblichen biologischen Reinigung des Abwassers wird kostenmäßig mit den bisher üblichen Methoden verglichen.

Werksleitung und Mitarbeitern der beiden österreichischen Zuckerfabriken sei für die verständnisvolle Unterstützung der Versuche, die wesentlich zum Erfolg der aufgezeigten Lösung beigetragen haben, unser besonderer Dank ausgesprochen.

o.Prof. Dr.Ing. W.v.d.Emde
Technische Universität Wien

Inhaltsverzeichnis

	Seite
1. Einleitung und Problemstellung	1
1.1 Zuckerproduktion und Umweltschutz	1
1.2 Die Zuckerproduktion in Österreich und der Gewässerschutz	3
1.3 Problemstellung	5
2. Die Erzeugung von Zucker aus Zuckerrüben Wasserbedarf und Abwasseranfall	6
2.1 Beschreibung der Zuckerproduktion in Hinblick auf den Abwasseranfall	6
2.1.1 Rübenernte und Transport zur Fabrik	6
2.1.2 Rübenentladung, Rübenschwemme	8
2.1.3 Rübenwäsche	8
2.1.4 Schneidmaschine und Extraktion	9
2.1.5 Saftreinigung	10
2.1.6 Verdampfung, Kochstation, Kristallisation	11
2.1.7 Wärmewirtschaft, Energieversorgung	12
2.1.8 Ionentauscher	13
2.1.8.1 Dünnsaftenthärtung	13
2.1.8.2 Quentin-Verfahren	13
2.1.8.3 Carbonat-Verfahren	13
2.2 Abwasseranalytik	14
2.3 Wasserverbrauch und Abwasseranfall bei der Zuckerfabrikation	15
2.4 Die festen Abfälle der Fabrik	19
2.4.1 Erdschlamm	19
2.4.2 Karbonatationsschlamm	19
3. Verfahren zur Verminderung von Abwasser- und Schmutzfracht	21
3.1 Allgemeines	21
3.2 Verringerung der Abwassermenge	22
3.2.1 Schwemm- und Waschwasserkreislauf	24
3.2.2 Fallwasserkreislauf	25
3.3 Innerbetriebliche Maßnahmen zur Verringe- rung der Schmutzfracht	26
4. Abwasserzusammensetzung	28
4.1 Abwasserzusammensetzung bei Kreislauf- wirtschaft	28
4.2 Untersuchungen des Abwassers bei einer Zuckerfabrik ohne Kreislaufwirtschaft	30
4.3 Gegenüberstellung der wichtigsten Ab- wasser kennwerte von Kreislaufwasser und frischem Zuckerfabriksabwasser ohne Rücknahme	32

5. Abwasserreinigung	33
5.1 Mechanische Reinigung	33
5.2 Biologische Reinigung	34
5.2.1 Natürliche Verfahren zur biologischen Abwasserreinigung	35
5.2.1.1 Abwasserlandbehandlung	35
5.2.1.2 Flache Abwasserteiche (unbelüfteter Stapelteich)	36
5.2.2 Technische Verfahren zur biologischen Abwasserreinigung	38
5.2.2.1 Der belüftete Abwasserteich	38
5.2.2.2 Tropfkörper	43
5.2.2.3 Kombinierte anaerob-aerob Verfahren	44
5.2.2.4 Belebungsverfahren	46
5.2.2.4 1. Anlagen zur Vollreinigung	48
2. Anlagen zur Teilreinigung	55
6. Entwicklung eines neues Systems für die Abwasserreinigung	59
6.1 Ausgangssituation und Problemstellung	59
6.2 Das Wasserschema der Fabrik	59
6.3 Lösungsversuch für die gestellten Aufgaben	60
7. Versuche zur direkten aeroben biologischen Reinigung von frischem Zuckerfabriksabwasser	62
7.1 Das Versuchsprogramm	62
7.2 Orientierende Laborversuche	63
7.2.1 Versuchsdurchführung	63
7.2.2 Reinigungsleistung	66
7.2.3 Schlammeigenschaften	66
7.3 Halbtechnische Versuche (Kampagne 1973)	67
7.3.1 Konventionelle Belebungsanlage	68
7.3.1.1 Versuchsdurchführung, Zusammenstellung der Ergebnisse	69
7.3.1.2 Reinigungsleistung	71
7.3.1.3 Schlammeigenschaften, Sinkgeschwindig- keit	73
7.3.1.4 Überschußschlammproduktion	76
7.3.1.5 Sauerstoffverbrauch	77
7.3.1.6 Zusammenfassung	78
7.3.2 Zyklisch beschickte und belüftete An- lage mit drei Becken, ohne Schlammrück- führung	79
7.3.2.1 Versuchsablauf	80
7.3.2.2 Reinigungsleistung	80
7.3.2.3 Schlammeigenschaften	81
7.3.2.4 Zusammenfassung	81
7.4 Technische Versuchsanlage (Kampagne 1974)	81
7.4.1 Versuchsablauf	83

7.4.2	Reinigungsleistung	85
7.4.3	Schlammigenschaften	86
7.4.4	Überschußschlammanfall	88
7.4.5	Sauerstoffverbrauch, COD-Bilanz	88
7.4.6	Zusammenfassung	89
7.5	Halbtechnische Anlage (Kampagne 1974)	90
7.5.1	Versuchsablauf	90
7.5.2	Reinigungsleistung, COD-Bilanz	91
7.5.3	Schlammigenschaften	92
7.5.4	Zusammenfassung	93
7.6	Modifizierung des Verfahrens	94
7.6.1	Die bisherigen Ergebnisse	94
7.6.1.1	Reinigungsleistung	94
7.6.1.2	Schlammigenschaften	95
7.6.2	Nährstoffverhältnisse	96
7.6.3	Mischungsverhältnisse im Belebungsbecken	97
7.6.4	Erdanteil im Zulauf	99
7.6.5	Folgerungen	99
7.7	Technische Versuchsanlage mit Vorbelüftung und Nährstoffzugabe (Kampagne 1975, 1976)	100
7.7.1	Die Versuchsanlage	100
7.7.2	Versuchsablauf	101
7.7.3	Zusammenstellung der Ergebnisse	102
7.7.4	Schlammigenschaften	105
7.7.5	Überschußschlammanfall	108
7.7.6	Sauerstoffverbrauch, COD-Bilanzen	109
7.7.7	Reinigungsleistung, Schlammalter	118
7.7.8	Bemessung	126
7.8	Sonderprobleme	126
7.8.1	Einfahrphase	126
7.8.2	Schaumbekämpfung	130
7.8.3	Abbau des Abwassers von den Auflande- teichen	131
7.8.4	Stoßbelastung	133
7.8.5	Nährstoffe	145
7.8.6	Kreislaufwirtschaft	149
7.8.6.1	Akkumulierung abbauresistender Stoffe	149
7.8.6.2	Wärmewirtschaft in Zusammenhang mit der Abwasserreinigung	151
8.	Varianten für die Abwasserreinigung	161
8.1	Gleichwertigkeit von Varianten	161
8.1.1	Gewässerschutz	161
8.1.2	Umweltbelästigung	162
8.1.3	Frischwasserverbrauch	163
8.2	Auswahl vergleichbarer Varianten	164
8.2.1	Variante 1 (belüfteter Stapelteich)	165
8.2.2	Variante 2 (Umpumpverfahren)	166
8.2.3	Variante 3 (Teilreinigung und unbe- lüfteter Stapelteich)	167

8.2.4 Variante 4 (direkte aerobe biologische Reinigung in einer Langzeitbelebungs- anlage)	169
8.3 Kostenvergleich	171
8.4 Vergleich der Varianten	179
9. Zusammenfassung	184
Literaturverzeichnis	190

Verzeichnis der Tabellen

Tabelle

- 2 - 1 Wasserbedarf bei der Zuckerproduktion
(Literaturangaben)
- 2 - 2 Spezifische Schmutzfrachten (kg BSB/t
Rübenverarbeitung)
- 4 - 1 Gegenüberstellung der wichtigsten Abwasser-
kennwerte von Kreislaufwasser und frischem
Abwasser ohne Rücknahme
- 5 - 1 Zusammenstellung der Ergebnisse der halb-
technischen Versuche (MATSCHE 1974)
- 5 - 2 Zusammenstellung der Ergebnisse der halb-
technischen Versuche (MATSCHE 1975)
- 7 - 1 Zusammenstellung der Ergebnisse der Labor-
versuche (Kampagne 1972)
- 7 - 2 Zusammenstellung der Ergebnisse der halb-
technischen Versuche (1973)
- 7 - 3 Zusammenstellung der Ergebnisse der tech-
nischen Versuche (1974)
- 7 - 4 Zusammenstellung der Ergebnisse der halb-
technischen Versuche (1974)
- 7 - 5 Zusammenstellung der Ergebnisse der tech-
nischen Versuche 1975 und 1976
- 7 - 6 Endogene Atmung - aktive Trockensubstanz
- 7 - 7 Berechnung von aTS_R für 1975 und 1976
- 7 - 8 Berechnung von aTS_R für 1973 und 1974
- 7 - 9 Berechnung der "aktiven" Schlammabbau-
leistung
- 7 - 10 Sauerstoffverbrauch in den Belebungsbecken
I und II (1975/1976)
- 7 - 11 COD-Abbauvorgänge im Belebungsbecken I
- 8 - 1 Investitionskosten (Variantenvergleich)
- 8 - 2 Betriebskosten (Variantenvergleich)
- 8 - 3 Gesamtkosten (Variantenvergleich)
- 8 - 4 Kosten für die Abwasserreinigung pro kg
Zucker (Variantenvergleich)

Verzeichnis der Abbildungen

Abb.

- 1 - 1 Österreichische Zuckerproduktion 1966 - 1976
- 1 - 2 Tägliche Rübenverarbeitung und Kampagnedauer
1966 - 1976
- 7 - 1 Laborbelebungsanlage
- 7 - 2 BSB₅-Abbau, Laborbelebungsanlage 2, 1972
- 7 - 3 Belebtschlamm aus Anlage 2 (1972). Mikrosk. Aufnahme
- 7 - 4 Halbtechnische Versuchsanlage 1973, Schematische
Darstellung
- 7 - 5 BSB₅ - Abbau
- 7 - 6 COD - Abbau
- 7 - 7 TOC - Abbau
- 7 - 8 Schlammindex I_{SV}, Halbtechnische Versuche 1973
- 7 - 9 Belebtschlamm vom Dezember 1973. Mikrosk. Aufnahme
- 7 - 10 Zyklisch beschickte und belüftete Anlage mit 3
Becken ohne Schlammrückführung. Schematische Dar-
stellung
- 7 - 11 Technische Versuchsanlage 1974, Schematische Dar-
stellung
- 7 - 12 Technische Versuchsanlage 1974, Gesamtaufnahme
- 7 - 13 COD - Abbau, technische Versuche 1974
- 7 - 14 Schlammgehalt-Schlammindex, technische Versuche 1974
- 7 - 15 Belebtschlamm vom 10.12.1974, techn. Versuche
- 7 - 16 Schlammgehalt-Schlammindex, halbtechn. Versuche 1974
- 7 - 17 Belebtschlamm, halbtechnische Versuche 1974
- 7 - 18 prozentuale Restverschmutzung (BSB, COD) über
B_{R-COD} (1973, 1974)
- 7 - 19 prozentuale Restverschmutzung (BSB, COD) über
B_{oTS-COD} (1973, 1974)
- 7 - 20 Schlammindex über B_{R-COD} (1973, 1974)
- 7 - 21 Technische Versuchsanlage 1975. Schematische Dar-
stellung
- 7 - 22 Technische Versuchsanlage 1976, Gesamtansicht
- 7 - 23 COD-Abbau, Kampagne 1975
- 7 - 24 COD-Abbau, Kampagne 1976

- 7 - 25 Schlammindex I_{SV} , Kampagne 1975
- 7 - 26 Belebtschlamm vom 20.10.1975. Mikroskopische Aufnahme
- 7 - 27 OV_R/TS_R über n_{TS-COD}^{Ba}
- 7 - 28 Verhältnis OV_R zu $ÜS_R$ (%) über Schlammalter t_s
- 7 - 29 Verhältnis OV I zu OV II über der aktiven Trockensubstanz
- 7 - 30 prozentuale Restverschmutzung (%) über Schlammbelastung B_{TS-COD}^{Ba}
- 7 - 31 Überschusschlammproduktion $ÜS_R/TS_R$ über n_{TS-COD}^{Ba}
- 7 - 32 prozentuale Restverschmutzung (BSB, COD) während der Einfahrphase. Beginn mit gefülltem Becken.
- 7 - 33 prozentuale Restverschmutzung (BSB, COD) während der Einfahrphase. Beginn mit leerem Becken.
- 7 - 34 BSB_5 -Ablaufkonzentrationen während der Einfahrphase
- 7 - 35 COD Abbau, 1. Stoßversuch
- 7 - 36 TOC
- 7 - 37 COD Abbau, 2. Stoßversuch
- 7 - 38 TOC
- 7 - 39 COD-Summenliniendiagramm, 1. Stoßversuch
- 7 - 40 COD-Summenliniendiagramm, 2. Stoßversuch
- 7 - 41 NH_4
- 7 - 42 NO_3 Abbau, 1. Stoßversuch
- 7 - 43 PO_4
- 7 - 44 NH_4
- 7 - 45 NO_3 Abbau, 2. Stoßversuch
- 7 - 46 PO_4

Bezeichnungen

B_{R-COD}	COD-Raumbelastung	kg COD/m ³ Becken . d
B_{R-BSB}	BSB-Raumbelastung	kg BSB/m ³ Becken . d
B_{R-TOC}	TOC-Raumbelastung	kg TOC/m ³ Becken . d
B_{TS-COD}	COD-Schlammbelastung	kg COD/kg TS . d
B_{TS-BSB}	BSB-Schlammbelastung	kg BSB/kg TS . d
TS_R	Schlamm Trockensubstanz	kg/m ³ Becken
oTS_R	organischer Anteil der Trockensubstanz	TS_R
aTS_R	aktive Trockensubstanz	kg/m ³ Becken
$B_{oTS-COD}$	"organische" Schlammbelastung	kg COD/kg oTS .d
B_{TS-COD}^a	"aktive" Schlammbelastung	kg COD/kg aTS . d
B_{TS-BSB}^a	"aktive" Schlammbelastung	kg BSB ₅ /kg aTS . d
OV	Sauerstoffverbrauch, Atmung	mg O ₂ /l.h
OV_R	Sauerstoffverbrauch	kg O ₂ /m ³ Becken . d
OV'_R	Sauerstoffverbrauch für die Kohlenstoffoxidation	
OV_N	Sauerstoffverbrauch für die Stickstoffoxidation	
$ÜS_R$	Überschußschlammanfall	kg TS/m ³ Becken . d
$aÜS_R$	Schlammzuwachs durch Zellvermehrung	
$COD-ÜS_R$	COD des Überschussschlammes der durch Zellvermehrung entsteht	
n	Wirkungsgrad, Abbaugrad	%
t_s	Schlammalter	d
q_R	Raumbeschickung, m ³ Abwasser/m ³ Becken . d	
t	Aufenthaltszeit	
V	Beckenvolumen	
q_F	Oberflächenbeschickung von Absetzbecken,	m ³ /m ² .h
k	Abkühlungsrate	d ⁻¹
T	Temperatur	° C
Q	Durchfluß	l/s, m ³ /h
RV	Rücklaufverhältnis	
M	Mittelwert	
s	Standardabweichung	
n	Anzahl der Werte für die Berechnung von M und s	

1. Einleitung und Problemstellung

1.1 Zuckerproduktion und Umweltschutz

Seit über 150 Jahren wird in Europa Zucker aus Zuckerrüben gewonnen, nachdem im Jahre 1747 von Andreas Sigismund Markgraf der Zuckergehalt der Beta-Gewächse festgestellt worden war. Nach etwa 1830 beginnt sich die Zuckerindustrie Europas stark zu entwickeln, zuerst in Frankreich, dann in Deutschland. Die Rohrzuckerproduktion ist zwar bis heute größer als die Rübenzuckerproduktion, doch sind einige der europäischen Länder heute in der Lage, nicht nur den Eigenbedarf zu decken, sondern sogar Zucker zu exportieren.

Weltzuckererzeugung (1972)

(1.000 t Rohzucker)

aus Zuckerrohr

43.530

aus Zuckerrüben

32.295

davon Westeuropa 10.000

Schon vor über 100 Jahren stellte die Zuckerindustrie einen Großverschmutzer der Gewässer dar. Wie KRAMER (1959) berichtet, liefen bereits im Jahre 1860 Prozesse gegen Zuckerfabriken, die Fischsterben verursacht haben sollen. Die Zuckerindustrie war wohl die erste Lebensmittelindustrie, die organisch stark belastete Abwässer in großer Menge in die Vorfluter einleitete. Neben großen Frachten an absetzbaren Stoffen (Erde) führte vor allem der hohe Gehalt an biologisch rasch abbaubaren Stoffen, vor allem Zucker, zu schweren Beeinträchtigungen im Vorfluter. Die Einleitung von Zuckerfabriksabwasser bewirkt ein starkes Bakterien-

wachstum, dies wiederum eine hohe Sauerstoffzehrung im Vorfluter. Als Folge davon kam und kommt es immer wieder zu Fischsterben während der Zuckerkampagne (WEBER 1963, KRAMER 1959). Besonders ungünstig wirkt sich hier die Tatsache aus, daß die Zuckerfabriken gerade dann in Betrieb sind (September bis Februar), wenn die Flüsse sehr geringe Wasserführungen aufweisen (in Österreich wird die gesamte Rübenernte meist zwischen Anfang Oktober und Mitte Jänner verarbeitet, den Rest des Jahres stehen die Fabriken still). Die Schäden im Vorfluter treten schlagartig mit Beginn der Produktion auf und sind daher leicht zu lokalisieren. So ist verständlich, daß der Aufstieg der Zuckerindustrie begleitet war von einer dauernden Beschäftigung mit den Abwasserfragen. Die Bewältigung des Abwasserproblems bei Zuckerfabriken hat somit bereits eine Geschichte von ungefähr 100 Jahren. Während dieses Zeitraumes wurden praktisch alle bekannten Verfahren der mechanischen und biologischen Reinigung der Abwässer in verschiedensten Kombinationen angewandt. Bedingt durch den Standort der Fabriken nahe dem Rübenanbaugebiet, also meist nicht in der direkten Umgebung großer Städte, kamen vorerst Verfahren der Abwasserreinigung zur Anwendung, die große Flächen benötigten. Dabei lag eines der Hauptprobleme in den gewaltigen Wassermengen von bis zu $15 \text{ m}^3/\text{t}$ Rübenverarbeitung. So gibt DUNBAR 1912 den Abwasseranfall der deutschen Zuckerfabriken mit $200 \text{ Mio m}^3/\text{Jahr}$ an. Um die Abwasserbehandlung mit tragbaren Mitteln durchführen zu können, wurde daher schon sehr bald versucht, durch innerbetriebliche Maßnahmen sowohl die Abwassermenge als auch die Verschmutzung zu verringern. Diese innerbetrieblichen Maßnahmen sind sowohl in der Theorie als auch in der Praxis bis zu einem gewissen Endpunkt vorgetrieben worden: ein Minimum an Verschmutzung in einem Minimum an Wasser. Die dabei auftretenden hochkonzentrierten Abwässer

gehen sehr rasch in saure Gärung über, was zu Geruchsproblemen bei der Abwasserbehandlung führt. Bedingt durch das Näherrücken der Besiedlung an die Zuckerfabriken und durch ein Steigen der Ansprüche an den Umweltschutz treten bei den großräumigen Abwasserbehandlungsmethoden wie Verrieselung, Verregnung, Versickerung Schwierigkeiten auf: soll eine Beeinträchtigung des Grundwassers und eine Belästigung durch Gerüche vermieden werden, sind riesige Flächen erforderlich. Es läßt sich daher in den letzten 30 Jahren eine starke Beschäftigung mit kleinräumigen Reinigungsverfahren einerseits und mit der Geruchsbekämpfung andererseits feststellen. Beide Probleme sind bis jetzt nur in speziellen Fällen befriedigend gelöst worden.

1.2 Die Zuckerproduktion in Österreich und der Gewässerschutz

Die österreichische Zuckerindustrie ist zwar vorwiegend auf den sich nur wenig ändernden Inlandsverbrauch ausgelegt, doch ist gerade in den letzten Jahren ein stärkeres Ansteigen der Zuckerproduktion festzustellen, weil Exportmöglichkeiten bestehen. Neben einem relativ geringen Zuwachs der gesamten Zuckerproduktion in Österreich, ist eine zwar langsame doch ziemlich stetige Steigerung der Tageskapazität der Fabriken festzustellen (1 - 2 %/Jahr). Dieser Effekt ist eine Folge von Rationalisierungsmaßnahmen und der laufenden Erneuerung und Ergänzung der Betriebs-einrichtungen.

In Österreich gibt es insgesamt sieben Zuckerfabriken, davon liegen fünf im Einzugsbereich der österreichischen Donaustrecke und je eine im Einzugsbereich des Neusiedler-sees bzw. der Leitha. Letztlich gelangen zumindest die

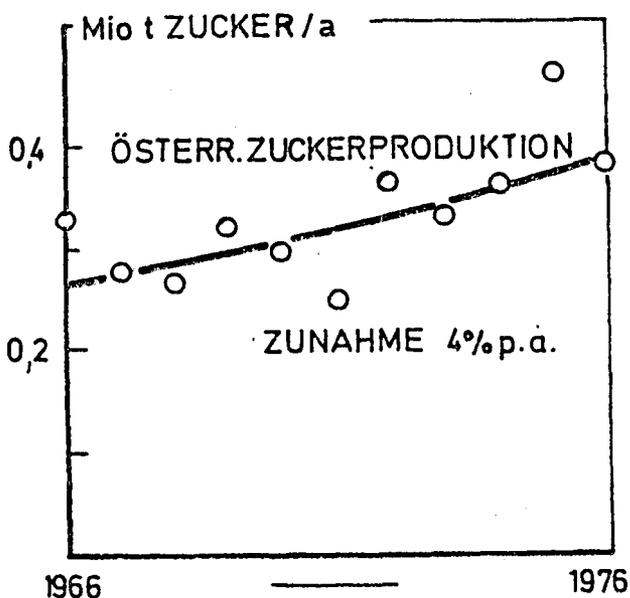


Abb. 1-1

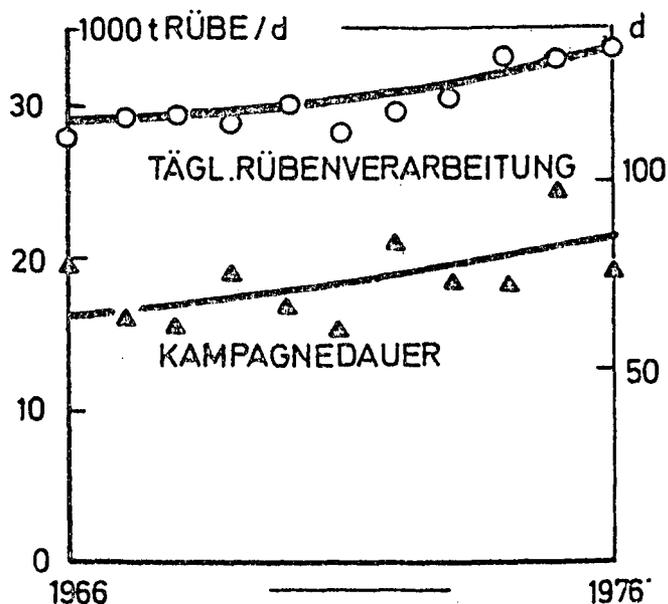


Abb. 1-2

Abwässer von sechs Fabriken sehr schnell in die Donau. Dazu wird in dem Grundsatzkonzept über die Gewässergüte der österreichischen Donautrecke und ihrer Zuflüsse (v.d.EMDE, FLECKSEDER 1975) folgendes festgestellt: "Nach den Zellstoffwerken sind Zuckerfabriken die hauptsächlichsten Schwerpunkte der organischen Belastung der österreichischen Fließgewässer. Mit Rücksicht auf die Rübenernte arbeiten die Zuckerfabriken normalerweise nur in den Monaten Oktober bis Dezember. Zur selben Zeit führt aber die Donau meist Niederwasser, sodaß sich die Konzentrationserhöhung an organischen Verunreinigungen besonders nachteilig auswirkt."

In dem selben Gutachten wird die zur Zeit in die österreichische Donautrecke eingeleitete Schmutzfracht auf ca. 102 t BSB₅/d geschätzt, was 1,7 Mio Einwohnergleichwerten entspricht wenn man 60 g BSB₅/EGW.d ansetzt. Die Abwasserreinigung beschränkt sich bei den österreichischen Zuckerfabriken auf die Entfernung der absetzbaren Stoffe, bei einer Fabrik sind noch keine Maßnahmen zur Abwasserreinigung vorhanden.

Da der größte Teil der Verschmutzung des Zuckerfabrikabwassers aus biologisch leicht abbaubaren Substanzen besteht, wird in dem oben erwähnten Gutachten die biologische Reinigung aller dieser Abwässer als Nahziel für den Gewässerschutz der Donau und ihrer Zuflüsse empfohlen.

1.3 Problemstellung

Durch die Forderung des Gewässerschutzes muß für alle Industrien, so auch für die Zuckerindustrie jenes Abwasserreinigungsverfahren gefunden werden, das die verlangte Reinigungsleistung bei minimalen Kosten gewährleistet. Es kommt heute dazu, daß das Verfahren auch Umweltbelästigungen durch Gerüche vermeiden soll. Dies ist bisher mit den klassischen Verfahren der möglichst weitgehenden Wassereinsparung durch innerbetriebliche Wasserkreisläufe und nachfolgender Stapelung der hochkonzentrierten Abwässer nur in einzelnen Fällen gelungen.

In Anbetracht begrenzter Flächen, die für die Abwasserreinigung zur Verfügung stehen, soll ein Verfahren entwickelt werden, das

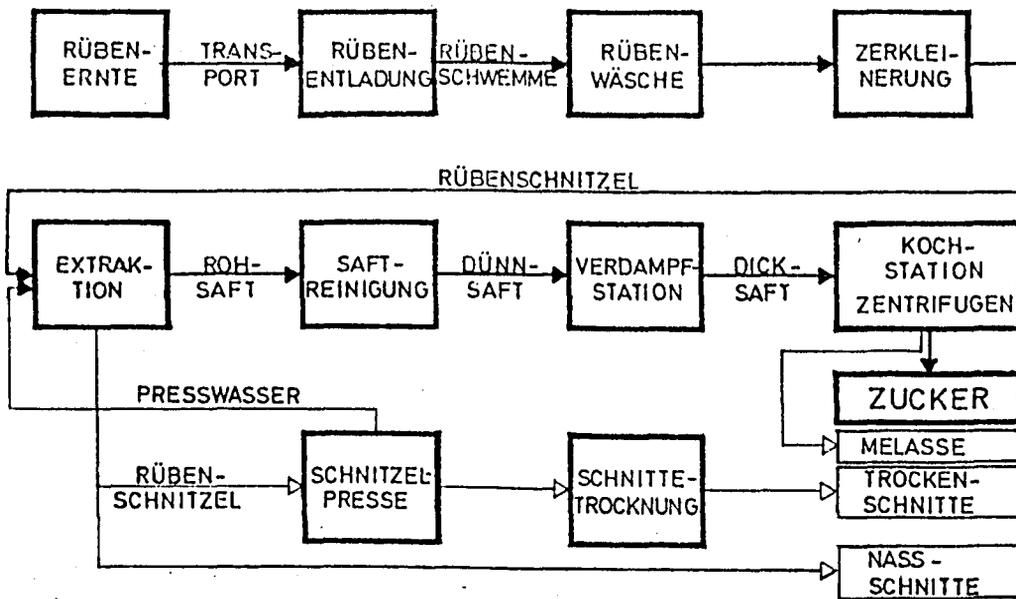
- a) den Anforderungen des Gewässerschutzes genügt,
- b) keine Stapelflächen benötigt, daher
- c) Geruchsbelästigungen vermeidet,
- d) finanziell tragbar (vergleichbar mit den herkömmlichen Methoden) ist,
- e) eine Verminderung des Frischwasserbedarfes ermöglicht.

Die Entwicklung des Verfahrens wurde in einer Fabrik durchgeführt, die noch keinen Wasch- und Schwemmwasserkreislauf besitzt, sondern lediglich das Frischwasser mehrfach verwendet, um den Wasserbedarf zu verringern (~ 500 % a.R.).

2. Die Erzeugung von Zucker aus Zuckerrüben, Wasserbedarf und Abwasseranfall

2.1 Beschreibung der Zuckerproduktion in Hinblick auf den Abwasseranfall

Vereinfachtes Schema der Zuckererzeugung:



2.1.1 Rübenernte und Transport zur Fabrik

Bedingt durch unterschiedliche Böden, unterschiedliche klimatische Bedingungen von Jahr zu Jahr und unterschiedliche Anbaumethoden ist das Ausgangsmittel für die Zuckerproduktion von sehr unterschiedlicher Qualität. Besonders von Jahr zu Jahr kann sich die Rübenqualität stark ändern: Zuckergehalt, Reinheit der Rübe (= Verhältnis Zucker- zu Nichtzuckerstoffen), mechanische Widerstandsfähigkeit,

Lagerfähigkeit usw. Diese Tatsache stellt nicht nur für den Betrieb der Fabrik einen wesentlichen Faktor dar, sondern führt auch zu einer von Jahr zu Jahr stark schwankenden Abwasserbeschaffenheit.

Die Rübenernte erfolgt heute fast ausschließlich mit Maschinen. Je leistungsfähiger diese Erntemaschinen werden, desto stärker wird die Rübe mechanisch beansprucht und verletzt und desto mehr Erde bleibt bei der Ernte an den Rüben haften. Bei der Ernte wird die Rübe gleichzeitig geköpft, d.h. Blätter und Blattansatz werden abgeschnitten. Vom Feld werden die Rüben dann entweder direkt zur Fabrik oder zu sogenannten Rübensammelplätzen transportiert, wo sie bis zur Verarbeitung gelagert werden. Für die Lagerung der Rüben gibt es verschiedene Möglichkeiten:

1. Lagerung in Anlieferungszustand
2. Lagerung nach Trockenenterdung (Bütfering-Anlage)
3. Lagerung nach Wäsche

Alle drei Methoden werden in Österreich angewandt. Die 3. Methode ist ausschließlich auf das Fabriksgelände beschränkt. In Österreich muß damit gerechnet werden, daß früh einsetzender Frost die Ernte vernichtet. Daher wird danach getrachtet, die Rüben möglichst schnell zu ernten.

Der überwiegende Teil der Rübenernte ist meist bis Anfang November abgeschlossen. Die Rübenverarbeitung jedoch dauert meist von Mitte Oktober (Erntebeginn) bis mindestens Mitte Dezember. Während der Lagerung treten nicht nur Zuckerverluste durch die Atmung der Rübe auf, sondern auch mikrobielle Angriffe an der Rübenoberfläche. Letztere bewirken oft Produktionsschwierigkeiten und führen fast immer zu erhöhten organischen Schmutzfrachten im Abwasser.

2.1.2 Rübenentladung, Rübenschwemme

Von den Lagerplätzen wird die Rübe mit Lastkraftwagen oder auf Waggonen zur Naßabladung gebracht. Hier werden die Rüben mit einem scharfen Wasserstrahl von den Ladeflächen in die sogenannte Schwemmrinne gespült. Über die Schwemmrinne gelangen die Rüben im Schwemmwasser zu den Rübepumpen, Steinfängern und zum Rollenrost, wo die Rüben vom Schwemmwasser getrennt werden. Das Schwemmwasser dient hierbei als Transportmittel für die Rüben, gleichzeitig wird eine Grobreinigung von der den Rüben anhaftenden Erde erzielt.

Für das Schwemmen der Rüben wird eine Wassermenge von 4 - 8 m³/t Rübe (400 - 800 % a.R.) benötigt. Das Rübenschwemmwasser stellt somit einen der größten Abwasserströme der Fabrik dar.

2.1.3 Rübenwäsche

Die Rübenwäsche besteht meist aus zwei Teilen, der Knüppelwäsche und der Düsenwäsche. In der Knüppelwäsche (Quirlwäsche) werden die Rüben in einem Waschtrog durch Reibarme im Wasser bewegt und aneinander gerieben. Das Wasser wird dabei teilweise im Gegenstrom geführt.

Der Wasserverbrauch beträgt ca. 200 % a.R. (2 m³/t). Die Abwasserbeschaffenheit ist von mehreren Faktoren abhängig: Rübenqualität, Aufenthaltszeit im Waschwasser, Temperaturen des Wassers. (DE VLETTER 1970).

Um möglichst wenig Erde mit der Rübe in die weitere Produktion zu bekommen, wird nach der Knüppelwäsche eine Düsenwäsche vorgesehen. Dort werden die Rüben mit scharfen

Wasserstrahlen abgespritzt, wobei auch die Rübenfurchen weitgehend von der Erde befreit werden. Bei der Verarbeitung gefrorener Rüben muß dem Schwemm- und Waschwasser soviel Wärme zugeführt werden, daß zumindest die anhaftende Erde aufgetaut wird.

2.1.4 Schneidmaschine und Extraktion

Die gewaschenen Rüben werden in lange prismatische Streifen geschnitten (seltener auch in dünne Scheiben) und gelangen dann in die Extraktion, wo der Zucker der Rübe durch Diffusion in das Extraktionswasser übergeht. Vorher werden die Schnitzel mit heißem Wasser behandelt, um die Zellwände zu öffnen (Brühtrog).

Ursprünglich erfolgte die Extraktion diskontinuierlich in sogenannten Diffusionsbatterien. Um Infektionen zu vermeiden wurden die einzelnen Diffuseure vor jedem Füllen gereinigt, was zu einer erheblichen Erhöhung der Abwasserfracht beitrug. Heute wird in Österreich ausschließlich mit kontinuierlichen Extraktionsverfahren gearbeitet. So wie bei der Diffusionsbatterie wird der Zucker im Gegenstromverfahren aus den Rübenschnitzeln gelöst. Bei der Turmextraktion werden unten die Rübenschnitzel in die Extraktionsapparatur gepumpt, und wird der den Zucker sowie lösliche Verunreinigungen enthaltende Rohsaft abgezogen. Oben wird Frischwasser zugegeben, und es werden die ausgelaugten Schnitzel ausgetragen. Diese werden entweder als Naßschnitte abgegeben, oder zuerst in Pressen entwässert und dann getrocknet als Trockenschnitte für Fütterungszwecke verkauft.

Das bei der Entwässerung der Schnitzel anfallende Preßwasser hat meist einen Zuckergehalt von $< 1 \%$ und einen

hohen Gehalt an Pülpe. Es war früher eine der Hauptverschmutzungsquellen des Abwassers, sodaß eigene Abwasserreinigungsverfahren dafür entwickelt wurden (z.B. BIFFL und PINZ 1970). Heute wird das Preßwasser in fast allen Fabriken zurückgenommen, und zwar wird es im oberen Drittel des Diffusionsturmes eingebracht und stellt damit einen Teil der Extraktionswassermenge dar.

In dem beschriebenen Produktionsabschnitt fallen heute bei den meisten Fabriken keine Abwässer mehr an.

2.1.5 Saftreinigung

Der Rohsaft (ca. 110 % - 125 % a.R.) enthält ca. 12 - 15 % Zucker und hat einen Reinheitsquotienten Q von 85 - 90 %, d.h. der Zuckergehalt beträgt 85 - 90 % der gesamten Trockensubstanz.

In mehreren Stufen wird der pH-Wert des Rohsaftes durch Zugabe von Kalkmilch ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) auf pH-Wert 12 gebracht. Dabei werden etwa 30 - 40 % der Nichtzuckerstoffe in unlösliche Stoffe übergeführt und können so aus dem Saft entfernt werden, außerdem wird ein stabiler und steriler Zustand erreicht. Um den Kalk wieder aus dem Saft zu entfernen, wird er durch Einblasen von CO_2 wieder in CaCO_3 übergeführt (Karbonatation). Das CO_2 entsteht beim Brennen des Kalkes im fabrikseigenen Kalkofen. Bei der Wäsche des CO_2 vor der Anwendung in der Karbonatation entsteht ein vorwiegend anorganisch verschmutztes Abwasser geringer Konzentration.

Der Karbonatschlamm der 1. Karbonatation, früher Satura-tionsschlamm genannt, besteht aus Kalziumkarbonat und allen aus dem Rohsaft entfernten organischen Substanzen sowie geringen Restzuckermengen. Der Karbonatations-schlamm wird dekantiert und mit Vakuumdrehfiltern auf 40 - 50 % Trockensubstanz entwässert. Er stellt ein hoch organisch verschmutztes Abfallprodukt der Zuckerfabrik dar. Auf die damit verbundenen Probleme wird später noch detail-liert eingegangen.

Das Filtrat bzw. Dekantat nach der 1. Karbonatation wird nochmals mit CO_2 gesättigt (2. Karbonatation), abermals filtriert und wird als Dünnsaft bezeichnet. Der Dünnsaft wird vor der Verdampfung meist noch in Ionentauschern entsalzt (siehe Ionentauscher, Abschnitt 2.1.8). Dabei gelangen die Regenerationswässer ins Abwasser.

2.1.6 Verdampfung, Kochstation, Kristallisation

Der Dünnsaft mit ca. 12 - 15 % Zucker wird in Mehrstufen-verdampfern auf 60 - 65 % eingedickt. Der dabei entstehende Dicksaft gelangt in die Kochstation. Dort wird unter Vakuum bei 65 - 80° C weiter Wasser verdampft, bis es zu einer Verdampfungskristallisation kommt. Nach von Fabrik zu Fabrik unterschiedlichem Verkochungsschema wird aus dem Dicksaft der Zucker in Kristallform gewonnen. Die Trennung von Saft und Zuckerkristall erfolgt in Zentrifugen. Als Endprodukt dieses Produktionsabschnittes fallen Konsum-zucker und Melasse an. In Österreich wird aus wirtschaft-lichen Gründen eine möglichst zuckerarme Melasse ange-strebt, dazu werden Ionenaustauscher eingesetzt. Auch die Regenerationswässer dieser Ionentauscher gelangen ins Ab-wasser (siehe Abschnitt Ionentauscher 2.1.8).

2.1.7 Wärmewirtschaft, Energieversorgung

Zuckerfabriken haben einen sehr hohen Bedarf an Wärmeenergie, bedingt durch die große Wassermenge von ca. 100 % a.R., die verdampft werden muß. Der große Energiebedarf und ständig steigende Energiekosten haben zu einer möglichst optimalen Nutzung der Wärmeenergie geführt. Dennoch muß laufend ein großer Teil der zugeführten Wärme von der Fabrik abgegeben werden. Der größte Teil dieser Wärme wird mit dem sogenannten Fallwasser abgeführt. Die Brüden der Kochstation werden mit Frischwasser in Kondensatoren niedergeschlagen. Dabei entsteht ein Teil des benötigten Unterdruckes in den Kochapparaten. Die Brüdenkondensate zusammen mit dem Frischwasser werden als Fallwasser bezeichnet. Das Fallwasser ist in erster Linie thermisch belastet und stellt den zweitgrößten Abwasserstrom (400 - 600 % a.R.) der Fabrik dar.

Alle heimischen Zuckerfabriken verfügen über eine Eigenstromversorgung, d.h. ein Teil des erzeugten Dampfes wird über Dampfturbinen geführt und der Abdampf für Heizzwecke weiterverwendet. Wenn eine Fabrik ihren gesamten Heißdampfbedarf über Turbinen leitet, kann sie während der Kampagne Überschußstrom abgeben. Die Stromversorgung ist deshalb so vorteilhaft, weil der bei der Erzeugung elektrischer Energie nicht umwandelbare Wärmeanteile zur Gänze zu Heizzwecken verwendet werden kann. Dies ergibt sehr niedrige Kosten für den elektrischen Strom während der Kampagne, zumal auch der Kostenanteil für die Stromverteilung weitgehend wegfällt.

2.1.8 Ionentauscher

2.1.8.1 Dünnsaftenthärtung

Ziel des Verfahrens ist es, die Calciumionen des Dünnsaftes durch Natriumionen zu ersetzen, sodaß bei der Verdampfung keine störenden Kalkablagerungen an den Heizflächen auftreten. Die Regeneration der Austauschharze erfolgt mit einer 10 bis 15 %-igen Kochsalzlösung. Für die Entfernung von 1 kg CaO aus dem Saft sind etwa 7 bis 11 kg NaCl nötig. Die Regeneration der Dünnsaftenthärtung führt daher zu einer relativ hohen Chloridkonzentration im Abwasser.

2.1.8.2 Quentín-Verfahren

Beim Quentínverfahren erfolgt ein Austausch von Alkali- (K, Na) gegen Magnesiumionen. Durch diesen Ionenaustausch wird die Zuckerausbeute in der Praxis um ca. 0,1 % bis 0,3 % a.R. gesteigert. Daneben verbessert das Quentínverfahren die Verkochungseigenschaften des behandelten Sirups durch Verringerung der Viskosität. Die Regeneration des Tauschermaterials erfolgt mit Magnesiumchlorid $MgCl_2$, das eine entsprechende Erhöhung der Chloridkonzentrationen im Abwasser bewirkt. Jede Regeneration ist mit einem Verlust an Zucker verbunden, weil das Absüßen des Tauschers aus wirtschaftlichen und betrieblichen Gründen nicht bis zum Zuckergehalt Null durchgeführt werden kann.

2.1.8.3 Carbonat-Verfahren

Beim Carbonatverfahren wird der Dünnsaft über zwei Ionentauscher geführt und damit ein fast farbloser Saft erreicht. Dies führt im weiteren zu höheren Zuckerausbeuten und geringerem Melasseanfall. Eines der Hauptprobleme bei

diesem Verfahren besteht darin, daß bei der Regenerierung hohe organische Schmutzstofffrachten in das Abwasser gelangen: Organischer Kohlenstoff und Stickstoff.

2.2 Abwasseranalytik

Im Labor von Zuckerfabriken wird das Abwasser meist auf seinen Zuckergehalt untersucht, um Zuckerverluste in der Fabrik, die auf Unachtsamkeit oder schlechte Bedienung zurückzuführen sind, zu entdecken.

Für den Abwassertechniker ist der Zuckergehalt nur von geringerer Aussagekraft. Für die Dimensionierung von Abwasseranlagen sind die gesamten Verunreinigungen des Abwassers von Bedeutung, dies sowohl in Hinblick auf die Abwasserreinigung als auch für den Gewässerschutz. Die Verschmutzung eines Abwassers wird daher in der Abwassertechnik vorwiegend durch Summenparameter erfaßt:

Biochemischer Sauerstoffbedarf für 5 Tage - BSB₅

Chemischer Sauerstoffbedarf - COD

Gesamtgehalt an organischem Kohlenstoff - TOC

Ungelöste Stoffe

Daneben werden noch Einzelparameter, insbesondere die Nährstoffe Stickstoff und Phosphor, zur Charakterisierung der Abwässer herangezogen.

Der BSB₅ wurde bei den durchgeführten Untersuchungen ausschließlich nach der Verdünnungsmethode bestimmt. Der COD (Oxidation durch Kaliumdichromat) wurde vorwiegend entsprechend dem modifizierten Deutschen Einheitsverfahren

(BLEIER) bestimmt. Im Jahre 1976 wurde der COD größtenteils mit dem Wösthoff-COD-Analysen-Automaten bestimmt.

Der TOC wurde ausschließlich mit dem Wösthoff-TOC-Analysen-Automaten bestimmt.

Die Bestimmung der Nährstoffe erfolgt durch photometrische Methoden und wurde größtenteils mit Hilfe eines Autoanalyzers durchgeführt.

Der Sauerstoffverbrauch von Belebtschlamm wurde nach der von KAYSER (1967) angegebenen Methode bestimmt. Teilweise wurde der Sauerstoffverbrauch im Belebungsbecken auch aus dem kontinuierlich registrierten Sauerstoffgehalt, der Energieaufnahme und dem Sauerstoffertragswert ($\text{kg O}_2/\text{kWh}$) des Belüfters errechnet und durch Sauerstoffverbrauchsmessungen kontrolliert.

2.3 Wasserverbrauch und Abwasseranfall bei der Zuckerfabrikation

In der Literatur gibt es eine Reihe von Arbeiten über Abwasseranfall und -verschmutzung. In den älteren Veröffentlichungen (NOLTE 1952, KRAMER 1959, MEINCK 1968, SIERP 1967) sind mehr Angaben über Wasserverbräuche und Verschmutzung ohne Rücknahme von Prozeß- und Abwässern zu finden, die neueren Arbeiten (SCHNEIDER et.al. 1961, 1962, HOFFMANN-WALBECK 1970, OFFHAUS 1969, HUBERLANT 1974, DE VLETTER 1970) befassen sich gleichzeitig mit der Kreislaufführung von Wasser und Abwasser. Bei der genaueren Erfassung aller Abwasseranfallstellen entdeckte man meist auch "diffuse" Einleitungen, manchmal hochkonzentrierter Abwasser. Besonders im Hinblick auf die Kreislaufführung der Wasch-

und Schwemmwässer mußte man alle unnötigen Verschmutzungsquellen ausschalten. So ist es erklärlich, daß in alten Veröffentlichungen höhere spezifische Schmutzfrachten angegeben sind als in den neueren. Die Bewältigung der Abwasserprobleme führte auch dazu, daß der Verbrauch von Frischwasser überprüft wurde und an mehreren Stellen auch verringert werden konnte. Ebenso wurde die thermische Belastung der Abwässer durch vermehrten Einsatz von Wärmerückgewinnungsanlagen verringert.

Bei Zuckerfabriksabwässern hat es sich eingebürgert, die Abwassermengen in % a.R. anzugeben, d.h. in $\text{m}^3/100 \text{ t}$ Rübenverarbeitung. Die Schmutzfrachten werden in $\text{kg BSB}_5/\text{t}$ Rübenverarbeitung angegeben, obwohl sich in der Literatur auch der sogenannte B-Wert eingebürgert hat (SCHNEIDER 1961, OFFHAUS 1969 et al).

$$B = \frac{\text{g BSB}_5 / \text{Tonne Rübenverarbeitung}}{54 \text{ g BSB}_5 \text{ (Einwohnerggleichwert)}}$$

Dieser Wert gibt an, wieviel Einwohnerggleichwerte als Verschmutzung je Tonne Rübenverarbeitung ins Abwasser gelangen.

Tabelle der Fabrikswasserläufe

Produktionsschritt	Bezeichnung des Abwassers
Rübenschwemme	Schwemmwasser
Rübenwäsche	Waschwasser
Extraktion	Preßwasser
Saftreinigung	Karbonatationsschlamm und Transportwasser
Verdampfung	Kondensat
Verkochung	Fallwasser
Ionentauscher	Regenerationswässer
Pumpen, Turbinen	Kühlwässer
Reinigung etc.	Restabwässer

Eine noch ausführlichere Darstellung aller Abwasseranfallstellen findet sich bei SCHNEIDER (1968).

Die folgenden Tabellen enthalten Angaben aus der Literatur in folgender Reihenfolge: NOLTE (1952) 1, BLACK (1952) 2, SCHNEIDER (1968) 3, OFFHAUS (1969) 4, HOFFMANN-WALBECK (1970) 5, eigene Untersuchungen (1974) 6.

Tabelle 2-1

Wassermenge in % a.R. (keine Wasserrücknahme)

	1	2	3	4	5	6
Waschwasser	850-1000	1100	200	500-1000	150-200	280
Schwemmwasser			500-800		500-800	300 (500)**
Preßwasser Extraktion	140-200	950	180	-	-	-
Ionentauscher		33	4-5 (200)*	5		6-10
Restabwasser belastet			11-26	7		
Restabwasser unbelastet			47	39	20-100	
Fall- und Kondenswasser	1450-1790	850	400-600	(400-600)	400-600	400-600
Summe	2500-3700	2900	1300-1900	960-1600	1070-1700	990-1700

* Vollentsalzung, Steffenprozeß

** Wasserbedarf für Rübenpumpen

Wenn keine Wasserrücknahme erfolgt, muß nach den neueren Angaben mit einem Wasserverbrauch von mindestens 10 m^3 Frischwasser je Tonne verarbeiteter Rüben gerechnet werden. Das ergibt für eine Fabrikkapazität von z.B. 6000 t/d einen Abwasseranfall (Wasserverbrauch) von $60.000 \text{ m}^3/\text{d}$ bzw. bei 80 Tagen Kampagnedauer $4,8 \text{ Mio m}^3$ Wasserverbrauch pro Jahr.

Spezifische Schmutzfrachten in $\text{kg BSB}_5/\text{t Rüben}$

Die Literaturangaben wurden auf diese Dimension umgerechnet, teilweise vom B-Wert, teilweise von Wassermengen und Konzentrationen.

Tabelle 2-2

	1	2	3	4	5	6
Waschwasser Schwemmwasser	3,5-4,1	2,3	1,5	1,2	1,6-9,45*	1,1-1,4 1,05**
Preßwasser Extraktion	4,6-6,6	12,0	4,6- 6,6	-	-	-
Ionentauscher		3,5	0,06- 0,2 0,16 0,6	1,0	0,12-0,20	
Restabwässer belastet			0,27- 0,57	0,5	0,25-0,39	
Restabwässer unbelastet			0,01	0,01	0,11-0,25	0,2 ***
Fall- und Kondenswasser	0,3-0,4	0,034	0,03- 0,06	0,4	0,02-0,09	0,06-0,1
Summe	8,4-11,1	17,8	6,63- 9,3	3,11	2,1-10,4*	2,4-2,8

* alterierte Rüben

** inklusive Dünnsaftenthärtung

*** inklusive Quentinanlage

2.4 Die festen Abfälle der Fabrik

2.4.1 Erdschlamm

Mit den Rüben gelangen unter normalen Witterungsbedingungen ca. 8 - 13 % a.R. an Erde in die Fabrik. Bei sehr ungünstigen Erntebedingungen kann der Erdanteil bis zu 60 % ansteigen (SCHNEIDER 1968). Diese Erde gelangt in das Schwemm- und Waschwasser und wird in fast allen Fabriken in mechanischen Reinigungsanlagen weitgehend aus dem Abwasser entfernt. Der sich dort absetzende Erschlamm wird mit ca. 75 - 85 % Schlammtransportwasser zu Auflandeteichen gepumpt.

Durch die lange Berührung mit dem Wasser wird die Krümelstruktur der Erde gänzlich zerstört. Von der Landwirtschaft wird daher das Erdmaterial nicht zurückgenommen, zumal auch eine Infektion mit Pflanzenschädlingen (z.B. Nematoden) über die Erde möglich ist. Sind die Flächen für die Auflandung begrenzt, muß das abgelagerte Erdmaterial abgefahren werden. Es kann zur Landschaftsgestaltung verwendet werden, wenn keine landwirtschaftliche Nutzung vorgesehen ist, notfalls muß das Material deponiert werden.

Eine wesentliche Reduktion des Erdanfalles in Wasch- und Schwemmwasserkreislauf kann durch den Einsatz von Trockenerdungsanlagen erzielt werden. Hier wird die beim Abladen entfernte Erde wieder auf die Felder zurückgebracht. Der Wirkungsgrad solcher Anlagen ist jedoch stark von den Witterungsbedingungen abhängig.

2.4.2 Karbonatationsschlamm

Der bei der Saftreinigung entstehende Kalkschlamm wird auf Drehfiltern, früher auch in Filterpressen, bis zu Trockensubstanzgehalten von 400 - 550 kg/m³ entwässert und enthält einen Großteil der Verunreinigungen des Rohsaftes. Um den

entwässerten Schlamm pumpfähig zu machen, wird er meist auf ca. 300 kg/m^3 Trockensubstanz verdünnt, sodaß ca. 5 - 10 % a.R. an Karbonatationsschlamm anfallen.

Der Karbonatationsschlamm wird meist in Schlammteichen gestapelt. Dort kommt es zufolge des hohen Gehaltes an organischen Stoffen sehr bald zu anaeroben Abbauvorgängen, die mit einer intensiven Geruchsbildung Hand in Hand gehen. Nach mündlicher Auskunft in einer deutschen Zuckerfabrik entstehen bei Deponien ohne überstehendes Wasser viel geringere Geruchsemissionen als bei solchen mit Überstand. Dies könnte dadurch seine Erklärung finden, daß sich bei trockenen Deponien an der Oberfläche sehr bald eine aerobe Mikroflora bildet, die die Geruchsstoffe zum Teil abbaut. Sind in der Umgebung der Fabrik saure Böden vorhanden, so wird der Karbonatationsschlamm oft von den umliegenden Landwirten als Bodenverbesserungsmittel verwendet, der Düngewert des Karbonatationsschlammes, der in diesem Fall getrocknet werden muß, ist nur gering (0,3 % K_2O , 1,7 - 2,1 % PO_3 , 18 - 25 % organische Substanz) (ULLMANN).

3. Verfahren zur Verminderung von Abwasser- und Schmutzfracht

3.1 Allgemeines

Für die ersten Verfahren zur schadlosen Abwasserbeseitigung (Abwasserlandbehandlung, flache Stapelteiche) war die Menge des zu behandelnden Wassers von ausschlaggebender Bedeutung. Die ersten innerbetrieblichen Maßnahmen auf dem Abwassersektor bezogen sich daher auf die Verringerung der Abwassermenge. Dies fand z.B. in einem Reichsgesetz von 1937 (zitiert bei SCHNEIDER, 1968) seinen Niederschlag, das für alle Zuckerfabriken die "Vollrücknahme der Abwässer" während der ganzen Kampagne fordert.

Bei der Bewältigung der Abwasserprobleme von Industrien ist der erste Schritt die genaue Erfassung der einzelnen Abwasseranfallstellen mit Bestimmung von Menge und Konzentration. In Deutschland wurde eine derartige Untersuchung für modern ausgerüstete Fabriken in den Jahren 1959 - 1960 von SCHNEIDER, HOFFMANN-WALBECK und KOLLATSCH durchgeführt (1962). Es handelte sich dabei um eine Weißzucker- und eine Rohzuckerfabrik mit fast vollständiger Rücknahme aller Abwässer. Im Laufe der Untersuchung konnten viele "unbekannte" Abwasseranfallstellen entdeckt werden. Allein durch die Ausschaltung aller unnötigen Abwasserquellen konnte manche Zuckerfabrik den Schmutzanfall drastisch (über 50 %) vermindern. In modernen Fabriken sind fast nur Extraktionsverfahren in Verwendung, bei denen das gesamte Preßwasser zurückgenommen werden kann. Dadurch wird nicht nur eine der Hauptverschmutzungsquellen (siehe Punkt 3.4) beseitigt, sondern, wie in mehreren anderen Fällen auch, die Zuckerausbeute der Fabrik erhöht. Im Zuge der Umstellung der Zuckerfabriken auf mehr oder weniger volle Rück-

nahme der Abwässer mußte man sich überall eingehend mit den Abwasseranfallstellen beschäftigen, denn jede zusätzliche unnötige Schmutzfracht, die ins Abwasser gelangt, führt letzten Endes zu erhöhten Kosten für die Abwasserbehandlung.

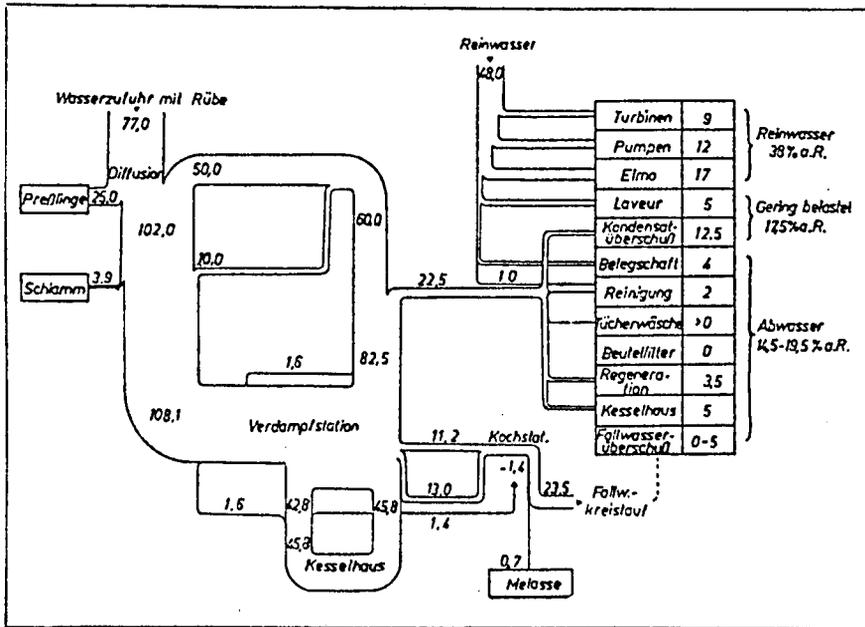
Auf Grund der eigenen Untersuchungen erscheint der Effekt der Bereinigung der Abwasserverhältnisse ausschlaggebender für die Verminderung der Schmutzfrachten zu sein, als die Einrichtung eines Wasch- und Schwemmwasserkreislaufes.

Auch DE VLETTER (1970) vertritt die Meinung, daß durch Kreislaufführung der Abwässer nur die Wassermenge, nicht aber die Schmutzfracht verringert werden kann. OFFHAUS (1964) dagegen berichtet, daß die Belastung des Abwassers vom Rübenwaschen und -schwemmen durch Kreislaufführung um 70 - 75 % verringert werden kann, nach SCHNEIDER (1968) 45 - 65 %.

Einigkeit herrscht bislang darüber, daß eine möglichst weitgehende Rücknahme der Abwässer (Schwemm- und Waschwasserkreislauf, Fallwasserkreislauf) eine notwendige Voraussetzung für eine sinnvolle Abwasserreinigung darstellt. Auf Grund dieses Postulates wurde das Problem der Verringerung des Abwasseranfalles sowohl praktisch wie auch theoretisch eingehend bearbeitet.

3.2 Verringerung der Abwassermenge

Nachdem das Problem der Reduzierung der Abwassermenge schon eingehend beschrieben wurde, wird es hier nicht mehr detailliert behandelt. Stellvertretend für die dabei entwickelten Abwasserschemata wird jenes von SCHNEIDER, HOFFMANN-WALBECK und KOLLATSCH (1962) abgebildet.



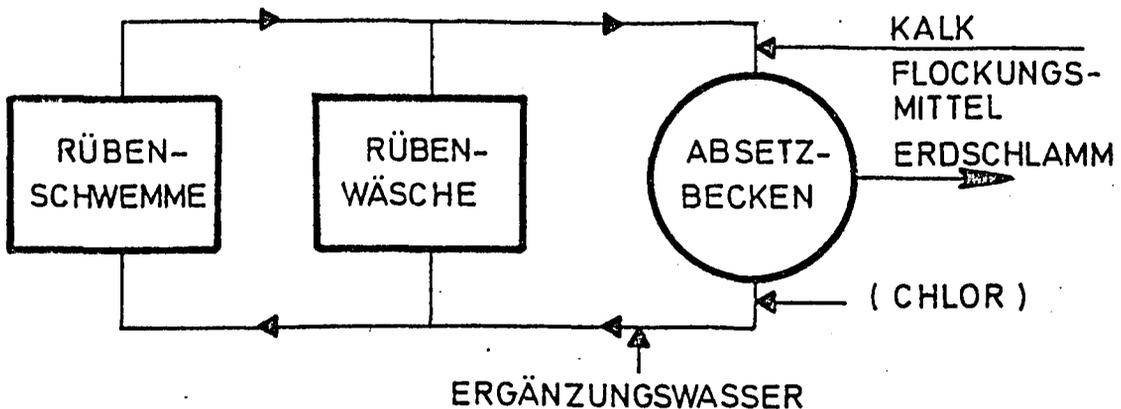
Wasserschema einer Weißzuckerfabrik (Wasser, Luft, Betrieb, Jahrgang 1962, Seite 295, Heft 6)

Das "ideale Wasserschema" geht davon aus, daß mit der Rübe ca. 77 % a.R. an Wasser in die Fabrik gelangen, von denen zumindest ca. 45 % a.R. als Überschußkondensat anfallen. Unvermeidbarer "Wasserbedarf" tritt für Erd- und Saturationsschlammtransport auf.

Die Angaben über den minimalen Abwasseranfall schwanken zwischen 40 % und 70 % a.R. (LIMPRICH 1961, SCHNEIDER et.al. 1962, OFFHAUS 1964, HEITZ und BIDAN 1970, HUBERLANT 1974, AKERMARK 1975, HOFFMANN-WALBECK, PELLEGRINI 1975). Für die Praxis, mit allen Unregelmäßigkeiten, die durch das Rohprodukt Zuckerrübe einerseits und den Menschen im Betrieb andererseits entstehen, dürfte ein Wert von 50 % bis 100 % a.R. inklusive Karbonatationsschlamm- und Erdtransportwasser erreichbar sein.

Die Kreislaufwirtschaft ermöglicht eine wesentliche Entlastung der Vorfluter, weil die nun geringen Mengen hochkonzentrierter Abwässer (bei einer Fabrik mit 6000 t/d Rübenverarbeitung und 80 Tagen Kampagnedauer z.B. $6000 \cdot 0,7 \cdot 80 = 330.000 \text{ m}^3$ Abwasser) gespeichert und mit verschiedensten Methoden weitgehend gereinigt werden können (siehe Punkt 5). Die Kreislaufführung des Schwemm- und Waschwassers bedingt zusätzliche Maßnahmen der Abwasserbehandlung.

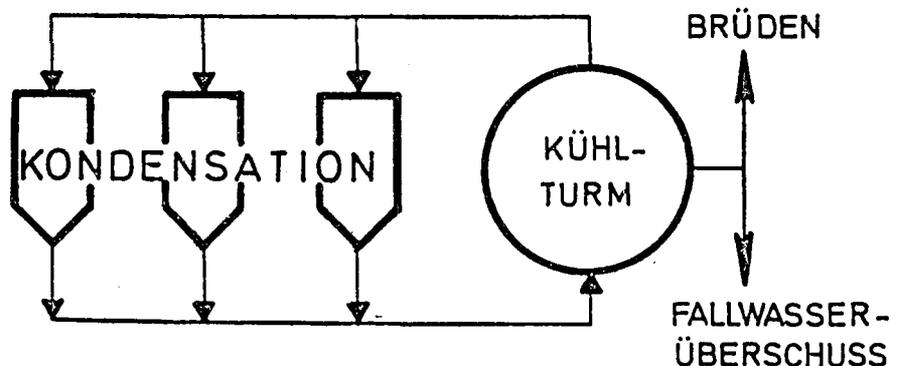
3.2.1 Der Schwemm- und Waschwasserkreislauf



Das Hauptproblem des Kreislaufes besteht darin, eine Massentwicklung anaerober Bakterien zu vermeiden, weil dies zu starken Geruchsproblemen, zu Schaumentwicklung und Korrosionen führt. Eine starke Infektion der Rüben durch das Wasch- und Schwemmwasser kann ferner einen erhöhten Desinfektionsmittelbedarf in der Extraktion bewirken. Zur "Frischhaltung" des Schwemm- und Waschwassers werden daher folgende Maßnahmen ergriffen (SCHNEIDER 1968):

- Möglichst kurze Umlaufzeit des Wasservolumens, rasche Trennung von Wasser und Erdschlamm, daher womöglich keine großen Schlammabsetzteiche sondern Absetzbecken mit kontinuierlicher Schlammräumung.
 - Zugabe von Kalk vor und eventuell Chlor nach der Sedimentation, um das Bakterienwachstum so weit zu hemmen, daß der Umschlag in das anaerobe Stadium möglichst unterbleibt. Eine Kalkung bis pH 11 von Kampagnebeginn an hat sich bewährt. Durch die Kalkzugabe wird auch die Reinigungswirkung in den Absetzbecken verbessert.
- De VLETTER (1970) gibt 0,05 bis 0,25 % a.R. als Kalkbedarf, AKERMARK (1975) 0,16 % a.R. als Kalk- 0,01 % a.R. als Chlorbedarf sowie 0,01 % a.R. als Flockungsmittelbedarf für die "Frischhaltung" des Kreislaufwassers an.
- Warme und hochkonzentrierte Abwässer aus dem Betrieb sollen nicht in den Schwemmkreislauf eingeleitet werden (z.B. Regenerationswässer der Ionentauscher) (BRENTON 1971).

3.2.2 Fallwasserkreislauf



Der zweite große Wasserkreislauf, der in einer Fabrik eingerichtet werden kann, ist der Fallwasserkreislauf. Unter normalen Umständen treten in diesem Kühlwasserkreislauf keine besonderen Probleme auf. Die Verschmutzung bleibt

meist unter 200 mg BSB₅/l, solange nicht durch ein Überkochen eines Kochapparates große Mengen seines Inhaltes in den Kreislauf gelangen. Die Folge davon ist ein starkes Wachstum von Bakterien im Kühlturm, z.B. Sphaerotilus natans. Dies kann im weiteren Verlauf zu Verstopfungen und Verschleimungen führen, die die Kühlleistung der Kühltürme wesentlich herabsetzen. Der Überschuss aus dem Fallwasserkreislauf wird am besten dem Schwemmwasserkreislauf zugeführt.

3.3 Innerbetriebliche Maßnahmen zur Verringerung der Schmutzfracht

Im Gegensatz zur Verringerung der Abwassermenge sind innerbetriebliche Maßnahmen zur Verringerung der Schmutzfracht oft sogar rentabel, weil höhere Zuckerausbeuten erzielt werden.

Die wichtigste innerbetriebliche Maßnahme stellt die Rücknahme des Preßwassers (ca. 1 % Zuckergehalt) dar. Sie ist heute bereits bei fast allen Fabriken durchgeführt. Durch Ersatz der Beutelfilter (Feinfiltration nach der 2. Karbonation) durch Anschwemmfilter fallen die Waschwässer der Filtertücher weg.

Reinigungs- und Überlaufwässer können in die Saftreinigung zurückgenommen werden. Speziell jene aus dem Zuckerhaus (Kochstation und Zentrifugen) sind meist hochkonzentriert. Durch gute Betriebsführung und weitgehende Automation läßt sich das Überlaufen von Säften stark vermindern.

Der hohe Gehalt des Erdschlammes an kleinen Rübenteilchen, Blattresten, Pülpe usw. bedingt anaerobe Abbauvorgänge, die schon in den Absetzbecken zu einer zusätzlichen Ver-

schmutzung des Abwassers führen können. Durch eine Feinsiebung (Spaltweite 2 mm z.B.) läßt sich ein Großteil der ungelösten organischen Stoffe aus dem Wasch- und Schwemmwasser entfernen. DE VLETTER (1970) gibt an, daß mit einem derartigen Sieb 1 % bis 6 % a.R. an organischem Material dem Abwasser entzogen werden können. Durch Aufbereitung dieses Materials zu Futtermitteln können die Kosten für die Feinsiebung wiedergewonnen werden.

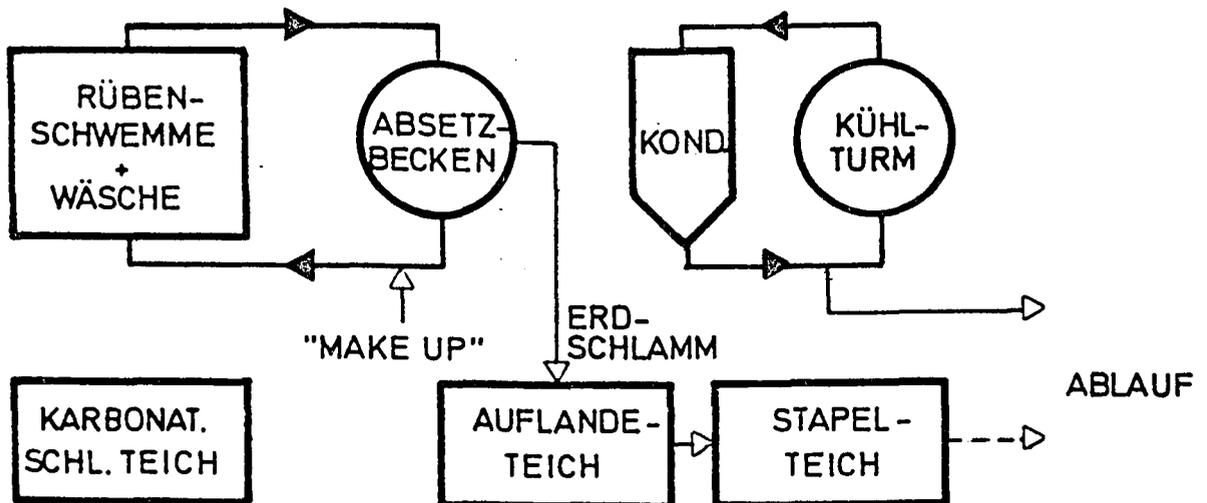
Mit Hilfe aller dieser Maßnahmen konnte in den letzten 20 Jahren die spezifische Verschmutzung des Abwassers von ca. 6 - 10 kg BSB₅/t Rüben auf 1,5 - 3 kg/t verringert werden.

4. Abwasserzusammensetzung

In Hinblick auf Gewässerschutz und Abwasserreinigung werden die Konzentrationen sowie Frachten der organischen Verschmutzung durch COD, BSB₅, TOC, Phosphor- bzw. Stickstoffgehalt (siehe 2.2) charakterisiert. Von den anorganischen Verschmutzungen sind vor allem die Chloride und Sulfate von einiger Bedeutung.

Bei der Abwasserzusammensetzung muß unterschieden werden zwischen frischem, d.h. biologisch nicht zersetztem Abwasser und bei Kreislaufführung entstehendem chemisch und biologisch verändertem Abwasser.

4.1 Abwasserzusammensetzung bei Kreislaufwirtschaft



Bei der Kreislaufführung der Schwemm- und Waschwässer ändert sich im Laufe der Kampagne die Abwasserzusammensetzung. Mit steigender Konzentration der organischen Schmutzstoffe steigt auch das Wachstum von Mikroorganismen, vorwiegend anaeroben oder mikroaerophilen Bakterien.

Durch die in 4.1.1 beschriebenen Maßnahmen zur Geruchs- und Schaumbekämpfung wird das Bakterienwachstum stark gehemmt bzw. eine Selektion bewirkt. Trotz des hohen pH-Wertes konnte im Kreislaufwasser noch Milchsäure festgestellt werden.

In den Stapelteichen sinkt das pH dann relativ rasch durch die nun nicht weiter gehemmte Bildung organischer Säuren durch anaerobe Bakterien. Im gestapelten Abwasser werden daher $\frac{\text{COD}}{\text{BSB}_5}$ Verhältnisse von 1,2 \div 1,5 gefunden (HOFFMANN WALBECK 1957, MATSCHE 1974/75). Dies spricht für eine gute biologische Abbaubarkeit des Abwassers.

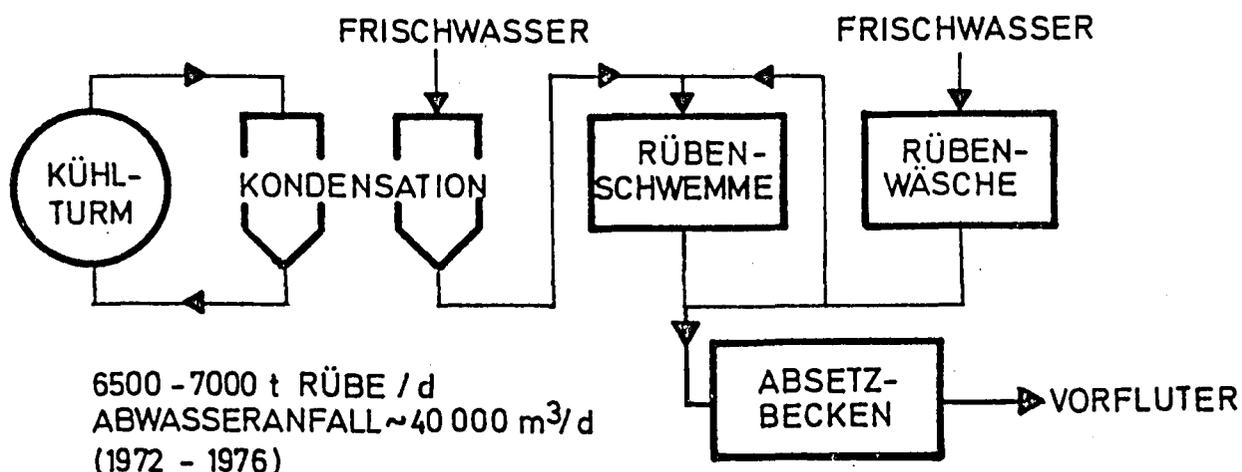
Die Abwasserkonzentrationen schwanken je nach Grad der Rücknahme und der Art der Ionentauscher in weiten Grenzen. So gibt z.B. SCHNEIDER (1968) für den BSB_5 Werte zwischen 1500 und 4000 mg/l an, SMITH et al. (1975) berichten von Werten zwischen 4000 und 7000 mg BSB_5/k , AKERMARK (1975) von BSB_5 -Konzentrationen von 3500 - 5000 mg/l, TEICHMANN (1976) gibt Abwasserkonzentrationen von 4000 - 6000 mg BSB_5/l an. BSB_5 -Konzentrationen von 2000 - 7000 mg/l entsprechen einer COD-Konzentration von ca. 3000 - 10500 und TOC-Konzentrationen von 1000 bis 3500 mg/l.

Im wesentlichen wird die Konzentration durch zwei Faktoren bestimmt: Erstens durch die bei jedem Kreislauf ins Abwasser gelangende Schmutzfracht, zweitens von dem Verhältnis von Kreislaufwassermenge zum Abwasserabstoß. Die Konzentration nimmt also zu Kampagnebeginn entsprechend einer Sättigungsfunktion zu und erreicht schließlich die Endkonzentration.

Bei dem von selbst eintretenden Abbau der organischen Verschmutzung entsteht der für die Stapelteiche von Zucker-

fabriken typische Geruch nach Fettsäuren (Propionsäure, Buttersäure) und später nach Schwefelwasserstoff. Sehr intensiv sind auch die Geruchsemissionen der Karbonatationsschlammteiche durch anaeroben Abbau des hochkonzentrierten Schlammtransportwassers ($\text{COD} > 15.000 \text{ mg/l}$).

4.2 Untersuchungen des Abwassers bei einer Zuckerfabrik ohne Kreislaufwirtschaft



Das bei diesem Wasserschema auftretende Abwasser ist vorwiegend durch Zucker und dem Zucker verwandte organische Verbindungen verunreinigt. Die BSB_5 -Konzentrationen im Abwasser betragen ca. ein Zehntel der Konzentration im Kreislaufwasser. Das Verhältnis $\frac{\text{COD}}{\text{TOC}} = 2,7$ ergab sich als Mittelwert von täglich durchgeführten Abwasseranalysen während der Kampagne. Dieses Verhältnis entspricht dem theoretischen Verhältnis für Glukose $\frac{\text{COD}}{\text{TOC}} = 2,67$. Im gleichen Zeitraum wurde ein $\frac{\text{COD}}{\text{BSB}_5}$ Verhältnis von 2,0 ermittelt. Es hat sich herausgestellt, daß die Proben rasch analysiert oder tiefgefroren werden müssen, um Abbaureak-

tionen zu vermeiden. So stieg das $\frac{\text{COD}}{\text{TOC}}$ Verhältnis bereits nach ein- bis zweitägiger Lagerung bei 10 - 15° C auf über 3,0 an. Dies ist durch den Umstand zu erklären, daß der TOC anaerob rascher abgebaut wird (CO₂-Produktion) als der COD. Es nimmt z.B. der TOC beim Abbau von Saccharose zu Propionsäure um 25 % ab, der COD nur um 8 %. Der umgekehrte Effekt tritt auf, wenn bei der Probenahme (Zusammensetzen einer Tagesmischprobe) laufend Sauerstoff in das Abwasser gelangt, dann kommt es zu einer raschen COD-Abnahme durch aeroben Abbau, und das Verhältnis $\frac{\text{COD}}{\text{TOC}}$ wird zu niedrig bestimmt (z.B. 2,4 im Jahre 1974).

Obwohl am Wasserschema der Fabrik nichts geändert wurde, verringerte sich auch hier die abgestoßene Schmutzfracht (Kampagnemittel) während des Untersuchungszeitraumes.

	COD kg/t	BSB ₅ kg/t	TOC kg/t	Rübenverarb. t	Kampagnedauer d
1972	6,0	3,4	2,2	5700	
1973	6,0	3,0	2,3	6000	73
1974	7,0	3,5	2,7	6080	73
1975	3,6	1,8	1,4	6600	98
1976	2,9	1,2	1,1	7000	73

Nur durch Ausschaltung unnötiger Schmutzquellen konnte die Belastung des Abwassers um über 40 % gesenkt werden (bezogen auf COD).

4.3 Gegenüberstellung der wichtigsten Abwasser-
kennwerte von Kreislaufwasser und frischem
Abwasser ohne Rücknahme

Parameter	Dim.	Kreislaufwasser	frisches Abwasser
Zucker	mg/l	500-3000	(370)**
COD	mg/l	3000-10000	500-1000
BSB ₅	mg/l	2000-10000	200-500
TOC	mg/l	1000-1350	180-370
org. Säuren		viel	wenig
pH	-	4-11	7-8
ges. N	mg/l	70-130 *	15-30
PO ₄ -P	mg/l	3-15 *	0,1-0,8
Cl ⁻	mg/l	50-1000 *	200-300

* SCHNEIDER (1968)

** errechnet nach DE VLETTER (1970)

5. Abwasserreinigung

5.1 Mechanische Reinigung

Die Entfernung der absetzbaren Stoffe aus dem Abwasser erfolgt bei den Zuckerfabriken entweder in Absetzbecken oder in Absetz- und Auflandeteichen. Seit Einführung der Wasserkreisläufe haben sich Absetzbecken weitgehend durchgesetzt. Meist handelt es sich um sogenannte Bruknerbecken, d.s. runde Absetzbecken in sehr einfacher Bauweise mit zentralem Einlauf, einer Ablaufschwelle am Beckenumfang und einem Rundräumer mit einer Schlammabsaugvorrichtung. Diese Becken werden heute bis über 60 m Durchmesser gebaut. Bei einer Flächenbeschickung von 1 m/h und Kalkung des Kreislaufes kann ein praktisch schwebstofffreier Ablauf erzielt werden (BEDBURG 1975). Über Absetzteiche und ihren Betriebseigenschaften berichtet MÜHLPFORTE (1970). In der Absetzanlage (rechteckiges Absetzbecken mit Schildräumen) der Zuckerfabrik DÜRNKRUT (1975) wird Wasch- und Schwemmwasser mit Karbonatationschlamm gemischt zum Absetzen gebracht. Bei einer Oberflächenbeschickung von ca. 1,5 m/h werden 92 % der absetzbaren Stoffe aus dem Abwasser entfernt.

Von großer Bedeutung ist eine möglichst vollständige Entfernung der absetzbaren Stoffe nur bei der Kreislaufführung.

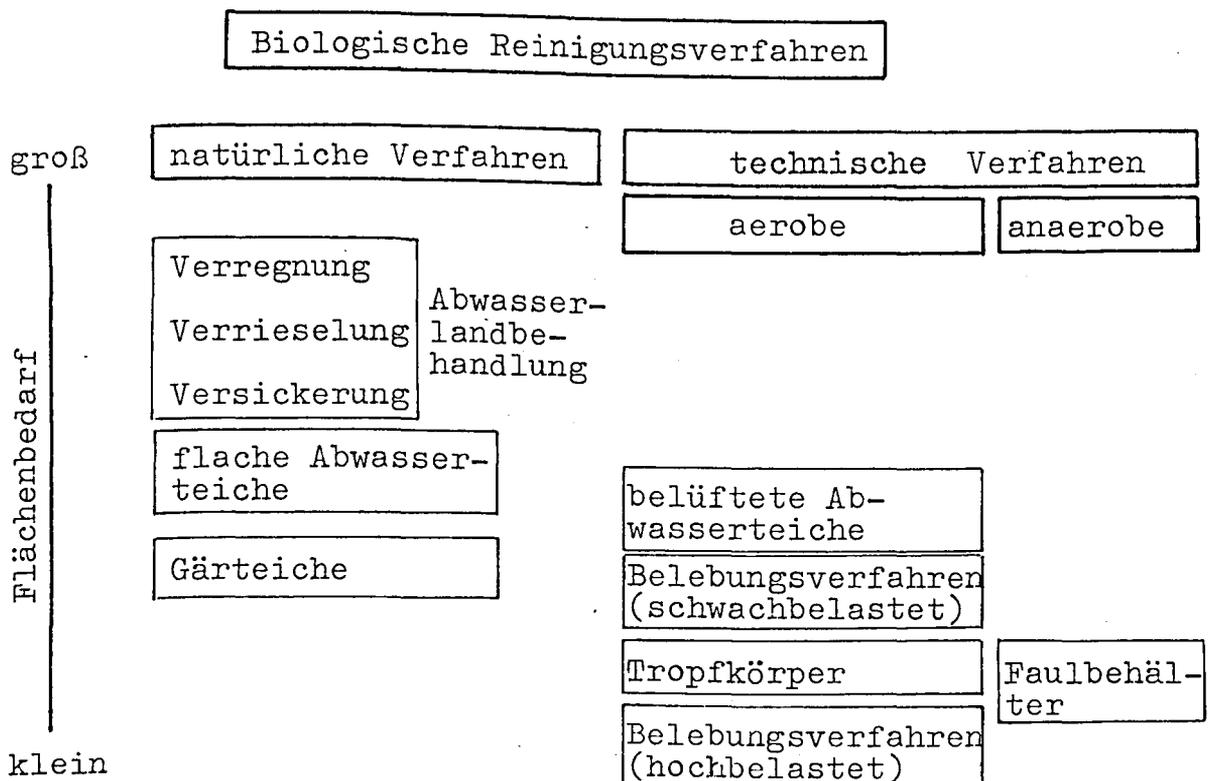
Der abgesetzte Erdschlamm enthält je nach Erntebedingungen und mechanischer Widerstandsfähigkeit der Rüben 10 - 20 % organisches Material, das sehr bald durch anaerobe Mikroorganismen angegriffen wird. Ein Teil der organischen Stoffe geht dabei in Lösung und führt zu einer sekundären Verschmutzung des Wassers in den Auflandeteichen. Deshalb ging

man in mehreren Fabriken dazu über, die Auflandeteiche nur mehr als Absetz- und nicht als Stapelteiche zu benutzen.

5.2 Biologische Reinigung

Weil die Abwasserinhaltsstoffe von Zuckerfabriksabwasser biologisch leicht abbaubar sind, wurden praktisch alle bekannten biologischen Reinigungsverfahren auf ihre diesbezügliche Anwendbarkeit untersucht.

Schema der biologischen Abwasserreinigungsverfahren



Die Literatur über die biologische Reinigung von Zuckerfabriksabwasser ist sehr umfangreich und kann daher hier nur auszugsweise wiedergegeben werden. Umfassende Darstellungen über den Stand des Wissens sind bei SCHNEIDER

(1968) und DELVAUX (1974) zu finden. Das Literaturverzeichnis von DELVAUX umfaßt mit 233 Literaturstellen fast die gesamte internationale Literatur zu diesem Thema.

Die folgenden Kapitel werden sich daher vorwiegend auf die Darstellung der Ergebnisse bezüglich Betrieb und Dimensionierung der Anlagen beschränken.

Ganz allgemein kann man feststellen, daß die Arbeiten auf dem Sektor der biologischen Reinigung sich immer mehr auf die kleinräumigen, künstlichen Verfahren konzentrieren. Die Literatur seit etwa 1960 beschränkt sich auf die Reinigung von hochkonzentrierten Abwässern, wie sie heute bei den meisten europäischen und amerikanischen Zuckerraffinerien (OLSCHOK 1973) zufolge Kreislaufwirtschaft anfallen.

Den meisten Verfahren ist auch gemeinsam, daß die Reinigung des Abwassers und der Abwasseranfall nicht gleichzeitig stattfinden, d.h. fast überall eine Stapelung des Abwassers erforderlich ist.

5.2.1 Natürliche Verfahren zur biologischen Abwasserreinigung

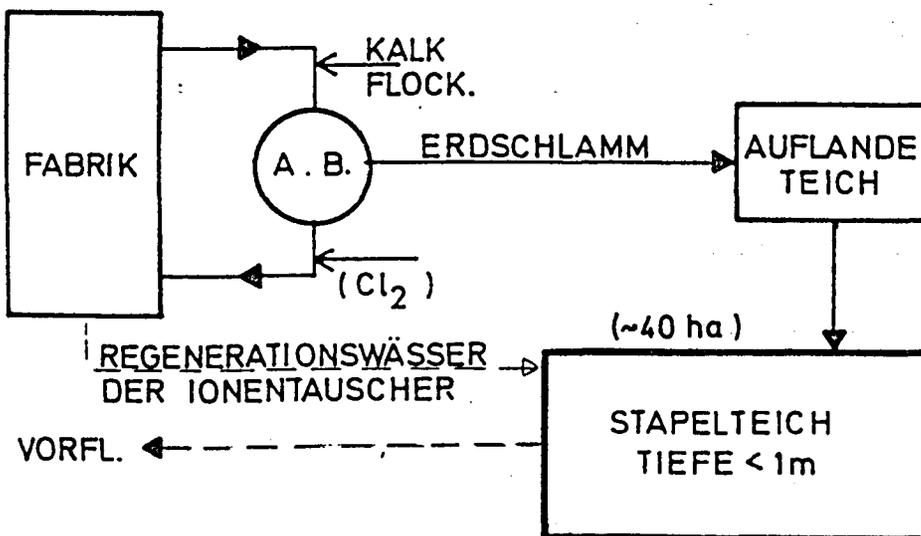
5.2.1.1 Abwasserlandbehandlung

Dort, wo ausreichende geeignete Flächen und Böden in Fabriknähe vorhanden waren, haben sich vorerst die weiträumigen Verfahren der Abwasserlandbehandlung durchgesetzt. Sehr eingehend hat sich KRAMER (1959) in seiner Dissertation mit dieser Methode befaßt. In Österreich wurde dieses Verfahren, vermutlich wegen des zu großen Flächenbedarfes, nie angewendet. Nach KRAMER wäre selbst für die kleinste

Zuckerfabrik in Österreich bei nur 100 % a.R. Abwasseranfall eine Fläche von 50 bis 100 ha erforderlich. Auch in Deutschland wird dieses Verfahren nur mehr vereinzelt verwendet. Neue Untersuchungen über die Verrieselung von hochkonzentrierten Restabwässern und den Abwässern der Ionentauscher hat TEICHMANN (1976) im Erftgebiet durchgeführt. Ebenda wird auch berichtet, daß eine andere Fabrik von der Versickerung ihres gesamten Abwassers abgekommen ist, weil das Grundwasser zu stark verunreinigt wurde (Versickerungsfläche 40 ha, Beschickung $97 \text{ m}^3/\text{ha.d}$).

Man kann annehmen, daß die Bedeutung der Abwasserlandbehandlung für Zuckerfabriksabwässer in Zukunft weiter abnehmen wird.

5.2.1.2 Flache Abwasserteiche (unbelüfteter Stapelteich)



Die Reinigung der Zuckerfabriksabwässer in flachen Abwasserteichen ist auch heute noch eines der wichtigsten

Verfahren. Es ist dabei erforderlich, das gesamte Abwasser zu stapeln. Die Reinigung erfolgt in zwei Stufen. Von Dezember bis Frühjahrsbeginn findet ein anaerober Abbau-prozeß statt. Zuerst werden die Kohlenhydrate zu organischen Säuren, später die Eiweißstoffe und Aminosäuren abgebaut. Es läßt sich nicht vermeiden, daß bei diesen Teichen speziell im Frühjahr starke Geruchsemissionen (Buttersäure, H_2S) auftreten. Mit zunehmender Tageslänge und Temperatur beginnt dann der aerobe Abbau. Vorerst erfolgt die Sauerstoffzufuhr vorwiegend durch Diffusion an der Wasseroberfläche. Später kommt es zu einer starken Algenentwicklung und damit biogenen Sauerstoffzufuhr. Im September ist der Abbau soweit abgeschlossen, daß das gereinigte Abwasser in den Vorfluter abgelassen werden kann.

Sehr viele eingehende Untersuchungen haben übereinstimmend ergeben, daß die Selbstreinigung des Abwassers bis zum Beginn der nächsten Kampagne nur dann gesichert ist, wenn die Tiefe der Teiche < 1 m beträgt. Die Ablaufwerte, die mit dieser Methode zu erzielen sind, schwanken in den Angaben der Literatur zwischen 12 und 160 mg BSB_5/l . TEICHMANN (1976) gibt für einen Teich mit 1,1 m Wassertiefe Ablaufwerte von 35 mg/l BSB_5 und 360 mg COD/l an. Dies entspricht einem Abbau von ca. 99 % BSB_5 und 94 % COD.

Besonders wichtig erscheint für den Betrieb solcher Teiche die möglichst rasche Trennung von Erdschlamm und Abwasser, also die Trennung von Auflande- und Stapelteichen. Bedingt durch die nicht vermeidbare Geruchsentwicklung bei den flachen Abwasserteichen und den sehr hohen Flächenbedarf wird dieses Verfahren in Zukunft nur mehr in Sonderfällen angewendet werden. So kann man etwa in Deutschland feststellen, daß immer mehr Fabriken zu Verfahren übergehen, die kleinräumiger sind und bei denen das Geruchsproblem vermieden wird.

5.2.2 Technische Verfahren zur biologischen Abwasserreinigung

5.2.2.1 Der belüftete Abwasserteich

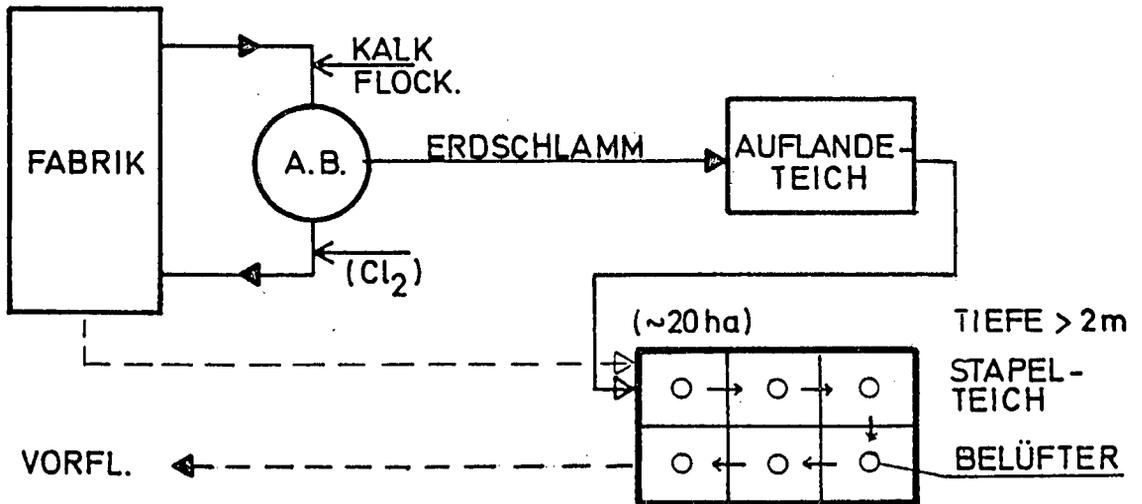
Wenn die Stapelteiche aus Platzgründen größere Tiefen als maximal 1 m aufweisen müssen, so ist der erforderliche Abbau der Verschmutzung bis zum Beginn der nächsten Kampagne nicht mehr gewährleistet. In diesem Fall muß dem Abwasser künstlich Sauerstoff zugeführt werden. Durch die künstliche Belüftung kann gleichzeitig das Geruchsproblem weitgehend vermindert werden. Die Tiefe der Teiche beträgt meist 2 - 4 m.

Auch in den belüfteten Abwasserteichen findet in der ersten Zeit ein anaerober Abbau der organischen Verunreinigung statt. Durch die Belüftung gelingt es lediglich soviel Sauerstoff einzutragen, daß vor allem die Schwefelwasserstoffproduktion weitgehend unterbunden und die Bildung von organischen Säuren gehemmt wird. Jedenfalls dürfte bei einer Belüftung das Wachstum der strikt anaeroben Bakterien sehr behindert werden, wie es z.B. die Desulfurikanten, die den Schwefelwasserstoff erzeugen, sind. Die genauen Abbauvorgänge während der ersten Monate des Belüftens sind noch nicht beschrieben worden.

Für die Zufuhr des Sauerstoffs sind zur Zeit zwei Methoden in Verwendung:

- a) Oberflächenbelüfter (Kreisel, Rotoren, Stabwalzen)
Tauchbelüfter
- b) Umpumpen mit Schneckenpumpen

a) Oberflächenbelüfter, Tauchbelüfter



Bei der Teichbelüftung haben sich vorwiegend schwimmende Aggregate durchgesetzt, weil nur so die Teiche bei verschiedenen Füllhöhen belüftet werden können. So ist es z.B. zur Bekämpfung der Geruchsentwicklung erforderlich, schon bei Teilfüllung mit der Belüftung der Teiche zu beginnen. Eine besondere Schwierigkeit bei der Teichbelüftung besteht in einer vollständigen Umwälzung des Inhalts, sodaß keine anaeroben Toträume entstehen. Bei den in der Praxis angewandten Energiedichten von $0,4$ bis 3 W/m^3 (SMITH et al. 1975, TEICHMANN, LESWÄL 1976, METZ 1975, PLATTLING 1974) kann eine gleichmäßige Belüftung des ganzen Teichvolumens nur auf zwei Arten erreicht werden: Entweder müssen die Aggregate beweglich sein, sodaß sie eine große Oberfläche bestreichen, oder es muß eine Zwangsströmung erzielt werden, die das gesamte Abwasser an den Belüftern vorbeileitet. Je geringer die Energiedichte, desto günstiger erscheint die zweite Methode gegenüber

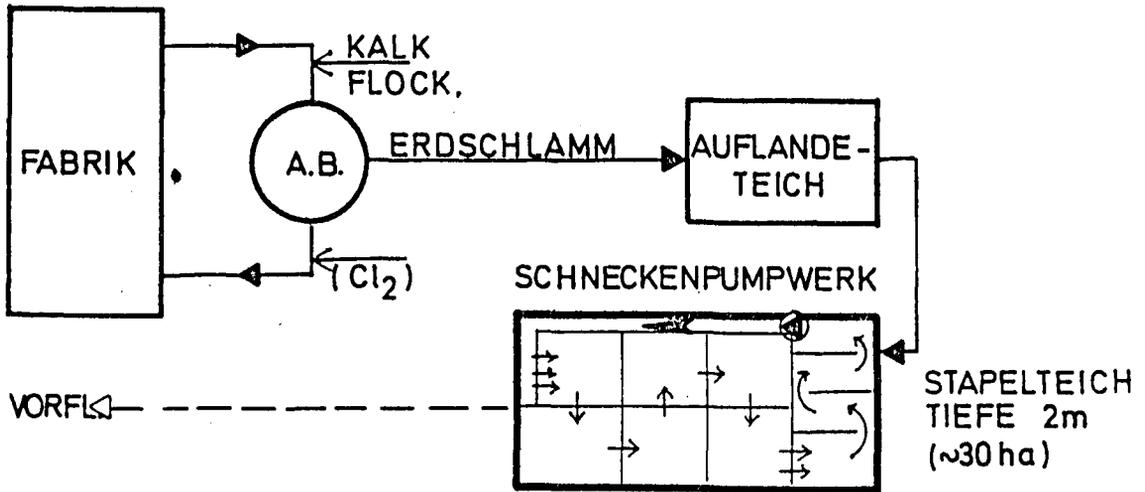
der ersten. Durch den höheren baulichen Aufwand für die Erzielung eindeutiger Strömungsverhältnisse kann der Energieeinsatz zur Geruchsbekämpfung verringert werden (TEICHMANN 1976).

SMITH (1975) berichtet vom Einsatz schwimmender Kreisel in Wisington. Dort werden Kreisel von 15 bis 57 kW eingesetzt. 15 kW Kreisel können bereits bei 1,5 m Wassertiefe in Betrieb genommen werden. Bei einer Energiedichte von $1,65 \text{ W/m}^3$ konnte in einem 1,5 m tiefen Teich von Anfang Jänner bis Ende März der BSB_5 des Teichwassers von 3411 mg/l auf 156 mg/l erniedrigt werden. In der gleichen Zeit ging in einem unbelüfteten Teich die Konzentration von 3900 mg BSB_5 /l nur auf 2500 mg/l zurück.

METZ (1975) berichtet, daß für die Geruchsbekämpfung auf der Teichanlage der Zuckerfabrik Offenau 3 - 6 W/m^3 an Belüftungsenergie nötig ist. In Offenau sind schwimmende Mammutrotoren im Einsatz. Das Abwasser fällt dort mit ca. 6000 mg BSB_5 /l an. Zum Abbau der Verschmutzung unter Vermeidung von Geruchsentwicklung waren 1,5 - 1,8 kWh/kg BSB_5 erforderlich. Ein Drittel des Stromverbrauches entfiel auf preiswerten Eigenstrom während der Kampagne. Biologische Untersuchungen haben ergeben, daß im Bereich unter 500 mg BSB_5 /l keine Belüftung während der Tagstunden erforderlich ist.

Die Zuckerfabrik PLATTLING (1974) hat bei 170000 m^3 Stapelvolumen vierzehn 7,5 m lange schwimmende Mammutrotoren im Einsatz und erreicht mit ca. $1,3 \text{ W/m}^3$ eine weitgehende Geruchsbekämpfung (BSB_5 im Zulauf 4000 mg/l). TEICHMANN (1976) berichtet vom Einsatz schwimmender Tauchbelüfter im Erftgebiet. Die Energiedichte beträgt dort $1,35 \text{ W/m}^3$ bei einer Teichwasserkonzentration (am 28.2.1975) von 4300 mg BSB_5 /l.

b) Umpumpverfahren



Auf Grund von Erfahrungen bei einer amerikanischen Konservenfabrik (DICKSON 1965) hat VIEHL im Jahre 1968 für die Zuckerfabrik Bedburg im Erftgebiet vorgeschlagen, die Belüftung des Abwasserteiches durch Umpumpen des Abwassers mit Schneckenpumpen zu bewerkstelligen. Über die Anlage, die seit 1971 in Betrieb ist, berichten VIEHL et al. (1974) und TEICHMANN, LESWAL (1976).

Frühere Untersuchungen von VIEHL (1942) über die Ursache der Schwefelwasserstoffbildung im Abwasser haben ergeben, daß bereits sehr geringe Sauerstoffgehalte genügen, um ein anaerob-aerob-Milieu zu schaffen, in dem die Schwefelwasserstoffproduktion stark verzögert und der Selbstreinigungsvorgang beschleunigt wird. Diese Überlegungen führten zu dem Gedanken, den Teichinhalt durch ständiges Umpumpen schwach zu belüften. Das Abwasser wird hierbei durch Schneckenpumpen aus dem letzten Teich in eine flache Rinne

gehoben und fließt dem ersten Teich zu. In ca. 14 Tagen wird so der ganze Teichinhalt einmal umgewälzt.

Das Abwasser wird an drei Stellen belüftet

- durch die Schneckenpumpen
- durch den Umlaufgraben
- durch die Abstürze vor dem Teich (VIEHL et al. 1974)

Durch Erddämme und Leitwände wird eine möglichst gleichmäßige Durchströmung aller Becken erzwungen.

Technische Daten der Anlage (Zuckerfabrik Bedburg)

tägliche Rübenverarbeitung:	4000 t/d
Gesamtabwasseranfall	400.000 m ³ /Kampagne
Teichvolumen	400.000 m ³
Wassertiefe	1,8 - 2,0 m
Wasserfläche	20 ha
Gesamtfläche	25 ha
Pumpwerk	2 Schneckenpumpen Ø 1400 mm
Leistung	1000 l/s (52 kW)

Die Zuckerfabrik Bedburg verarbeitet pro Kampagne ca. 300.000 t Rüben zu Rohzucker und hat einen spezifischen Schmutzanfall von etwa 2,2 kg BSB₅/t Rübe. Die Fabrik besitzt keine Quentinanlage. Das anfallende Abwasser (ca. 120 % a.R.) weist einen BSB₅ von ca. 2000 mg/l auf und ist bei der Einleitung in die Teiche fast schwebstofffrei. Der pH-Wert in den Teichen blieb immer im alkalischen Bereich.

Durch das Umpumpverfahren konnte das Geruchsproblem weitgehend beherrscht werden. Die Reinigung des Abwassers bis

zum Beginn der nächsten Kampagne war immer ausreichend: BSB₅ (filtriert) 10 - 12 mg/l, 150 - 200 mg COD/l, sodaß eine gefahrlose Ableitung in den Vorfluter möglich war. Energiebedarf ca. 0,4 kWh/kg BSB₅-Abbau.

Der belüftete Abwasserteich kann als eine Methode der Abwasserreinigung angesehen werden, die sowohl hinsichtlich Reinigungsleistung als auch hinsichtlich des Geruchsproblems befriedigende Ergebnisse liefert. Es fehlen jedoch noch Untersuchungen über den minimalen Sauerstoffeintrag zur Geruchsbekämpfung bei verschiedenen Abwasserkonzentrationen und Zusammensetzungen.

Bei der Abwasserreinigung in belüfteten Stapelteichen ist darauf zu achten, daß Schwebstoffe möglichst nicht in die Teiche gelangen, damit sich keine anaerobe Bodenschlamm-schichte bildet. Dies umso mehr, als für die Instandhaltung bzw. Räumung der Teiche nur sehr wenig Zeit vorhanden ist. Andererseits soll die Aufenthaltszeit in den Auflandeteichen so kurz wie möglich gehalten werden, um ein starkes Anfaulen des Abwassers und damit einen starken pH-Abfall zu verhindern.

5.2.2.2 Tropfkörper

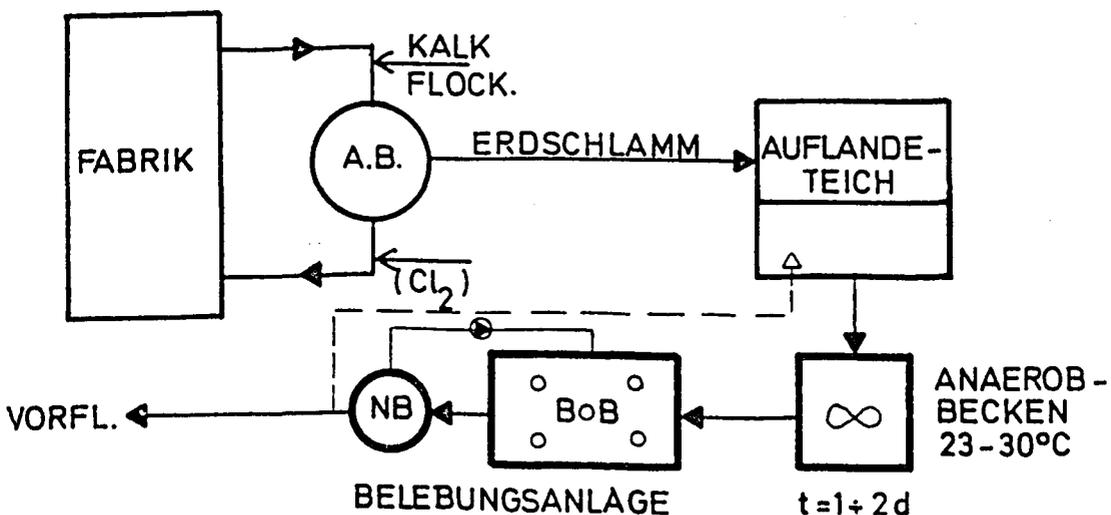
Die Reinigung des Zuckerfabriksabwassers ohne Kreislaufwirtschaft scheitert an den Wassermengen. Um einen 90 bis 95 %-igen Abbau des BSB₅ zu erreichen, müßte ein schwachbelasteter Tropfkörper vorgesehen werden mit einer Belastung von 175 g/m³.d (OFFHAUS 1958). Eine 6000 t/d verarbeitende Fabrik stößt pro Tag etwa 12 t BSB₅ ab, das ergibt ein erforderliches Volumen des Tropfkörpers von $\frac{12.000.000}{175} = 66.600 \text{ m}^3$. Abgesehen davon verträgt der Tropfkörper die starken Zulaufschwankungen, mit denen zu

rechnen ist, sehr schlecht. Zur Problematik der Abwasserreinigung von Zuckerfabriksabwasser schreibt SCHNEIDER (1968):

"Zusammenfassend ist zu sagen, daß der Tropfkörper schon auf Grund der Anlaufzeit von 4 bis 6 Wochen als Aufbereitungsverfahren nur für die Zeit der Kampagne ungeeignet ist. Eine Einsatzmöglichkeit scheint dagegen bei der Verarbeitung von gestapeltem Zuckerfabriksabwasser gegeben zu sein. Solange die Belastung des auf den Tropfkörper gegebenen Stapelwassers noch hoch ist, muß entweder eine Verdünnung des Abwassers mit Flußwasser oder ein Abbau von nur 70 % in Kauf genommen werden. Erst wenn die natürliche Selbstreinigung des gestapelten Abwassers schon weit fortgeschritten ist, entfällt dieser Nachteil."

Die Anwendung des Tropfkörpers vermeidet also nicht die Nachteile der Stapelung (Geruchsentwicklung, Flächenbedarf). Eine Beschleunigung der Abbauprozesse in Stapelteichen läßt sich sicher durch eine Teichbelüftung mit wesentlich geringeren Investitionskosten bewerkstelligen, als ein Restabbau mit Tropfkörpern.

5.2.2.3 Kombinierte anaerob-aerobe Verfahren



Das Bestreben, die Abwässer der Zuckerfabriken schon während der Kampagne zu reinigen um Stapelvolumen zu sparen, führten zu den kombinierten Verfahren. In den Abwasserteichen laufen Gärung (Abbau der Kohlenhydrate zu organischen Säuren, niedriger pH-Wert) und Faulung (Abbau von Stickstoffverbindungen, Schwefelreduktion, alkalisches Milieu) hintereinander und zufolge niedriger Temperaturen sehr langsam an. Erst nach Beendigung des anaeroben Abbaues beginnt der aerobe.

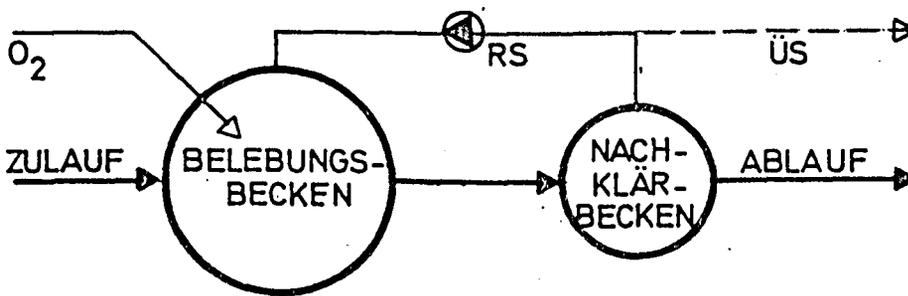
Durch technische Maßnahmen versuchte KOLLATSCH (1968) in einer großtechnischen Versuchsanlage den Gär- und Faulprozeß in einer Stufe bei Temperaturen von 23 - 30° C in einem Behälter mit 24 bis 48 h Aufenthaltszeit durchzuführen. Dabei wurde ein Abbau von ca. 25 % (von 1300 mg BSB₅/l auf 1050 mg BSB₅/l) erzielt. Beim nachfolgenden aeroben Abbau in einer Belebungsanlage trat noch eine Reihe von Schwierigkeiten auf, doch konnten über längere Abschnitte Ablaufwerte von 30 mg BSB₅/l erreicht werden. Ähnliche Ergebnisse liegen aus Schweden vor (AKERMARK 1975).

MATSCHÉ (1974) untersuchte die Anwendbarkeit eines anaerob-aeroben Reinigungsverfahrens bei einer österreichischen Zuckerfabrik mit Kreislaufwirtschaft. Halbtechnische Versuche mit 3 Tagen Aufenthaltszeit in der anaeroben Stufe (22 - 24° C) und 1,5 Tagen in der aeroben Stufe (Belebungsbecken) haben ergeben, daß ein BSB₅-Abbau von 39 % in der anaeroben Stufe und von 90 % in der aeroben Stufe (Raumbelastung $B_R = 0,8 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$, Schlammbelastung $B_{TS} = 0,11 \text{ kg/kg Ts.d}$, Zulauf BSB₅ = 1700 mg/l, aerobe Stufe 1150 mg/l) erzielbar ist.

Parallel dazu durchgeführte Versuche haben ergeben, daß eine Belebungsanlage ohne anaerobe Vorstufe und insgesamt

3 Tagen Aufenthaltszeit den gleichen Abbau bewerkstelligte. Das kombinierte anaerob-aerobe Verfahren zur direkten Reinigung von hochkonzentrierten Zuckerfabriksabwässern dürfte wegen seines komplizierten Betriebes, seiner Empfindlichkeit gegenüber Stoßbelastungen und seiner Geruchsemissionen wahrscheinlich nicht konkurrenzfähig sein. Es konnten auch keine exakten Angaben über die Einfahrphase gefunden werden. Der wesentliche Gesichtspunkt bei der Anwendung dieses Verfahrens ist der Wegfall der Stapelteiche.

5.2.2.4 Belebungsverfahren



Obwohl das Belebungsverfahren für die Reinigung organisch leicht abbaubarer Substanzen, wie sie im Zuckerfabriksabwasser vorherrschen, als ideales Verfahren erscheinen könnte, hat es sich bis heute nur in Einzelfällen durchgesetzt. Dies ist durch mehrere Umstände erklärlich.

Erstens mußte für die Abwässer der Zuckerindustrie zu einer Zeit ein Reinigungsverfahren gefunden werden, als das Belebungsverfahren noch kaum in Verwendung stand. Selbst kleine Zuckerfabriken mit z.B. 2000 t Rübe/d hatten früher

(NOLTE 1952) eine Verschmutzung im Abwasser, die eine Belebungsanlage für vergleichsweise 800.000 EGW erfordert hätte. Zweitens fällt nur während 2 - 4 Monaten im Jahr Abwasser an.

Die weiträumigen Verfahren der Abwasserbehandlung hatten sich bereits bewährt, als das Belebungsverfahren erst in Entwicklung begriffen war. Es lag daher nahe, zuerst eine Reduktion der Wassermengen zu versuchen und das gesamte Abwasser einer Kampagne zu stapeln. Damit war das vorranglichste Ziel des Gewässerschutzes erreicht, nämlich die konzentrierte Einleitung großer organischer Schmutzfrachten während der Niedrigwasserführung der Flüsse zu verhindern.

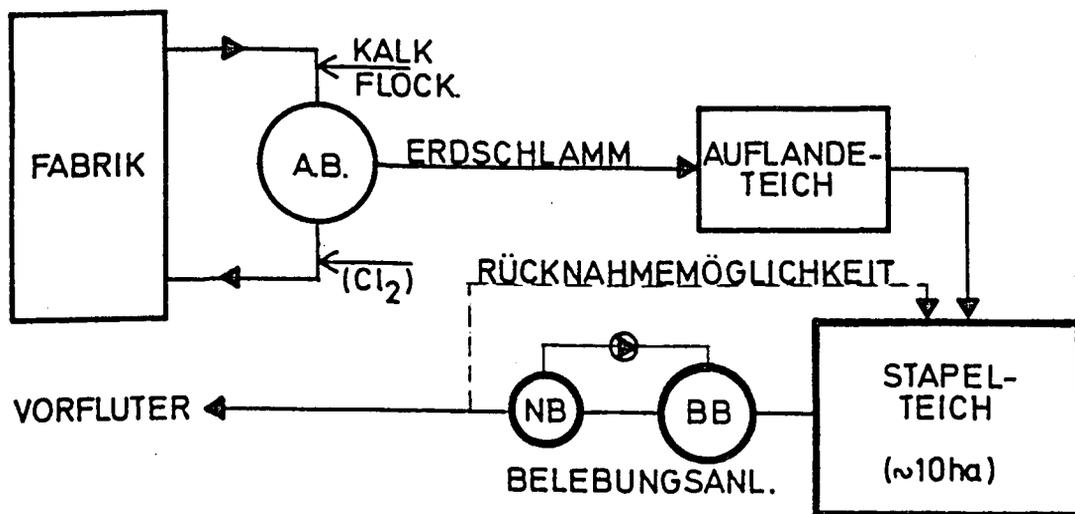
Die Anwendung des Belebungsverfahrens wurde erst wieder aktuell, als durch erhöhte Anforderungen an den Schutz der Gewässer die Einleitungsbedingungen verschärft wurden, oder durch laufende Vergrößerung der Fabriken die Flächen für die Stapelung nicht mehr ausreichten. In jüngster Zeit tritt vermehrt auch die Frage der Geruchsemissionen in den Vordergrund.

Ein weiterer wesentlicher Gesichtspunkt für die Nichtanwendung des Belebungsverfahrens ist darin zu erblicken, daß bei der Reinigung kohlenhydratreicher und nährstoffarmer Abwässer, wie sie die Zuckerfabriksabwässer darstellen, eine sehr große Bereitschaft zum Entstehen von nicht oder nur sehr schlecht absetzfähigem Belebtschlamm (Blähschlamm) besteht. Die einwandfreie Trennung von Wasser und Schlamm in den Nachklärbecken ist eine der wesentlichen Voraussetzungen für die Anwendbarkeit des Belebungsverfahrens. Es ist daher wohl nicht übertrieben, wenn man behauptet,

daß die Geschichte des Belebungsverfahrens in der Zuckerindustrie als Geschichte der Blähschlammbekämpfung bezeichnet werden kann.

Als das Belebungsverfahren bei der Zuckerindustrie wieder ins Blickfeld gelangte, war bei den meisten Zuckerfabriken bereits ein mehr oder weniger vollständiger Wasch- und Schwemmwasserkreislauf vorhanden. In der neueren Literatur wird daher nur von Belebungsanlagen berichtet, die die dabei entstehenden hochkonzentrierten Abwässer reinigen. Je nach den Anforderungen an die Ablaufgüte der Belebungsanlagen kann man solche zur Vollreinigung und solche zur Teilreinigung unterscheiden. Hierbei lautet die entscheidende Frage: Sollen die gereinigten Abwässer direkt in einen Vorfluter eingeleitet werden können, oder soll eine Teilreinigung nur eine Vorstufe dazu sein? Im ersten Fall werden schwach belastete, im zweiten Fall hochbelastete Belebungsanlagen zur Anwendung gelangen.

5.2.2.4.1 Anlagen zur Vollreinigung



In der Literatur werden mehrere Anlagen zur Vollreinigung beschrieben.

GREULICH (1975) berichtet über kleinräumige Belebungsanlagen in Rethen und Weetzen. Beide Anlagen sind nur in Verbindung mit Stapelteichen zu betreiben, d.h. die Kapazität der Anlagen ist wesentlich kleiner als der Abwasseranfall während der Kampagne es erfordert. Solange mit dem Abwasserreinigungsverfahren nicht die geforderten Ablaufwerte erreicht werden, wird das gereinigte Abwasser in die Stapelteiche zurückgenommen.

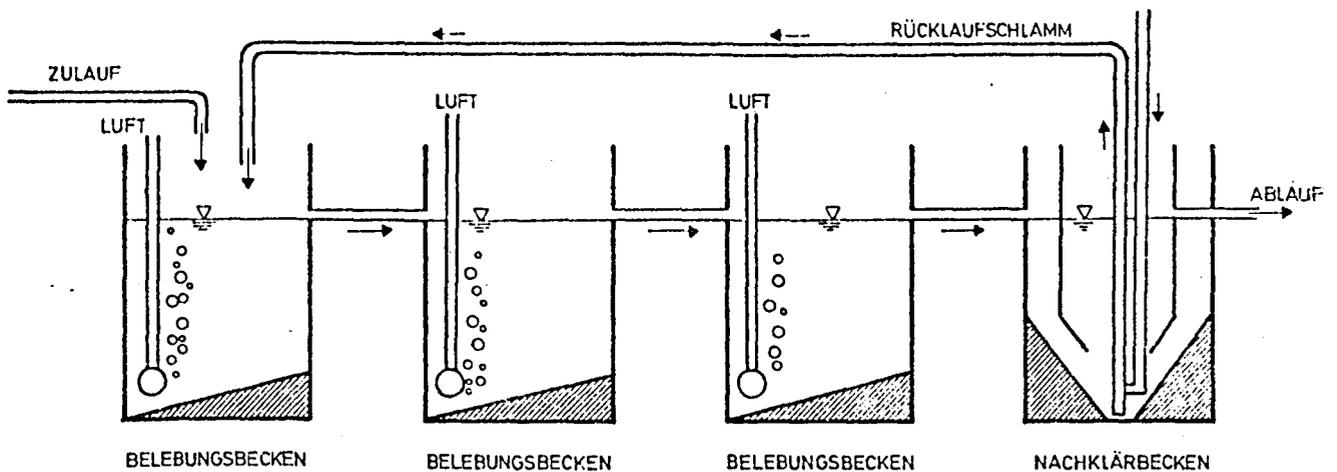
Vom Stapelteich gelangt das Abwasser in ein Anaerob-Becken mit 16 Tagen Aufenthaltszeit (7000 m^3). Danach fließt das Abwasser der Aerob-Anlage zu (1500 m^3 Belebungsbecken, 370 m^3 Nachklärbecken). Durch Zugabe von Nährsalzen und einer Belüftungszeit von über 3 Tagen konnte ein Ablauf- BSB_5 von unter 20 mg/l erreicht werden. Der Schlammindex betrug 200 ml/g und führte dadurch zu Schwierigkeiten in der Nachklärung (20 h Aufenthaltszeit!). Gute Ablaufwerte wurden bis jetzt (1973 - 1975) frühestens im Februar erreicht, obwohl die Anlage mit Kampagnebeginn in Betrieb ging. Eine ähnliche Anlage in Rethen lieferte bis jetzt zum Teil noch unbefriedigende Ergebnisse. Auch diese Anlage arbeitet mit einem vorgeschalteten Anaerob-Becken.

GORSLER und KOLLATSCH (1975) beschreiben die Ergebnisse einer kleinen Belebungsanlage in Harsum. Dort wird mit dem Betrieb erst begonnen, wenn der anaerobe Abbau in den Stapelteichen weitgehend abgeschlossen ist. Bei einer Schlammbelastung von $0,1 \text{ kg BSB}_5/\text{kg org. TS.d}$ konnten Ablaufkonzentrationen unter $30 \text{ mg BSB}_5/\text{l}$ erzielt werden ($\text{COD} < 200 \text{ mg/l}$). Der Schlammindex schwankte zwischen 230 und 70 ml/g .

MATSCHÉ (1974, 1975) untersuchte die direkte aerobe Reinigung des Abwassers der Auflandeteiche einer österreichischen

Zuckerfabrik in einer halbtechnischen Anlage. Der Abwasseranfall der Fabrik betrug ca. 100 % a.R. Die Aufenthaltszeit im Auflandeteich betrug nur einige Tage.

1973 wurden zwei Belebungsanlagen parallel betrieben. Die Anlage 1, bestehend aus zwei hintereinander durchflossenen, gleich großen Belebungsbecken und einem Nachklärbecken wurde mit einer Aufenthaltszeit von 3 Tagen betrieben (Periode I). Am 11. Dezember wurde ein Belebungsbecken außer Betrieb genommen, die Abwasserdosierung aber gleich belassen, sodaß sich eine Aufenthaltszeit von 1,5 Tagen ergab (Periode II). Die Anlage 2 (Abb. war im Prinzip genauso aufgebaut wie die Anlage 1, nur statt 2 waren 3 Belebungsbecken vorgesehen. Die Aufenthaltszeit betrug dort 4,5 Tage.



Halbtechnische Versuchsanlage: $V_{BB} = 480 \text{ l}$ (Anlage 2)

Die wichtigsten Versuchsergebnisse sind in der folgenden Tabelle aufgeführt:

Tabelle 5-1

Versuchsperiode	Dim.	Anlage 1		Anlage 2
		I	II	
q_R	$m^3/m^3 \cdot d$	0,34	0,68	0,23
t	d	3	1,5	4,5
Zulauf-Belebung, COD	mg/l	2790	2790	2790
BSB ₅	mg/l	1700	1700	1700
Ablauf, COD	mg/l	326	225	184
BSB ₅	mg/l	109	69	57
Abbau, COD	%	88	92	93
BSB ₅	%	94	96	97
B_{R-BSB}	$kg/m^3 \cdot d$	0,6	1,2	0,4
B_{R-COD}	$kg/kg \cdot d$	0,98	1,97	0,66
TS_R	kg/m^3	7	-	7
B_{TS-BSB}	$kg/kg \cdot d$	0,09	-	0,06
B_{TS-COD}	$kg/kg \cdot d$	0,14	-	0,09

(MATSCHÉ 1974)

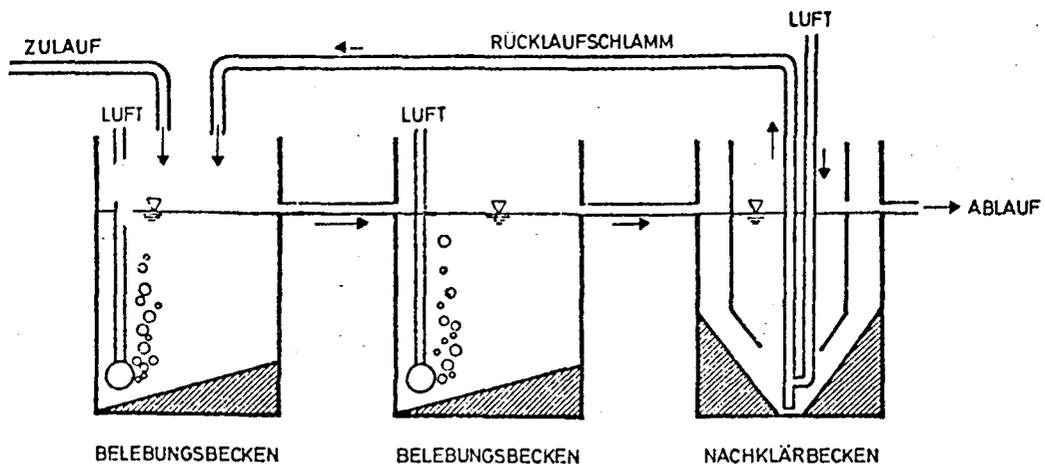
Die Abbauergebnisse in der Anlage 1 sind in der ersten Periode durch eine sehr lange Einarbeitungszeit verfälscht, in der 2. Periode konnte durch die Zugabe von Erdschlamm aus dem Bruknerbecken die Einarbeitungsphase wesentlich beschleunigt werden.

Die Schlammabsetzeigenschaften schwankten beträchtlich. Der Schlammindex in der Anlage 1 lag meist zwischen 50 und 100 mg/g, in der Anlage 2 dagegen wurden Werte für I_{SV} von über 500 ml/g gefunden. Bei den mikroskopischen Untersuchungen konnten neben den normalen Belebtschlamm-

flocken unterschiedliche Mengen des fadenförmigen Bakteriums *Sphaerotilus natans* festgestellt werden, durch die die Absetzeigenschaften im wesentlichen beeinflusst wurden.

Wegen der guten Abbauergebnisse wurden die Versuche im Jahre 1974 wiederholt. Die Anlagen wurden zu Versuchsbeginn mit Schlamm aus dem Bruknerbecken beimpft. Eine wesentliche Zunahme des Schlammgehaltes war erst festzustellen, als die Temperatur im Belebungsbecken auf über 10°C erhöht worden war. In der Folge trat jedoch eine starke Schleimbildung in allen Anlagen auf, sodaß die Versuche unterbrochen und neu begonnen werden mußten.

Während dieser zweiten Versuchsphase wurden insgesamt drei halbtechnische Anlagen parallel betrieben. Alle Anlagen waren nach dem gleichen Schema aufgebaut.



In allen drei Anlagen wurde zur Bekämpfung der Blähschlamm-entwicklung Stickstoff und Phosphor im Verhältnis $\text{BSB}_5 : \text{N} : \text{P} = 100 : 2,5 : 0,5$ zudosiert. Damit war eine ausreichende Nährstoffversorgung gewährleistet. Anlage 1 und 2 wurden völlig gleich beschickt, nur wurde in Anlage 2

zusätzlich Eisenchlorid (10 g Fe/m^3 Zulauf) dosiert, um die Schlammabsetzeigenschaften zu verbessern. Für Anlage 3 wurde das Rohabwasser im Verhältnis 1 : 3 mit Leitungswasser verdünnt, um die Verhältnisse in einer Verbandskläranlage zu simulieren, die zukünftig das Abwasser der Zuckerfabrik reinigen soll. Nach einer einwöchigen Einarbeitungsphase lieferten alle drei Anlagen gleichmäßige Ablaufkonzentrationen.

Tabelle 5-2

Zusammenstellung der wichtigsten Ergebnisse (Kampagne 1974)

	Dim.	Anlage 1	Anlage 2	Anlage 3
Q_R	$\text{m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{d}$	0,68	0,68	2,25
B_{R-BSB}	$\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$	1,28	1,28	1,28
TS_R	kg/m^3	11,8	9,5	4,5
B_{TS-BSB}	$\text{kg}/\text{kg} \cdot \text{d}$	0,11	0,14	0,29
COD-Zulauf	mg/l	3014	3014	754
BSB_5 -Zulauf	mg/l	1913	1913	478
TOC-Zulauf	mg/l	1012	1012	253
COD-Ablauf	mg/l	278	226	75
BSB_5 -Ablauf	mg/l	110	72	17
TOC-Ablauf	mg/l	84	43	21
η -COD	%	91	93	90
η - BSB_5	%	94	96	96
η -TOC	%	92	96	92
I_{SV}	ml/g	31	58	59

(MATSCHE 1975)

Wie die Tabelle zeigt, konnten die Abbauergebnisse der Kampagne 1973 bestätigt werden. Die Schlammeigenschaften wurden durch die Zugabe von Nährstoffen wesentlich verbessert, d.h. das Wachstum der fadenförmigen Bakterien weitgehend gehemmt. Die Zugabe von Eisenchlorid bewirkte keine Verbesserung der Schlammeigenschaften, sondern nur eine Verringerung der Schwebstoffe im Ablauf. Der Schlammindex lag in allen drei Anlagen zwischen 30 und 60 ml/g.

Die Versuche haben demnach ergeben, daß die Reinigung des Abwassers der Auflandeteiche einer Fabrik mit Schwemm- und Waschwasserkreislauf mit Hilfe von Langzeitbelebungsanlagen ($t = 1,5$ bis 3 d) möglich ist. Ein Abbau von 95% BSB₅ und 90% COD ist erzielbar. Für die Bekämpfung von Blähschlamm hat sich eine ausreichende Nährstoffversorgung der Bakterien (Dosierung von Stickstoff- und Phosphorsalzen im Verhältnis BSB₅ : N : P = $100 : 2,5 : 0,5$) als wirksam erwiesen. Wegen des Nährstoffüberangebotes bei kommunalem Abwasser erscheint eine gemeinsame Reinigung von Zuckerfabriksabwasser und häuslichem Abwasser vorteilhaft. Jedoch nur bei großen Kläranlagen (> 100.000 EGW ohne Zuckerfabrik) wird sich diese Lösung wegen des Kampagnetriebes der Zuckerfabriken als wirtschaftlich günstig erweisen.

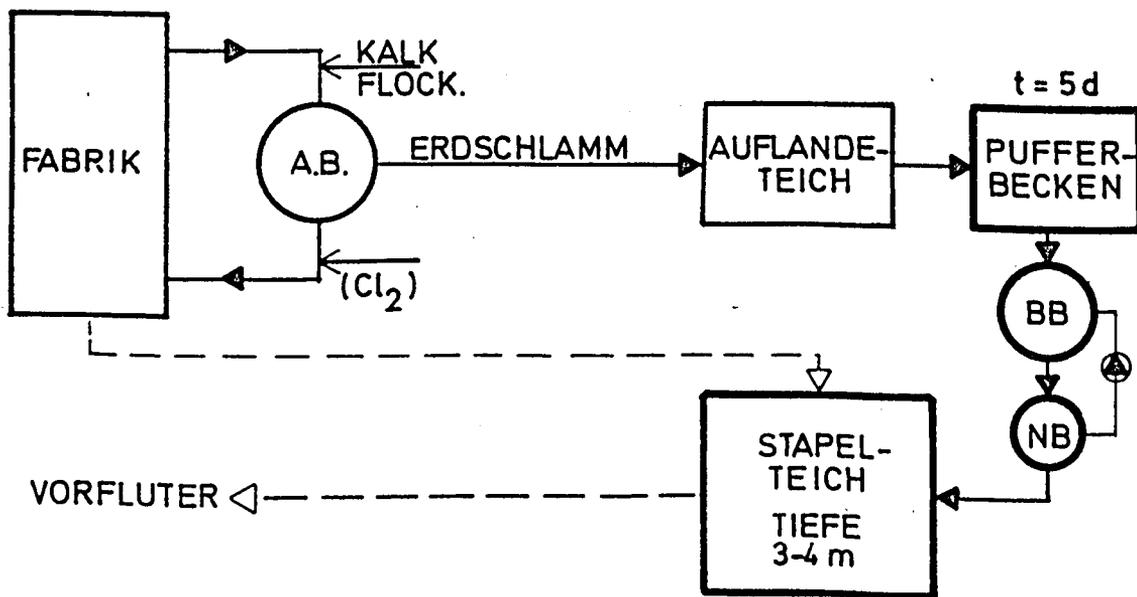
SMITH et al. (1975) berichten von einer Belebungsanlage bei der Zuckerfabrik Wisington (GB), die das ganze Jahr über in Betrieb ist. Die Anlage ist als Oxydationsgraben ausgebildet (Volumen 2700 m^3). Der Zulauf besteht aus dem häuslichen Abwasser der 300 bis 390 Beschäftigten und einer stark veränderlichen Menge vom Abwasser der Stapelteiche.

Der Zulauf wird so reguliert, daß die Ablaufwerte ($20\text{ mg BSB}_5/\text{l}$, $30\text{ mg Schwebstoff}/\text{l}$) eingehalten werden können.

Der begrenzende Faktor für die Beschickung war das Nachklärbecken, weil immer wieder Blähschlamm auftrat. Der Oxydationsgraben ist für eine Raumbelastung von $0,2 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ bemessen. Bis jetzt konnte die Anlage nur mit der halben Bemessungswassermenge beschickt werden, in den Wintermonaten noch mit wesentlich weniger.

Von einer Belebungsanlage in Ameln berichten LANGEN und HÖPPNER (1964), die Anlage ist jedoch nicht mehr in Betrieb. Abschließend kann zur Reinigung der hochkonzentrierten Abwässer (wie sie bei weitgehender Kreislaufführung entstehen) mit Hilfe schwach belasteter Belebungsanlagen gesagt werden, daß das Verfahren noch in Entwicklung begriffen ist und daher vorläufig nicht ohne Stapelteiche auskommt. In der Literatur gibt es noch keinen Bericht über eine derartige Anlage, die das gesamte anfallende Abwasser während der Kampagne ausreichend reinigt. Nur so könnte auf Stapelteiche verzichtet werden.

5.2.2.4.2 Anlagen zur Teilreinigung



Eine Teilreinigung des Abwassers kann in zwei Fällen von Bedeutung sein. Erstens bei der Möglichkeit des Anschlusses einer Zuckerfabrik an eine kommunale Kläranlage, die das Rohabwasser nicht übernehmen kann, zweitens zur Verminderung der Belastung im Schwemmwasserkreislauf, sodaß der Abwasseranfall gering gehalten werden kann und bei der Stapelung der Abwässer keine Geruchsentwicklung auftritt. Beobachtungen an belüfteten und unbelüfteten Abwasserteichen sprechen dafür, daß Gerüche nicht mehr auftreten, wenn die BSB_5 -Konzentration $< 500 \text{ mg/l}$ ist. Exakte Untersuchungen dazu fehlen jedoch. Auf Grund der Erfahrung dürften sehr viele Ursachen für die Entwicklung der Gerüche verantwortlich sein (Konzentration, pH, Temperatur, Abwasserzusammensetzung, Strömungsverhältnisse u.a.m.).

Bei der Zuckerfabrik in Aarberg (Schweiz) (ROENNEFAHRT 1968) wird das stark alkalische Schlammtransportwasser nach Abtrennung der Feststoffe in einer einstufigen Belebungsanlage einer Teilreinigung unterzogen und dann einer kommunalen Kläranlage zugeführt. Die Kläranlage ist jeweils drei bis vier Monate im Jahr in Betrieb, die Zuckerfabrik benötigt daher nur ein geringes Stapelvolumen. Der Abwasseranfall der Fabrik beträgt ca. 100 % a.R., die Konzentration schwankte 1967 zwischen 2700 und 4300 mg BSB_5/l . Bei einer mittleren Raumbelastung von $2,5 \text{ kg } BSB_5/m^3 \cdot d$ wurde ein mittlerer Abbau von 68 % erzielt. Die Kläranlage wird vor Kampagnebeginn mit Melasse eingefahren. Während des Betriebes werden Diammonphosphat und Harnstoff als Nährstoffe zugesetzt. Weiters ist eine laufende Dosierung von Schaumbekämpfungsmitteln sowie die Zugabe von Soda (pH - Korrektur) und Eisen II - Sulfat (Verbesserung der Absetzeigenschaften) erforderlich.

In letzter Zeit ist eine wesentlich höher belastete Belebungsanlage auf den Markt gekommen, die vorwiegend dazu dient, das Kreislauf- und Stapelwasser zu entlasten. Die als Lefrançois Fermenter, Tirlemont, bekannt gewordene Belebungsanlage ist inzwischen in einigen Zuckerfabriken installiert worden. SIMONART et al. (1976) berichten über Betriebserfahrungen mit dem RT - Lefrancois - Fermenter. Die technischen Daten der Anlage sind: Belebungsbecken (Fermenter) 240 m^3 , Nachklärbecken 500 m^3 , Zulauf 60 bis $70 \text{ m}^3/\text{h}$, Rücklaufverhältnis ca. 120 %, Belüftungszeit 4 - 3,4 h, Raumbelastung 15 - $35 \text{ kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$, Schlammgehalt TS_R : 10 - 15 g/l.

1974 hat diese Anlage folgende Reinigungsergebnisse erbracht: 90 % BSB_5 -Abbau, 80 % COD-Abbau bei einer Zulaufkonzentration von 7000 - 9000 mg BSB_5/l und 9000 - 11000 mg COD/l, der Schlammindex hat sich zwischen 70 und 85 ml/g bewegt. Der Nährstoffbedarf betrug $18 \text{ g P}_2\text{O}_5/\text{kg BSB}_5$ - Zulauf und $40 \text{ g N}/\text{kg BSB}_5$ - Zulauf, die Zugabe von Harnstoff als Stickstoffquelle wurde inzwischen durch die Einspeisung von Kondensaten der 1. Verdampfungsstufe ersetzt, die einen Gehalt von 3 bis 4 g N/l aufweisen. Das Abwasser wird über einen Wärmetauscher geführt, sodaß im Fermenter eine Temperatur von 20°C erzielt wird. Die Sauerstoffzufuhr erfolgt durch Druckluftbelüftung. Berichte über Erfahrungen von anderen Fabriken, sowie über Geruchsentwicklung bei Stapelung des solcherart teilgereinigten Abwassers liegen noch nicht vor. Aus mündlichen Berichten (ERFTGEBIET 1975) geht hervor, daß der pH des Kreislaufwassers von 10 - 11 zuerst in einem Pufferbecken (Aufenthaltszeit ca. 5 d) durch anaerobe Gärvorgänge auf ca. 7 gesenkt werden muß, bevor die Reinigung im Fermenter möglich ist.

Auf der Hauptversammlung des Vereins Deutscher Zuckertechniker wurden zu diesem Verfahren folgende Bemerkungen

gemacht (ZUCKER 1975)*. Metz meint, die Schlammprobleme scheinen noch nicht vollauf gelöst zu sein; außerdem gingen neue Vorschläge dahin, diese Hochlastanlagen über kleine Rechner oder Computer zu steuern. Schneider berichtet, daß bei möglichst vollständiger Rücknahme mit Hilfe des Tirlemont-Verfahrens immer noch ein Stapelteich von ca. 1000 % a.R. erforderlich sei.

Zusammenfassend kann zu diesen Hochlastverfahren zur Teilreinigung gesagt werden, daß zwar noch wenige Betriebserfahrungen vorliegen, aber in Zukunft in zweierlei Fällen günstige Anwendungsmöglichkeiten bestehen. Erstens kann das teilgereinigte Abwasser während der Kampagne einer kommunalen Kläranlage zugeführt werden, ohne daß diese für den Rest des Jahres weit überdimensioniert sein muß. Zweitens treten bei der Stapelung des teilgereinigten Abwassers vermutlich keine Geruchsprobleme auf. Zumindest kann eine eventuell erforderliche Stapelteichbelüftung kleiner dimensioniert werden als bei unbehandeltem Abwasser.

* Diskussion zu HOFMANN-WALBECK (1975)

6. Entwicklung eines neues Systems für die Abwasserreinigung

6.1 Ausgangssituation und Problemstellung

Für eine Zuckerfabrik, die an einem sehr kleinen Vorfluter liegt und einen Grundwasserverbrauch bzw. Abwasseranfall von ca. 40.000 m³/d besitzt, mußte ein Abwasserreinigungsverfahren gefunden werden, das folgende Forderungen erfüllt:

- Sanierung der Vorflutverhältnisse durch biologische Reinigung der Abwässer
- Geringer Flächenbedarf, da die Fabrik mitten in einem fruchtbaren Gebiet liegt
- Möglichkeit einer wesentlichen Reduktion der Grundwasserentnahme
- Vermeidung von Geruchsemissionen

6.2 Das Wasserschema der Fabrik

Die Fabrik verarbeitet zur Zeit etwa 7000 t Rüben/d. Es handelt sich um eine Weißzuckerfabrik mit Dünnsaftenthärtung und Quentinanlage. Von insgesamt drei Kondensatoren wird einer über einen Fallwasserkreislauf mit Kühlturm betrieben. Das Fallwasser der beiden anderen Kondensatoren wird für die Rübenschwemme, bei Wasserknappheit auch für die Rübenwäsche, verwendet. Die Rübenwaschmaschine wird normalerweise mit Grundwasser beschickt, wobei die Abwässer der Düsenwäsche in die Waschmaschine zurückgenommen werden. Das Abwasser wird mechanisch gereinigt und fließt dann in den Vorfluter. Die Absetzanlage müßte für die Errichtung eines Schwemmwasserkreislaufes umgebaut werden, um einen höheren Wirkungsgrad zu erreichen.

Schwemm- und Waschwasserkreislaufes gewesen. Doch erhebt sich damit gleich die Frage nach der weiteren Abwasserbehandlung. Selbst bei einem belüfteten Abwasserteich müßte man mit einer Teichfläche von ca. 20 ha rechnen (Abwasseranfall 100 % a.R., 80 d Kampagnedauer, 2,5 m Wassertiefe). Im Jahre 1972 war dies die einzige Abwasserbehandlung, die auf relativ kleiner Fläche eine zuverlässige und weitgehend geruchsfreie Reinigung gewährleistet.

Nun hatte die Fabrikleitung diese Fläche nicht zur Verfügung und war allen Lösungsvorschlägen sehr aufgeschlossen, die nur geringe innerbetriebliche Veränderungen voraussetzten.

Aus diesem Grunde entschied sich das Unternehmen, die direkte aerobe biologische Reinigung des anfallenden Abwassers in einer Langzeitbelebungsanlage auf ihre Anwendbarkeit prüfen zu lassen. Folgende Argumente sprachen für diese Lösung, wenn sich das Verfahren als zuverlässig und wirtschaftlich den anderen Methoden der Abwasserreinigung vergleichbar erweisen sollte:

- Schutz des Gewässers durch geringe Ablaufverschmutzung (z.B. $BSB_5 < 30 \text{ mg/l}$)
- Geringer Platzbedarf (2 - 3 ha)
- Biologisch gereinigtes Wasser kann für viele Bereiche der Fabrik das Frischwasser ersetzen (Rücknahmemöglichkeit und damit Verminderung des Grundwasserbedarfes)
- Keine wesentlichen innerbetrieblichen Änderungen erforderlich
- Abwasserreinigung mit Kampagneende abgeschlossen
- Energiebedarf kann zur Gänze mit billigem Eigenstrom gedeckt werden
- Keine Geruchsbelästigung durch Stapelteiche

7. Versuche zur direkten aeroben biologischen Reinigung von frischem Zuckerfabriksabwasser

7.1 Das Versuchsprogramm

Von Seiten des Gewässerschutzes war ein möglichst rasches Vorgehen geboten. Auf der anderen Seite ist die Frage der Betriebssicherheit eines derartigen Verfahrens zur Abwasserreinigung von ebensolcher Wichtigkeit wie ein hoher Reinigungsgrad. Die Vorgangsweise wird weiters dadurch bestimmt, daß pro Jahr nur 2 bis 3 Monate - die Dauer der Kampagne - zu Versuchen zur Verfügung stehen.

Auf Grund dieser Überlegungen ergab sich vorerst folgendes Untersuchungsprogramm:

1. Jahr (halbe Kampagne): orientierende Laborversuche
2. Jahr: halbtechnische Versuche (Belebungsbecken 2 m^3)
3. Jahr: technische Versuche (Belebungsbecken 80 m^3)
4. Jahr: Wiederholung der technischen Versuche zur Überprüfung der Ergebnisse.

Da im dritten Jahr Schwierigkeiten mit der Schlammbeschaffenheit auftraten, wurde das Verfahren teilweise abgeändert, dadurch verlängerte sich der Versuchszeitraum um ein Jahr. Die relativ lange Versuchszeit hat dafür eine Reihe von Sonderuntersuchungen ermöglicht, die die Probleme eines künftigen Kreislaufes mit biologisch gereinigtem Abwasser betreffen. Außerdem wurde ein guter Aufschluß über die Schwankungsbreite der Abwasserbeschaffenheit gewonnen, was für eine richtige Dimensionierung einer Großanlage besonders wichtig ist.

7.2 Orientierende Laborversuche

Die Entscheidung über den einzuschlagenden Weg zur Abwasserreinigung fiel erst während der Kampagne 1972. Die zweite Kampagnenhälfte wurde daher für Versuche im Labor des Institutes für Wasserversorgung, Abwasserreinigung und Gewässerschutz genützt.

Diese Versuche wurden von MATSCHE (1972) durchgeführt. Das Rohabwasser ist ca. 1,5 bis 2 mal so stark verschmutzt wie häusliches Abwasser. Die Reinigungsleistung des Verfahrens sollte sowohl hoch als auch stabil sein, wobei damit gerechnet werden muß, daß starke Konzentrationschwankungen im Abwasser auftreten. Aus diesen Überlegungen ergab sich für die Abwässer einer Zuckerfabrik von vornherein die Entscheidung, schwach belastete Belebungsanlagen mit langer Belüftungszeit auf ihre Brauchbarkeit zu überprüfen.

7.2.1 Versuchsdurchführung

Die Versuche wurden in zwei unabhängig voneinander betriebenen Laborversuchsanlagen durchgeführt.

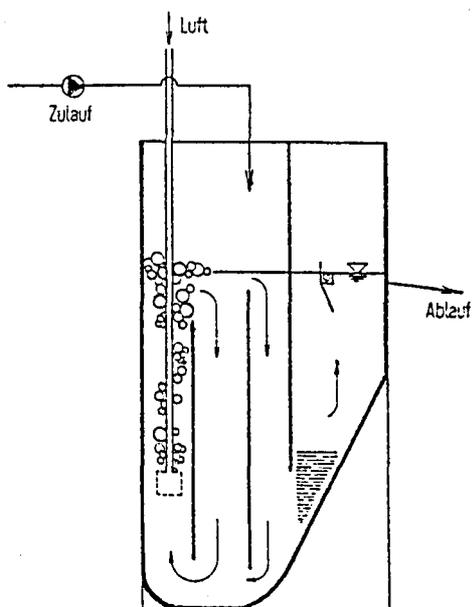


Abb. 7 - 1: Laborbelebungsanlage (V = 10 l)

Anlage 1:

Die Anlage wurde zu Beginn der Versuche mit Impfschlamm aus der Kläranlage Wien-Blumental (etwa 1 g/l) versetzt und 12 Tage mit einer Belüftungszeit (mittlere Aufenthaltszeit des Abwassers im Belebungsbecken) von 24 Stunden betrieben. Nach einer anfänglich sehr guten Reinigungsleistung (Ablauf $BSB_5 < 30$ mg/l) verschlechterten sich die Ablaufwerte gegen Ende der Versuche. Diese Verschlechterung wurde vor allem durch Adaptationsvorgänge der Belebtschlammorganismen hervorgerufen. Tote Bakterien wurden abgestoßen und erhöhten die Schmutzkonzentration im Ablauf.

In einer weiteren Versuchsphase wurde die Anlage mit bereits an das Zuckerfabriksabwasser adaptiertem Schlamm beimpft und mit einer Belüftungszeit von 12 Stunden betrieben. Schon nach einigen Tagen konnten niedrige Ablaufkonzentrationen erzielt werden.

Anlage 2:

Über den gesamten Versuchszeitraum von 22 Tagen wurde diese Anlage mit einer Belüftungszeit von 24 Stunden betrieben. Da kein Impfschlamm bei der Inbetriebnahme zugegeben wurde, mußte sich erst während des Versuches ein geeigneter Belebtschlamm bilden. Bereits nach 5 Tagen waren die Abbauergebnisse zufriedenstellend, obwohl die Schlammkonzentration im Belebungsbecken noch unter 0,5 g/l lag. Auch mit zunehmender Schlammkonzentration blieben die Ablaufwerte in der gleichen Größenordnung (~ 50 mg BSB_5 /l) und konnten gegen Ende der Versuche (21. und 22. Versuchstag) nach erfolgtem Überschußschlammabzug sogar noch gesenkt werden.

Um möglichst frisches Abwasser zur Verfügung zu haben wurde 3 mal wöchentlich der Zulauf erneuert. Wie sich später

herausstellte, hat die Standzeit des Rohabwassers von ein bis drei Tagen bereits Veränderungen der Abwasserzusammensetzung bewirkt.

Die Versuchsdauer war mit 22 Tagen sehr kurz.

Die Laborversuche sollten vor allem qualitative Aufschlüsse über das Reinigungsergebnis liefern.

Zusammenstellung der Ergebnisse

Tabelle 7-1

Größe	Dim.	Anlage 1		Anlage 2
		1. Periode	2. Periode	
q_R	$m^3/m^3 \cdot d$	1,0	2,0	1,0
t	h	24	12	24
Zulauf COD	mg/l	950	950	950
BSB ₅	mg/l	530	530	530
TOC	mg/l	320	320	320
Ablauf COD	mg/l	150	150	200
BSB ₅	mg/l	20	50	40
TOC	mg/l	40	90	80
Abbau COD	%	80	80	75
BSB ₅	%	90	90	90
TOC	%	80	70	80
B_R -COD	$kg/m^3 \cdot d$	0,95	1,9	0,95
B_R -BSB	$kg/m^3 \cdot d$	0,53	1,1	0,53
B_R -TOC	$kg/m^3 \cdot d$	0,32	0,64	0,32

7.2.2 Reinigungsleistung

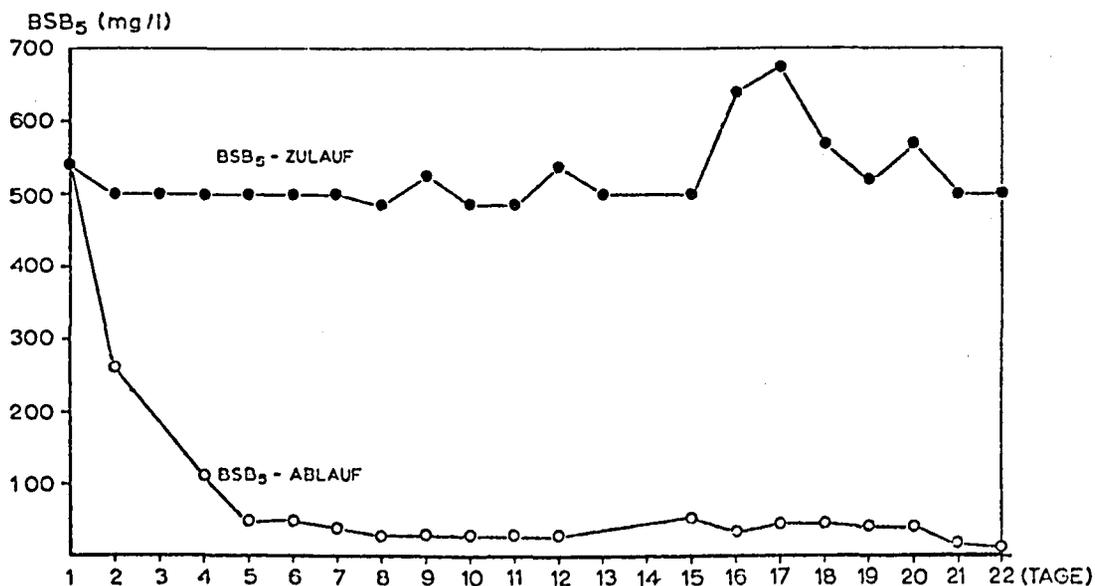


Abb. 7 - 2: BSB₅-Abbau, Anlage 2

Die aerobe biologische Reinigung nach dem Belebungsverfahren mit einem Tag Aufenthaltszeit und selbstgebildetem Schlamm führt zu einer stabilen Reinigungsleistung von über 90 % BSB₅-Abbau.

7.2.3 Schlammeigenschaften

Der Belebtschlamm aus einer kommunalen Kläranlage, mit dem Anlage 1 beimpft wurde, konnte sich nicht an das Abwasser adaptieren. Nach ca. 10 Tagen kam es zu einer langsamen Auflösung des Schlammes.

In der Anlage 2 bildete sich von selbst ein ausgesprochener Blähschlamm (Abb. 7-3) mit einem Schlammindex von z.T. > 500 ml/g.

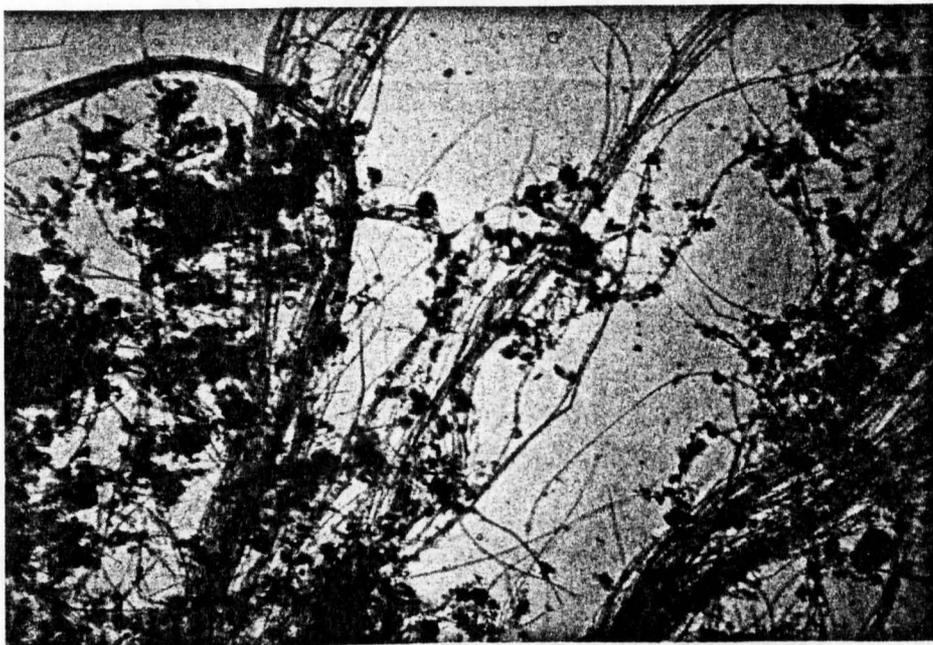


Abb. 7 - 3: Belebtschlamm aus Anlage 2 (Vergrößerung ~ 50 x)

7.3 Halbtechnische Versuche (Kampagne 1973)

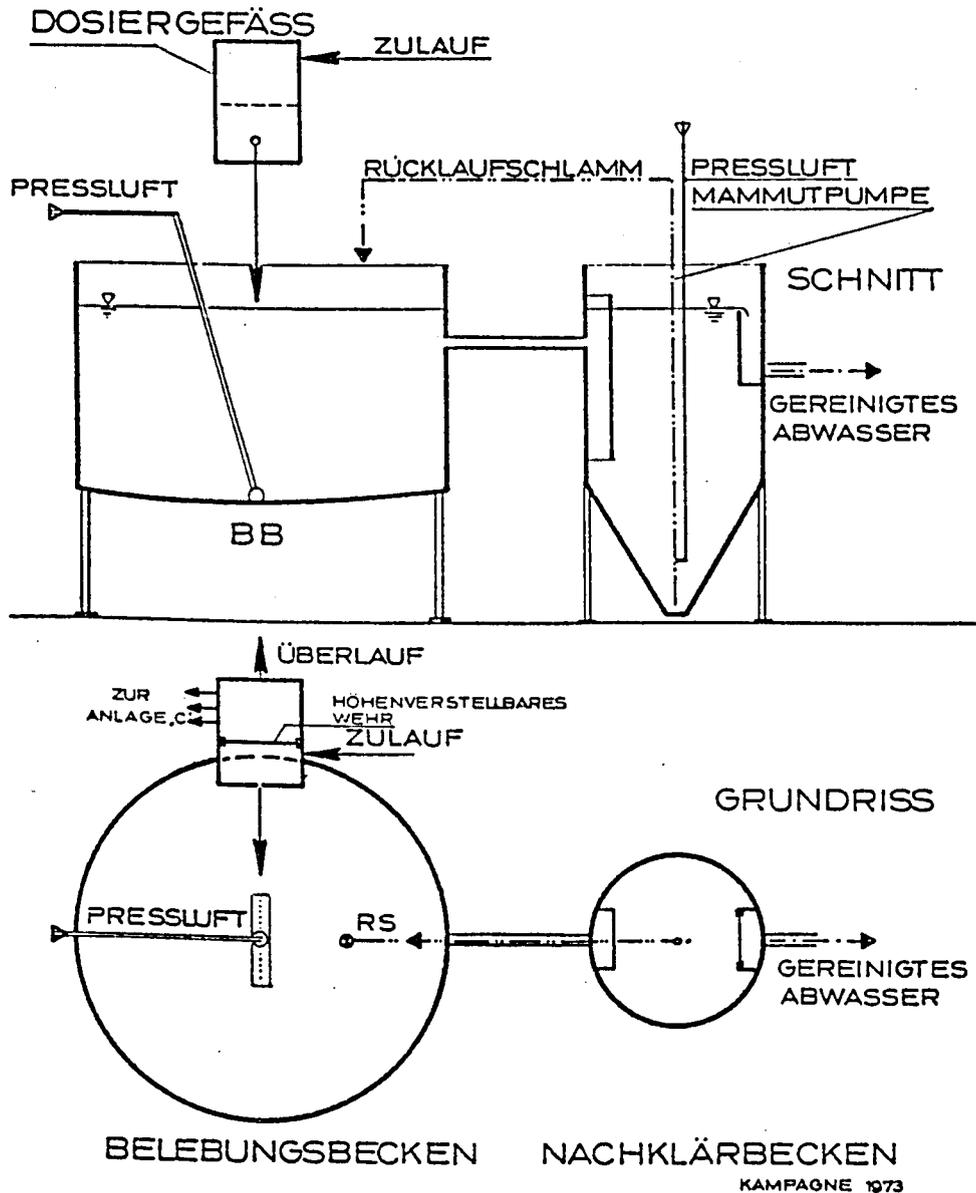
Wegen der gleichmäßig guten Abbauergebnisse in der Laboranlage 2 im Jahr 1972 wurde in der Kampagne 1973 eine halbtechnische konventionelle Belebungsanlage betrieben.

Auf Grund der schlechten Schlammeigenschaften wurde auch noch ein zweites System in halbtechnischem Maßstab untersucht, wobei die folgenden Überlegungen angestellt wurden. Es ist bekannt, daß kurze anaerobe Phasen des Belebtschlammes mitunter bei der Bekämpfung von Blähschlamm mit Erfolg angewandt wurden. Die Nachklärbecken müssen bei schlecht absetzendem Schlamm sehr groß dimensioniert werden, was sehr hohe Kosten verursacht. Es wurde daher eine Anlage errichtet, bei der drei intermittierend beschickte Behälter abwechselnd als Belebungsbecken und Nachklärbecken betrieben wurden.

7.3.1 Konventionelle Belebungsanlage

Die in Abb. 7-4 dargestellte Anlage wurde auf dem Fabrikgelände betrieben und direkt mit dem mechanisch geklärten Abwasser beschickt.

Abb. 7-4: Schematische Darstellung in Grundriß und Schnitt



Technische Daten der Anlage

Volumen Belebungsbecken $V_{BB} = 2 \text{ m}^3$

Oberfläche Nachklärbecken $O_{NB} = 0,5 \text{ m}^2$ ($\emptyset = 0,8 \text{ m}$)

Oberflächenbeschickung $q_R = 0,195 \text{ m/h}$

7.3.1.1 Versuchsdurchführung, Zusammenstellung der Ergebnisse

Die Beschickung der Versuchsanlage begann, als die Fabrik die Rübenschwemmanlage (Elfa-Anlage) in Betrieb nahm. Mit Ende der Eigenstromversorgung wurden auch die Versuche abgebrochen.

Die Sauerstoffzufuhr erfolgte durch grobblasige Belüftung mit Preßluft aus der Fabrik. Das Belebungsbecken war zu Beginn der Versuche mit Reinwasser gefüllt. Weder zu Beginn noch später wurde etwas anderes als Abwasser zugegeben.

Niedrige Außentemperaturen in der zweiten Oktoberhälfte führten zu einem starken Absinken der Temperatur des Belebtschlammes. Am 28. Oktober erreichte die Beckentemperatur das Minimum von $7,5^{\circ}$ C. Der relativ rasche Temperaturabfall dürfte zu Anpassungsschwierigkeiten der Bakterien geführt haben. Verstärkt wurde der Effekt wahrscheinlich noch durch den gleichzeitigen Anstieg der Konzentration des Abwassers. Insgesamt waren die Bedingungen während des Einarbeitens nicht optimal.

Nach dem 10.11.1973 begann die Anlage sehr zufriedenstellend zu arbeiten, was an den geringen Ablauf-Konzentrationen ersehen werden kann (Abb. 7-5, 6, 7).

Ende November und im Dezember war die Sauerstoffversorgung des belebten Schlammes oft nicht ausreichend. Sehr niedrige O_2 -Gehalte (0,1 - 0,8 mg/l) führen zu einem Absterben der bakterienfressenden Protozoen und das bewirkt eine Trübung und Verschlechterung des Ablaufes durch freischwebende Bakterien. Dies kann als Erklärung der schlechteren Ablaufergebnisse im Dezember dienen. Deutlich konnte dies auch an einem Rückgang der Sichttiefe im Nachklärbecken festgestellt werden.

Zusammenstellung der Ergebnisse

In den folgenden Tabellen wird unterschieden zwischen dem Kampagnedurchschnitt (1. bis letzter Tag) und der Zeit vom 10.11. bis 3.12. in der keine betrieblichen Mängel aufgetreten sind.

Tabelle 7 - 2:

Größe	Dim.	gesamte Kampagne 15.10.-24.12.73			10.11.-3.12.73		
		M	s	n	M	s	n
q_{Rt}	$m^3/m^3 \cdot d$ h	0,88 27	(0,2)*		0,88 27		
Zulauf COD	mg/l	1007	282	51	981	462	22
BSB ₅	mg/l	490	142	50	462	125	22
TOC	mg/l	387	125	68	355	102	22
Ablauf COD	mg/l	168			89	64	24
BSB ₅	mg/l	37	36	50	12	4	21
TOC	mg/l	70			32	17	22
Abbau COD	%	82	11	47	90	9	23
BSB ₅	%	92	7	45	97	1	21
TOC	%	82	11	63	90	7	20
B_{R-BSB}	$kg/m^3 \cdot d$	0,43	0,12	51	0,41	0,11	22
B_{R-COD}	$kg/m^3 \cdot d$	0,88	0,25	50	0,86	0,41	22
TS_R	kg/m^3	7,0	1,0	30	7,3	0,6	9
oTS_R	kg/m^3	3,0	-	-	3,1	-	-
B_{TS-COD}	$kg/kg \cdot d$	0,16	0,08	29	0,12	0,03	9
$B_{oTS-COD}$	$kg/kg \cdot d$	0,29	-	-	0,28	-	-
\bar{U}_R	$kg/m^3 \cdot d$	0,28	-	-	0,36	-	-
OV_R	$kg/m^3 \cdot d$	0,56	0,12	21	0,56	0,12	7
T Zulauf	° C	25	4	75	25	3	20
T BB	° C	15,7	-	-	15,8	2,25	24

* Geschätzte Ungenauigkeit durch Mängel der Dosiereinrichtung

7.3.1.2 Reinigungsleistung

In der rechten Spalte ist der maximal erreichte Abbau angegeben, der sich bei störungsfreiem Betrieb ergeben hat. Die mittlere Reinigungsleistung über die gesamte Kampagne ist durch mehrere Betriebsstörungen verfälscht. In erster Linie war festzustellen, daß der Ablauf sofort schlechter wurde, wenn im Nachklärbecken Ablagerungen auftraten. Die Schlammablagerungen gingen sehr schnell in Fäulnis über, was an ihrer dunkelgrauen bis schwarzen Farbe und dem typischen Geruch nach Schwefelwasserstoff erkennbar war. Dieses Problem tritt bei maschineller Schlammräumung des Nachklärbeckens kaum auf, dennoch sollte ein hohes Rücklaufverhältnis angestrebt werden, um die sauerstofffreien Perioden im Schlamm möglichst kurz zu halten.

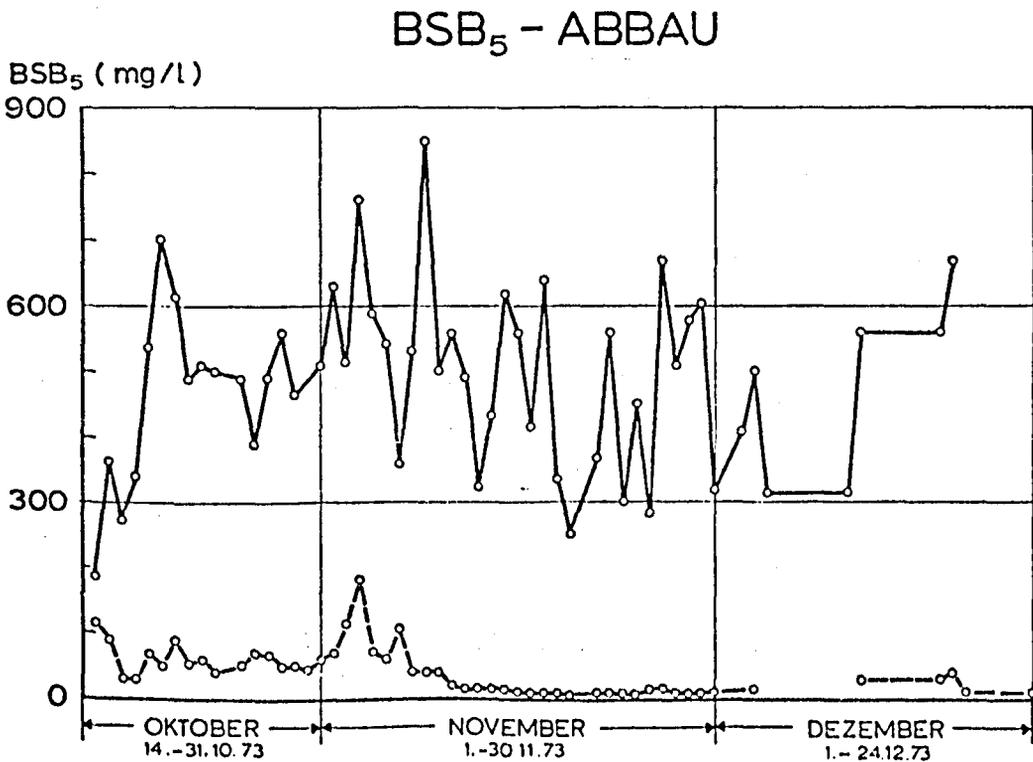


Abb. 7 - 5: BSB₅-Abbau. Halbtechnische Versuche 1973

COD-ABBAU

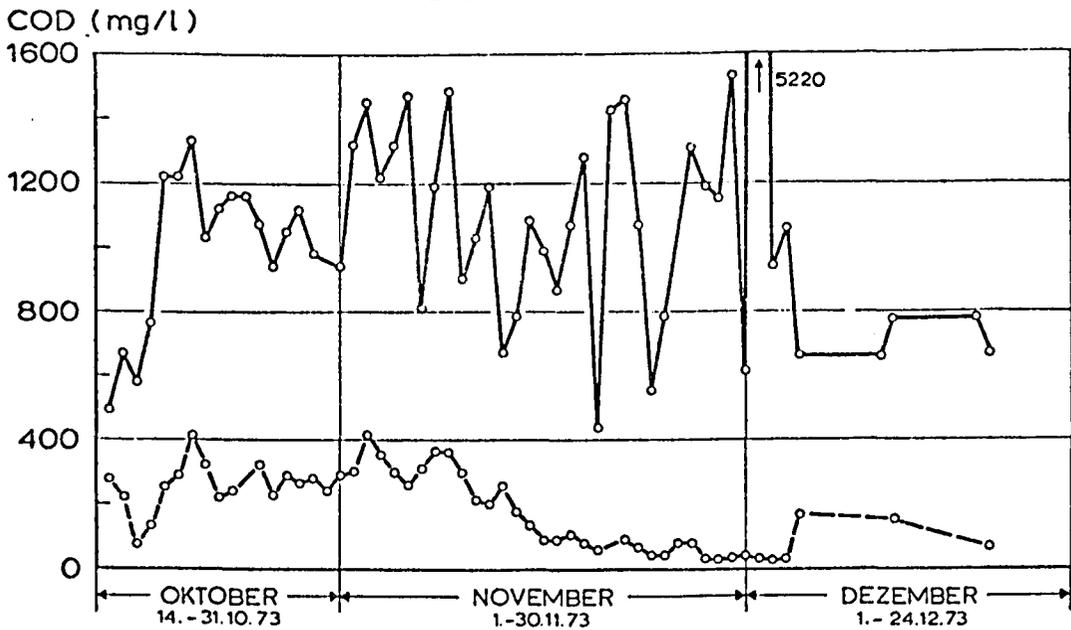


Abb. 7 - 6: COD-Abbau. Halbtechnische Versuche 1973

TOC-ABBAU

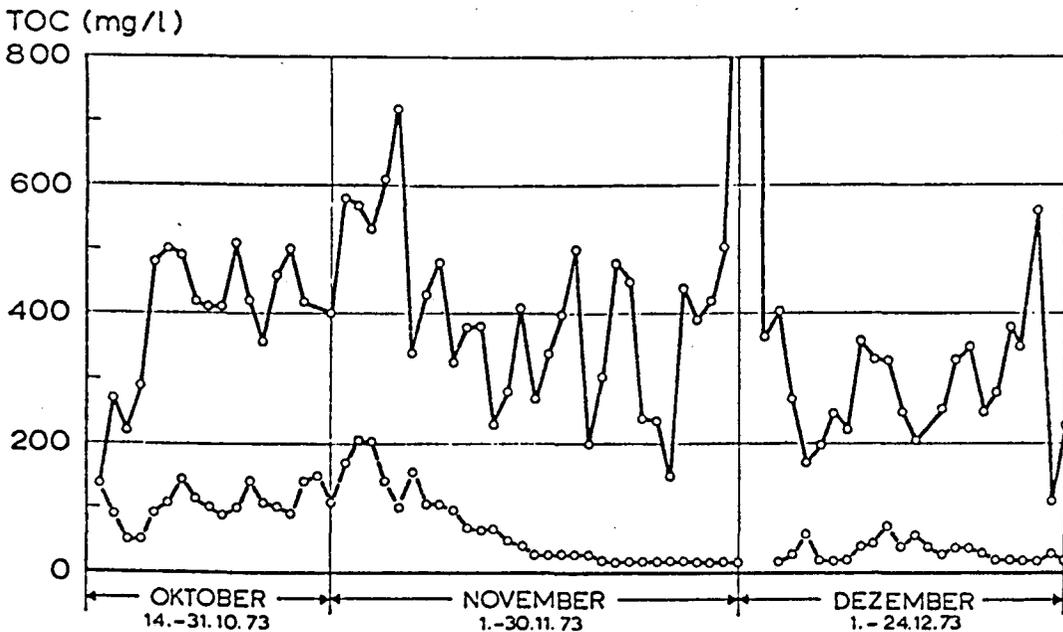


Abb. 7 - 7: TOC-Abbau. Halbtechnische Versuche 1973

7.3.1.3 Schlammigenschaften, Sinkgeschwindigkeit

Die Ergebnisse der Laborversuche 1972 ließen die Bildung von Blähschlamm erwarten. Wie mehrmalige mikroskopische Untersuchungen zeigten und wie am SchlammindeX (I_{SV}) zu ersehen ist (I_{SV} im Mittel 123 ml/g), trat während der Kampagne kein Blähschlamm auf.

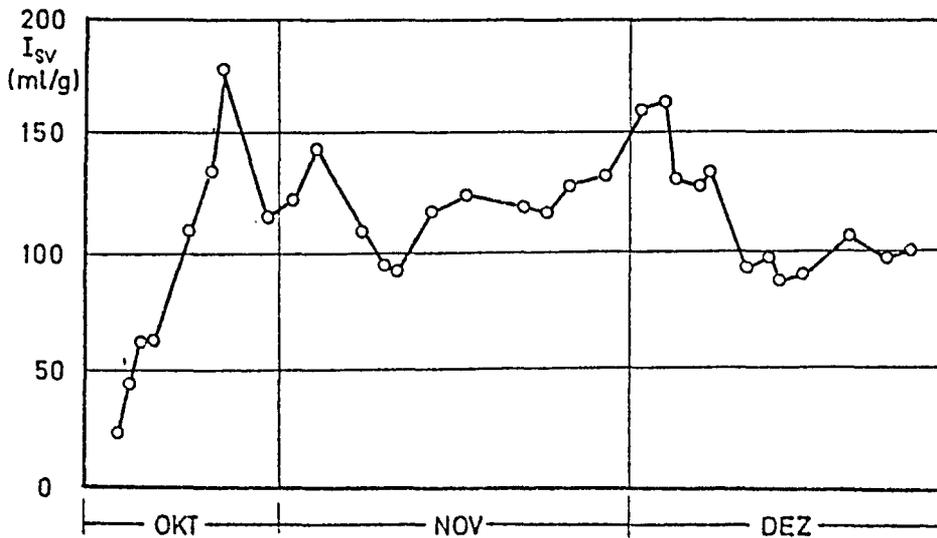


Abb. 7 - 8: SchlammindeX I_{SV} . Halbtechnische Versuche 1973

Der höchste Wert $I_{SV} = 165$ ml/g ergab sich zu einer Zeit ungenügender O_2 -Zufuhr. Wie die mikroskopische Aufnahme zeigte, sind fadenförmige Organismen nur vereinzelt vertreten.

Das Vorhandensein vom Wimpertierchen (*Aspicisca*, *Vorticella*) und Rädertierchen ist ein Zeichen für eine gute Ablaufqualität. Bei der laufenden mikroskopischen Kontrolle des Belebtschlammes konnte festgestellt werden, daß mit zunehmender Kampagnedauer die Anzahl der Rädertierchen anstieg, und die der Wimpertierchen abnahm.

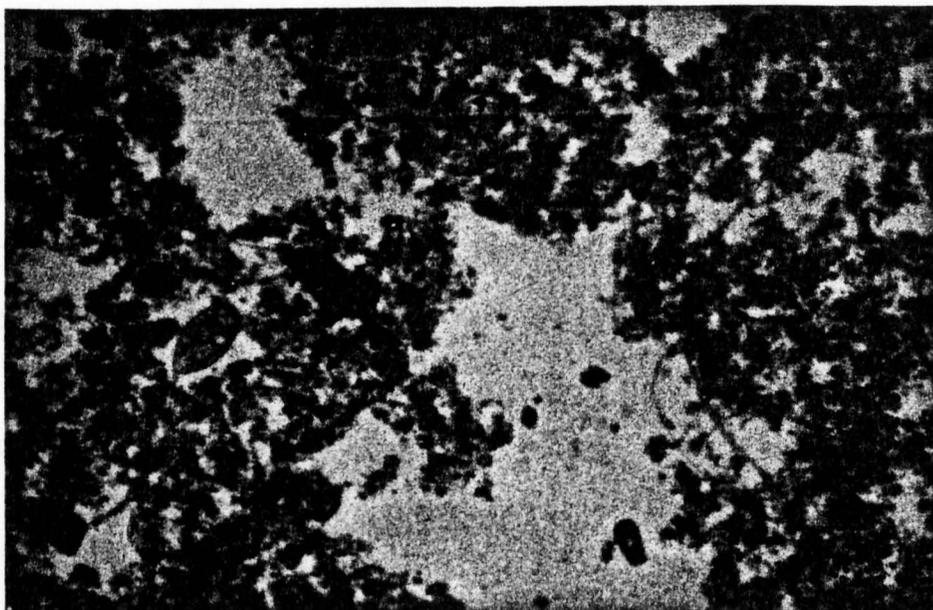


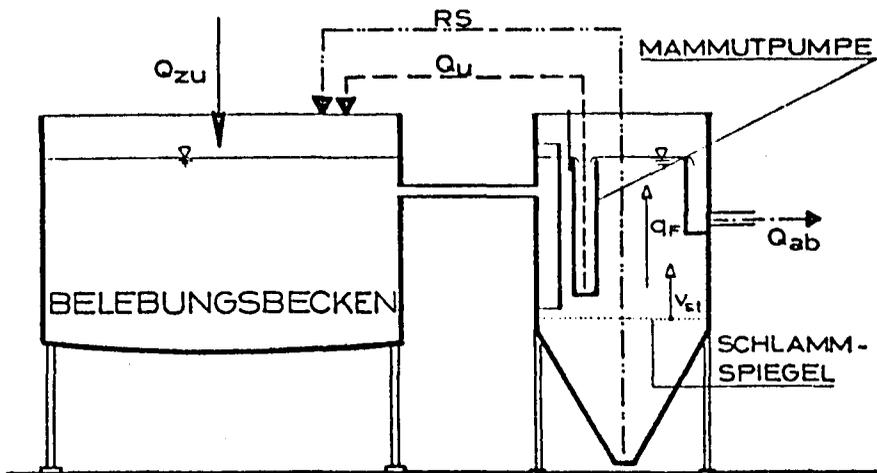
Abb. 7 - 9: Belebtschlamm vom Dezember 1973

Das unerwartete Fernbleiben des Blähschlammes wurde auf das frische Abwasser (im Gegensatz zum angefaulten Abwasser bei den Laborversuchen 1972) zurückgeführt.

Für die Dimensionierung der Nachklärbecken ist die Sinkgeschwindigkeit des Schlammes ein wichtiger Parameter. Um nähere Aufschlüsse über die diesbezüglichen Schlamm-eigenschaften zu erhalten, wurde Mitte November eine Mammutpumpe im Nachklärbecken montiert, mit der es möglich war, die hydraulische Belastung (Flächenbeschickung q_F) beliebig zu erhöhen. Zunächst wurde q_R von 0,2 m/h auf 0,4 m/h erhöht. Es zeigte sich, daß dies ohne Einfluß auf die Wirkung des Nachklärbeckens blieb.

In zwei Versuchen wurde nun die Belastung des Nachklärbeckens durch sukzessives Erhöhen der ins Belebungsbecken zurückgepumpten Wassermenge Q_u solange erhöht, bis ein deutliches (meßbares) Steigen des Schlammspiegels eintrat. Man

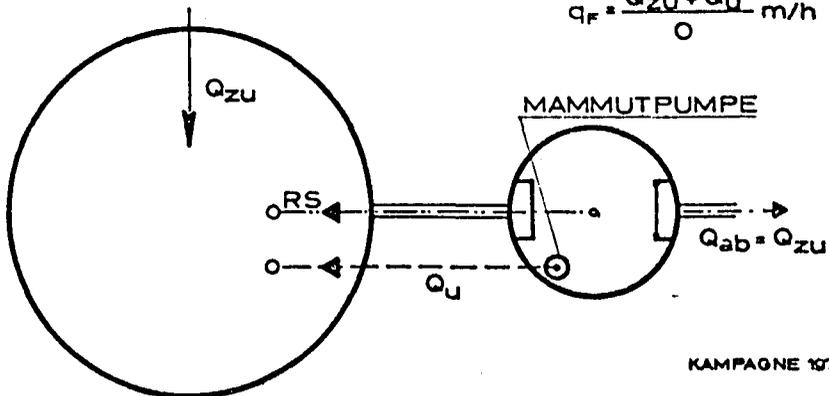
kann nun die Steiggeschwindigkeit des Wassers q_R berechnen. Zieht man von dieser Geschwindigkeit die gemessene Steiggeschwindigkeit v_{sp} des Schlammspiegels ab, so erhält man die Sinkgeschwindigkeit v_s des Schlammes. Diese ergab sich in zwei unabhängigen Versuchen am 16. und am 23.12. zu je ca. 1,6 m/h und damit wesentlich höher als erwartet.



NB: $\varnothing = 80 \text{ cm}$

$O = 0,5 \text{ m}^2$

$$q_F = \frac{Q_{zu} + Q_u}{O} \text{ m/h}$$



KAMPAONE 1973

Versuchsanordnung zur Ermittlung der Sinkgeschwindigkeit

7.3.1.4 Überschlußschlammproduktion

Der Schlammzuwachs betrug fast konstant über die Kampagne $\dot{U}S_R = 0,28 \text{ kg TS/m}^3$ Belebungsbecken.Tag. Der spezifische Schlammfall je kg BSB_5 -Abbau lautet

$$\frac{\dot{U}S_R}{\eta B_R} = \frac{0,28}{0,92 \cdot 0,57} = 0,53 \text{ kg TS/kg } BSB_5\text{-Abbau}$$

Der organische Trockensubstanzgehalt betrug ca. 40 %, d.h. das spezifische Schlammwachstum betrug

$$0,53 \cdot 0,4 = 0,212 \text{ kg org. TS/kg } BSB_5\text{-Abbau}$$

$$\text{Schlammalter } t_s = \frac{TS_R}{US_R} = \frac{7,0}{0,28} = 25 \text{ d}$$

Eine überschlägige Berechnung des zu erwartenden Schlamm-anfalls ergibt

$$40000 \cdot 0,28 = 11200 \text{ kg TS/d oder } 0,18 \% \text{ a.R.}$$

Für die Schlammabeseitigung gibt es mehrere Möglichkeiten. Am günstigsten erscheint es, den Überschlußschlamm gemeinsam mit dem Erdschlamm (8 - 13 % a.R.) in den Auflandeteichen abzulagern. Dabei kann man den Schlamm entweder direkt auf die Teiche pumpen oder in den Zulauf zu den Absetzbecken. Im zweiten Fall gelangt der Überschlußschlamm gemeinsam mit dem Erdschlamm auf die Teiche.

Der Feststoffgehalt des Überschlußschlammes ist sehr niedrig, d.h. man müßte viel Wasser von den Auflandeteichen wieder durch die Kläranlage nehmen. Aus diesem Grunde wurde untersucht, ob ein gemeinsames Absetzen von Erd- und Überschlußschlamm in den Absetzbecken sich nicht als günstiger erweist.

Die Versuche dazu brachten folgendes Ergebnis:

Rohabwasser	: Belebtschlamm	(1)	(2)
100	10	34	80
100	5	15	40
100	2,5	5	20

- (1) Schlammvolumen des Belebtschlammes in der Absetzprobe durch Mischung aus Rohabwasser und Belebtschlamm.
Schlammvolumen des Rohabwassers allein 20 ml/l (1/2 h Absetzzeit, 1 l Standzylinder)
- (2) Schlammvolumen des Belebtschlammes bei Verdünnung mit Reinwasser statt mit Rohabwasser

Aus diesen Untersuchungen geht hervor, daß ein gemeinsames Absetzen von Überschußschlamm und Rohabwasser günstig ist. Der Überschußschlamm sollte daher in den Zulauf der Absetzbecken gepumpt werden und nicht direkt auf die Auflandeteiche.

Das tatsächlich zu erwartende Verhältnis von Rohabwasser zu Überschußschlamm wird etwa 100 : 4 betragen. Bereits nach einer halben Stunde Absetzzeit wird das Volumen von 1 l Belebtschlamm nur mehr ca. 300 ml einnehmen, d.h. mindestens 70 % des Überschußschlammwassers gelangen nicht zu den Auflandeteichen sondern gleich wieder in die Kläranlage.

7.3.1.5 Sauerstoffverbrauch

In Abständen von zwei bis drei Tagen wurde der Sauerstoffverbrauch der Mikroorganismen gemessen. Dabei wurde jeweils

die Grundatmung, die Substratatmung und die Maximalatmung (Atmung bei Nährstoffüberangebot) gemessen.

Tabelle: O₂-Verbrauch der Mikroorganismen in mg O₂/l.h

	Grund- atmung	Substrat- atmung (OV)	Maximal- atmung
Mittel	14,5	23,4	63
min	8	14	28
max	27	34	142

Die Substratatmung stellt den Sauerstoffverbrauch OV im Belebungsbecken dar. Es läßt sich damit der spezifische Sauerstoffverbrauch je kg abgebauten Substrates berechnen.

$$\frac{OV_R}{nB_R} = \frac{23,4 \cdot 24}{0,92 \cdot 570} = \frac{562}{524} = 1,07 \text{ kg O}_2/\text{kg BSB}_5\text{-Abbau}$$

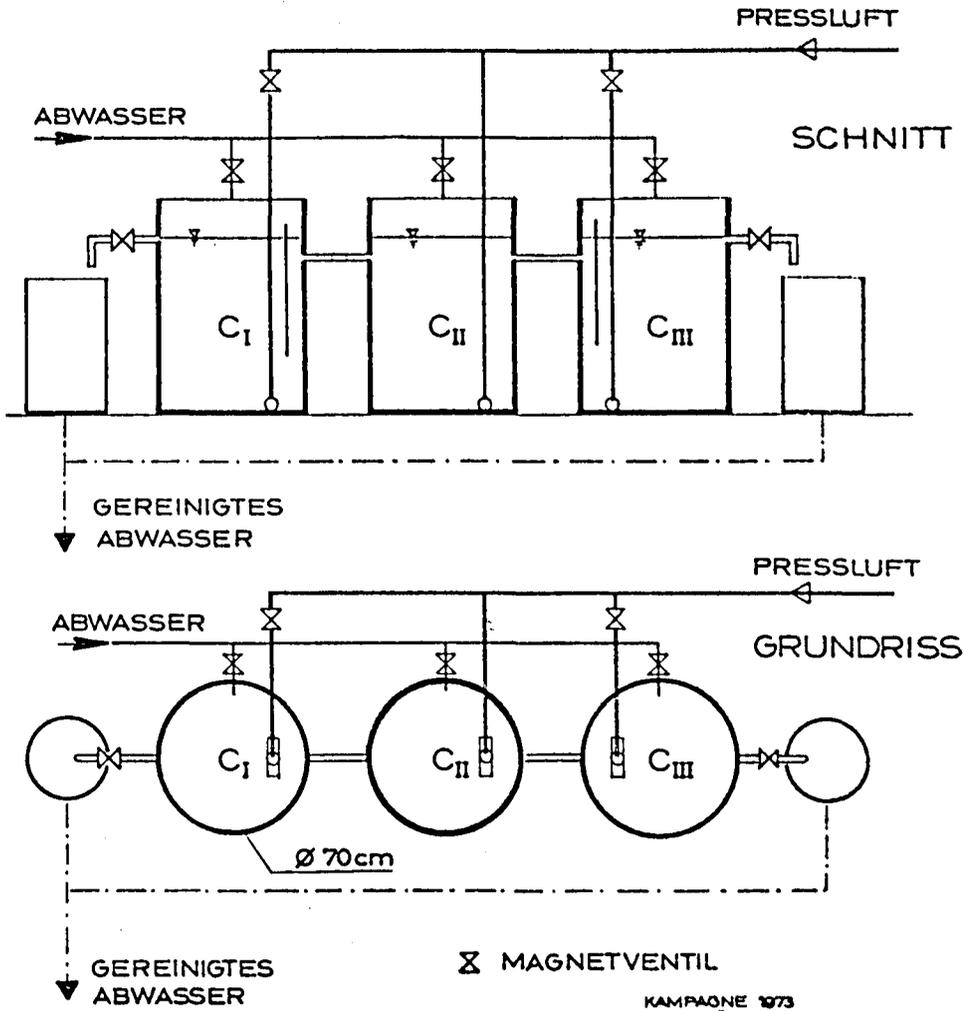
$$\frac{OV_R}{nB_{R-COD}} = \frac{562}{0,83 \cdot 1150} = 0,59 \text{ kg O}_2/\text{kg COD-Abbau}$$

7.3.1.6 Zusammenfassung

Die Versuche im halbtechnischen Maßstab mit einem Tag Aufenthaltszeit im Belebungsbecken führten zu guter Reinigungsleistung (Ablauf BSB₅ < 20 mg/l) und die Schlammeeigenschaften erwiesen sich als überraschend gut. Im Mikroskop waren nur wenige Fäden zu beobachten.

7.3.2 Zyklisch beschickte und belüftete Anlage
mit drei Becken, ohne Schlammrückführung

Abb. 7-10 Schematische Darstellung in Grundriß und Schnitt



Schaltschema für die Becken (ein Zyklus)

Intervall	4 h	1,5 h	4 h	1,5 h
Becken				
C _I	BB _I	O	NB	NB
C _{II}	BB _{II}	BB _I	BB _{II}	BB _{II}
C _{III}	NB	NB	BB _I	O

Erklärung:

- BB_I Belebungsbecken 1. Stufe (Abwasserzugabe u. Belüftung)
 BB_{II} Belebungsbecken 2. Stufe (nur Belüftung Zulauf von BB_I)
 NB Nachklärbecken (Absetzen, Ablauf)
 O Absetzen, kein Ablauf, keine Belüftung

Zulauf: ca. 600 l/d

Aufenthaltszeit im Belebungsbecken theoretisch: 1 Tag

7.3.2.1 Versuchsablauf

Die Anlage ging zugleich mit Kampagnebeginn in Betrieb. Nach anfänglichen Schwierigkeiten mit der Abwasserdosierung lief die Anlage bis zum 11.12.1973 ununterbrochen und bis Anfang Dezember mit unveränderter Zeitintervallschaltung.

7.3.2.2 Reinigungsleistung

Als Kennzeichen für den Abbau sei hier der BSB₅-Abbau angeführt:

BSB₅-Ablauf 124 ± 74 mg/l (44 Werte)

BSB₅-Abbau 75 %

Die Reinigungsleistung dieser Anlage war wesentlich schlechter als die des konventionellen Belebungsverfahrens.

7.3.2.3 Schlammeigenschaften

Die Schlammeigenschaften waren gut und gleichmäßig

$$I_{SV} = 80 \pm 8 \text{ ml/g}$$

Die Trübe des Ablaufes, und damit die schlechten Abbauergebnisse dürften in der Schlammzusammensetzung ihre Ursache haben. Durch die anaeroben Verhältnisse in den unbelüfteten Becken werden in erster Linie die Protozoen geschädigt, welche sich von den freischwebenden Bakterien ernähren. Die Einarbeitungszeit dauerte wesentlich länger als beim konventionellen Verfahren. Durch die Zugabe von ungeklärtem Rohabwasser konnte die Funktion der Anlage verbessert werden.

7.3.2.4 Zusammenfassung

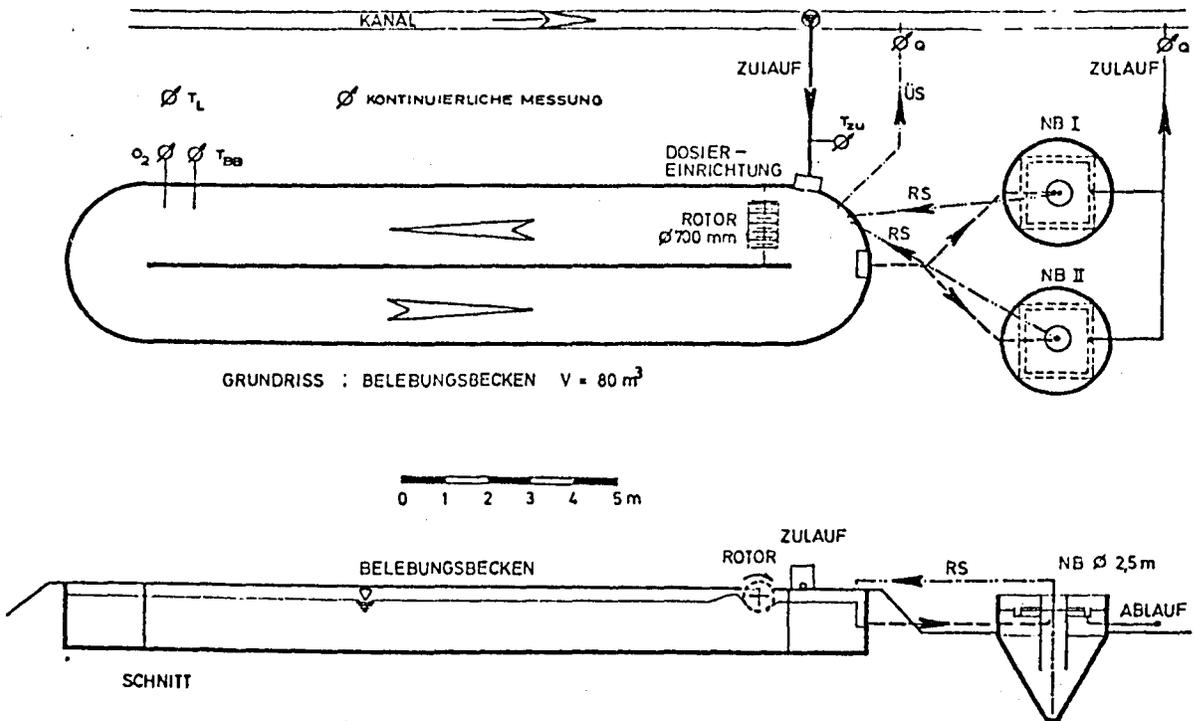
Gegenüber der konventionellen Belebungsanlage zeigte das Verfahren eine schlechtere Reinigungsleistung, und die Einfahrphase dauerte wesentlich länger. Die Schlammeigenschaften unterschieden sich nicht wesentlich von jenen, die bei der konventionellen Belebungsanlage auftraten.

Aus diesen Gründen wurde die Anwendung dieses Verfahrens nicht mehr weiter verfolgt.

7.4 Technische Versuchsanlage (Kampagne 1974)

Auf Grund der guten Ergebnisse im Jahre 1973 wurde eine technische Versuchsanlage errichtet.

Abb. 7-11: Technische Versuchsanlage 1974



Technische Daten:

Belebungsbecken

$$V_{\text{BB}} = 80 \text{ m}^3$$

$$O_{\text{BB}} = \frac{80}{1,23} = 65 \text{ m}^2$$

Belüftung: Rotor $\varnothing 70 \text{ cm}$, Länge 1 m

Nachklärbecken

2 Stück $\varnothing 2,5 \text{ m}$ (Stahlblech)

$$V_{\text{NB}} = 2 \times 7,3 \text{ m}^3$$

$$O_{\text{NB}} = 2 \times 4,9 \text{ m}^2$$

ohne Räumereinrichtung

Rücklaufschlammförderung: Mammutpumpen

Überschußschlammabzug: diskontinuierlich mit Kreiselpumpe
aus dem Belebungsbecken

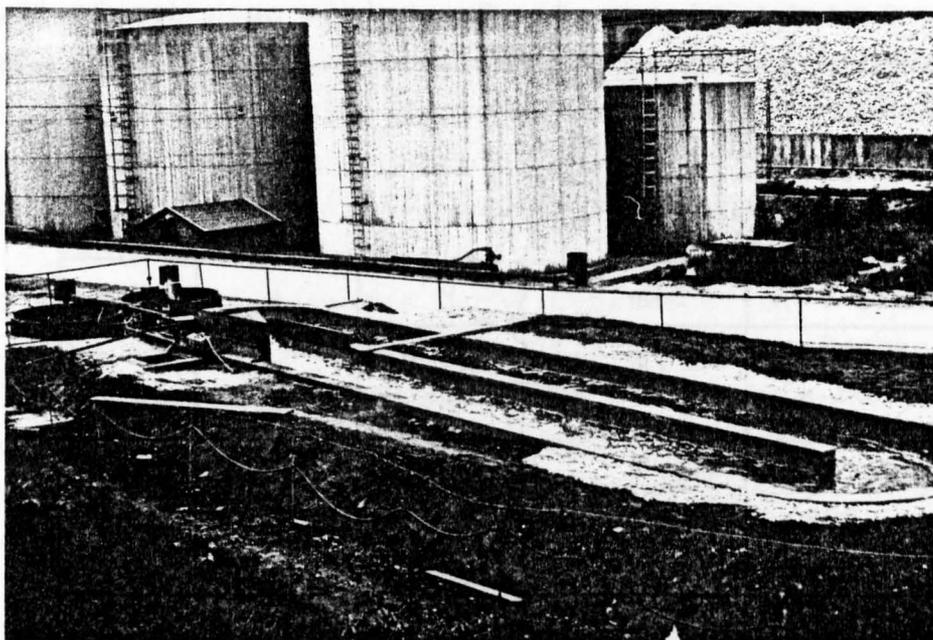


Abb. 7-12: Technische Versuchsanlage 1974, Gesamtansicht

7.4.1 Versuchsablauf (Kampagnedauer 15.10.-26.12.1974)

Auch 1974 begannen die Versuche mit Beginn des Abwasseranfalles. Das Belebungsbecken war zu Versuchsbeginn mit Reinwasser gefüllt. Die ersten drei Wochen waren gekennzeichnet durch Mängel in der Beschickung, was die Ein-
 arbeitung der Anlage erschwerte.

Vom Beginn der Versuche bis zum 15.12. war nur ein Nachklärbecken in Betrieb ($q_F = 0,73 \text{ m/h}$). Eine Verschlechterung der Schlammigenschaften machte es erforderlich, das zweite Nachklärbecken zusätzlich in Betrieb zu nehmen. Dabei gelangten mehrere m^3 stark angefaulten Belebtschlammes in das Belebungsbecken. Die Folge davon war eine rasante Veränderung der Schlammigenschaften, die schließlich zum Er-

liegen der biologischen Reinigung führten (Schlammabtreiben, Schleimbildung). Die Ergebnisse nach dem 20.12. wurden daher bei der folgenden Zusammenstellung der Ergebnisse nicht berücksichtigt.

Tabelle 7 - 3 (15.10. - 20.12.1974)

Größe	Dim.	M	s	n
q_R	$m^3/m^3 \cdot d$	1,09	-	-
t	h	22	-	-
Zulauf COD	mg/l	1202	250	41
BSB ₅	mg/l	549	130	31
TOC	mg/l	458	124	36
Ablauf* COD	mg/l	222	77	42
BSB ₅	mg/l	36	16	28
TOC	mg/l	89	53	33
Abbau* COD	%	82	7	41
BSB ₅	%	93	3	22
TOC	%	82	9	31
B_R -BSB	$kg/m^3 \cdot d$	0,6	0,14	31
B_R -COD	$kg/m^3 \cdot d$	1,32	0,27	41
TS_R	kg/m^3	5,9	1,65	61
oTS_R	kg/m^3	2,9	-	-
B_{TS} -COD	kg/kg.d	0,23	0,07	59
B_{oTS} -COD	kg/kg.d	0,46	-	-
\bar{U}_R	$kg/m^3 \cdot d$	0,52	-	-
OV_R^*	$kg/m^3 \cdot d$	0,69	0,15	26
T Zulauf	° C	27		
T BB	° C	16,3	1,1	32

* Die ersten vier Tage wurden nicht berücksichtigt.

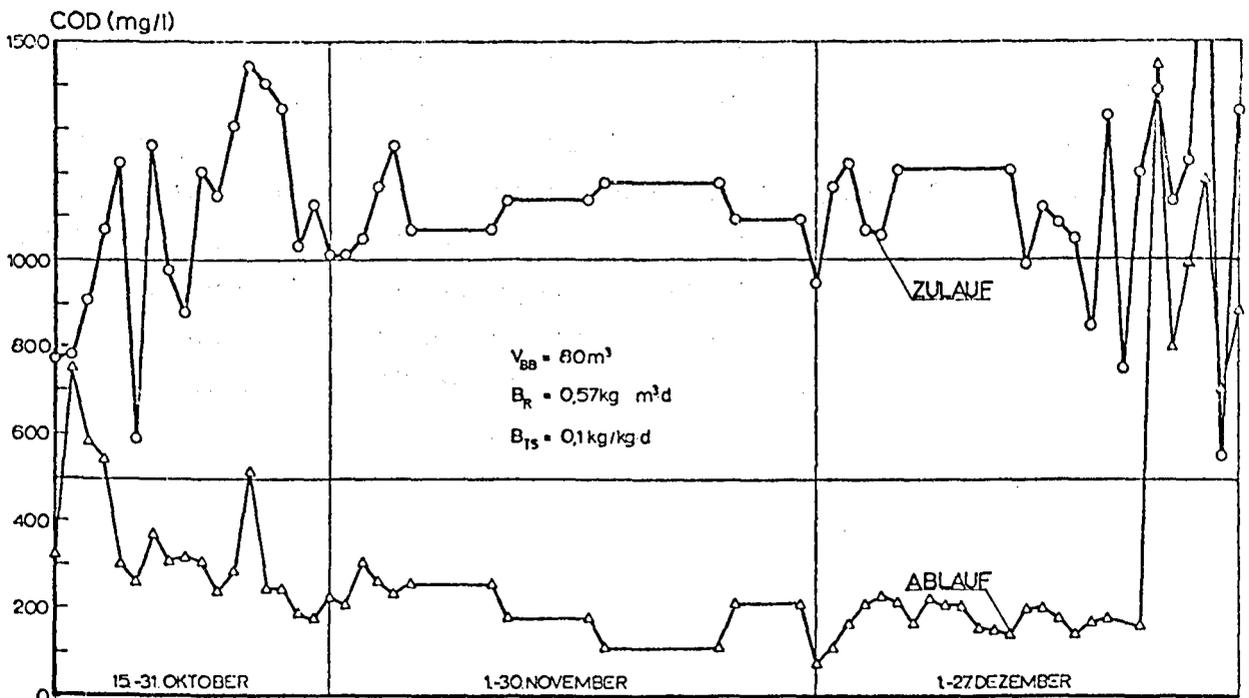
7.4.2 Reinigungsleistung

Aus der Tabelle ist zu ersehen, daß die Zulaufverschmutzung gegenüber 1973 um ca. 20 % zugenommen hat. Die Raumbelastung B_{R-COD} ist gegenüber 1973 von 0,88 auf 1,32 kg/m³.d gestiegen, die Schlammbelastung $B_{oTS-COD}$ von 0,29 auf 0,46 kg COD/kg oTS.d. Es ist daher verständlich, daß die Reinigungsleistung geringer ist als 1973. Um die wesentlich höhere Flächenbeschickung des Nachklärbeckens (0,73 statt 0,2 m/h) auszugleichen, wurden 1974 die abgesetzten Proben des Ablaufes analysiert, während 1973 die Abläufe roh analysiert wurden. Der Rückgang der Reinigungsleistung macht sich vorwiegend beim Abbau schwer abbaubarer Substanzen bemerkbar, die im COD und TOC vollständiger erfaßt werden als im BSB₅.

Der Verlauf der Reinigung wird durch die folgende Abbildung charakterisiert.

Abbildung 7 - 13: COD-Abbau, Kampagne 1974

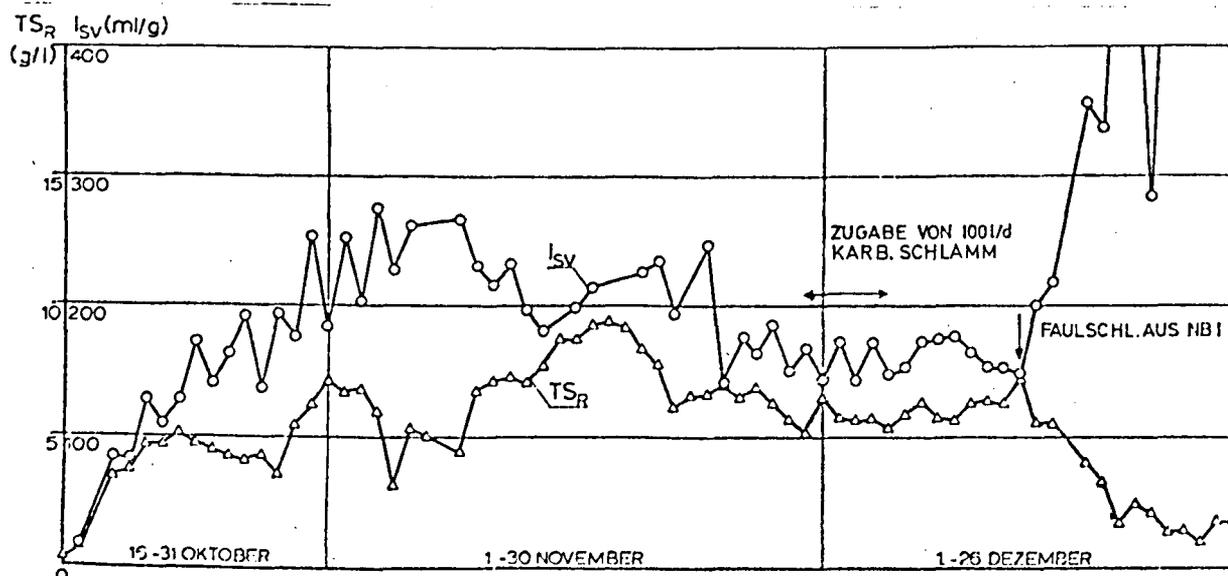
COD-ABBAU



7.4.3 Schlammeigenschaften

Zur Bestimmung der Schlammeigenschaften wurden täglich der Schlammgehalt und das Verdünnungsschlammvolumen bestimmt. Damit konnte täglich der Schlammindex I_{SV} berechnet werden.

Abbildung 7 - 14: Schlammgehalt - Schlammindex



Die Einarbeitungsphase war gekennzeichnet durch ein äußerst rasches Ansteigen des Schlammgehaltes, was auch das schnelle Ansteigen der Reinigungsleistung erklärt. Im Gegensatz zum Jahr 1973 verschlechterten sich die Schlammabsetzeigenschaften sehr rasch, bereits nach 10 Tagen überstieg der Schlammindex 150 ml/g und ist von dann an als Blähschlamm zu bezeichnen. Der Schlamm war charakterisiert durch sehr feine Flocken mit relativ kurzen aus der Flocke herausragenden Fäden.

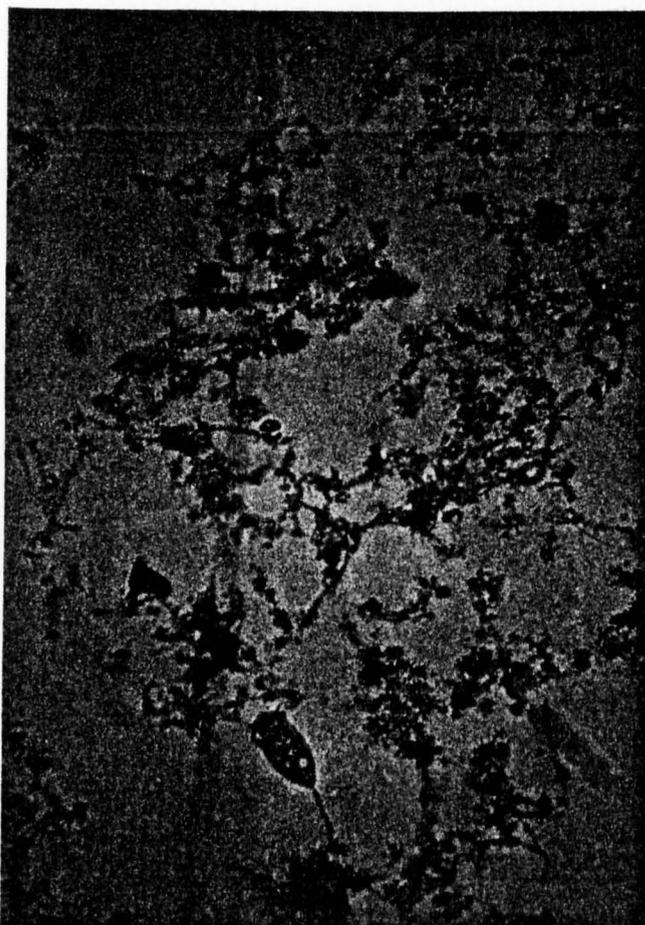


Abb. 7 - 15: Belebtschlamm vom 10.12.1974 (Vergrößerung 60x)

Zur Verbesserung der Schlammeigenschaften wurde vom 30.11. bis 7.12. täglich 100 l Karbonatationsschlamm ins Belebungsbecken zugegeben. In erster Linie wurde erhofft, daß der Kalk den Schlamm beschweren und eventuell die Flockung begünstigen würde. Es stellte sich jedoch heraus, daß die Absetzeigenschaften nicht entscheidend besser wurden. Weiters verschlechterte sich die Durchsichtigkeit des Ablaufes, was zum Teil sicher auf abtreibende Feinteile des Karbonatationsschlammes zurückzuführen war.

7.4.4 Überschußschlammanfall

Der Überschußschlamm wurde mit einer Kreiselpumpe, die über eine Zeitschaltung gesteuert wurde, direkt aus dem Belebungsbecken abgezogen.

Die Messungen ergaben einen Überschußschlammanfall von $\dot{U}_{S_R} = 0,52$ kg Trockensubstanz/m³ Belebungsbecken . Tag. Bezogen auf die BSB₅-Belastung ergibt sich:

$$\dot{U}_{S_R}/B_R = 0,52/0,60 = 0,87 \text{ kg TS/kg BSB}_5\text{-Belastung bzw.}$$

$$\dot{U}_{S_R}/\eta B_R = 0,52/(0,60 \cdot 0,93) = 0,93 \text{ kg TS/kg BSB}_5\text{-Abbau.}$$

Bei der Bestimmung des Glühverlustes ergab sich ein Gehalt von im Mittel 50 % organischer Substanz im Belebtschlamm.

Das Schlammalter betrug $\frac{TS_R}{US_R} = \frac{5,8}{0,52} = 11$ Tage.

7.4.5 Sauerstoffverbrauch, COD-Bilanz

Der Sauerstoffverbrauch im Belebungsbecken wurde durch Messung der Atmung der Mikroorganismen im Standversuch mit Simulierung der Abwasserzufuhr ermittelt (siehe 2.2). Durch laufende Registrierung des Sauerstoffgehaltes konnte die Gleichmäßigkeit des Sauerstoffverbrauches überprüft werden.

Als mittlerer Sauerstoffverbrauch ergab sich:

$$OV_R = 29.24.0,001 = 0,70 \text{ kg O}_2/\text{m}^3 \text{ Belebungsbecken . Tag}$$

Auf den BSB₅ bezogen errechnen sich

$$OV_R/B_R = 0,7/0,60 = 1,17 \text{ kg O}_2/\text{kg BSB}_5\text{-Belastung und}$$

$$OV_R/\eta B_R = 0,7/(0,6 \cdot 0,93) = 1,25 \text{ kg O}_2/\text{kg BSB}_5\text{-Abbau.}$$

Wie v.d.EMDE (1972) für den TOC vorschlug und BORODAJKIEWICZ et al. (1974) zeigten, ist es möglich, die Meßergebnisse mit Hilfe von TOC und COD-Bilanzen zu überprüfen. Vereinfacht muß folgende Gleichung gelten:

Abgebaute COD-Fracht = Sauerstoffverbrauch + Überschußschlamm
(als COD) oder auf die Raumabbauleistung $\eta_{B-R-COD}$ bezogen:

$$\frac{OV_R}{\eta_{B-R-COD}} + \frac{\ddot{U}S_{R-COD}}{\eta_{B-R-COD}} = 1,0$$

$$OV_R / \eta_{B-R-COD} = 0,65$$

$$\ddot{U}S_R / \eta_{B-R-COD} = 0,48$$

Auf Grund von Analysen von Bakterien gibt McKINNEY (1962) einen Wert von 1,4 g COD/g org. Trockensubstanz an.

$$\ddot{U}S_{R-COD} / \eta_{B-R-COD} = 0,48 \cdot 1,4 \cdot 0,5 = 0,34$$

Für die Versuche dieser Kampagne ergibt sich daher

$$0,65 + 0,34 = 0,99$$

Die Differenz gegenüber dem theoretischen Wert ist geringer als die Meßfehler der Einzelgrößen.

Von der als COD gemessenen abgebauten Schmutzfracht sind 35 % im Schlamm zu finden, 65 % werden veratmet, der dafür notwendige Sauerstoff muß dem Belebungsbecken durch den Sauerstoffeintrag des Belüfters zugeführt werden.

7.4.6 Zusammenfassung

Die Einarbeitung der Anlage zu Kampagnebeginn dauerte nur etwa vier Tage. Danach lief die Reinigung mit einem relativ konstanten Wirkungsgrad (siehe Abb. 7-13). Bedingt durch die höhere Raum- und Schlammbelastung erreichte der Abbau nicht die Werte des Jahres 1973, besonders wenn man die Werte ungestörten Betriebes vergleicht.

Der BSB_5 -Abbau hat sich am wenigsten verändert.

Die Schlammigenschaften erwiesen sich als wesentlich schlechter als 1973. Der Versuch einer Schlammbeschwerung mit Karbonatationsschlamm führte zu keiner ausreichenden Verbesserung der Absetzeigenschaften des Belebtschlammes.

7.5 Halbtechnische Anlage (Kampagne 1974)

Parallel zur technischen Anlage wurde die halbtechnische Anlage der Kampagne 1973 mit der doppelten Beschickung betrieben (Beschreibung der Anlage siehe 7.2.1).

7.5.1 Versuchsablauf

Diese Versuchsanlage war vom ersten bis zum letzten Tag unverändert in Betrieb. Betriebliche Schwierigkeiten traten in erster Linie durch Schlammablagerungen im Nachklärbecken sowie zeitweise Verstopfung im Zulauf auf.

Zusammenstellung der Ergebnisse:

Da die Einarbeitungsphase ca. 14 Tage dauerte, wurde diese Zeit bei der Mittelbildung nicht berücksichtigt.

Tabelle 7 - 4 (Kampagne 1974)

Größe	Dim.	Mittelwert	s	n
q_R	$m^3/m^3 \cdot d$	1,6	-	-
t	h	15	-	-
Zulauf	siehe Tabelle 7 - 3			

Größe	Dim.	Mittelwert	s	n
Ablauf COD	mg/l	224	66	27
BSB ₅	mg/l	47	25	19
TOC	mg/l	68	32	22
Abbau COD	%	82	7	28
BSB ₅	%	91	5	19
TOC	%	84	7	24
B _R -BSB	kg/m ³ .d	0,88	0,23	31
B _R -COD	kg/m ³ .d	1,94	0,40	41
TS _R	kg/m ³	8,2	2,5	55
oTS _R	kg/m ³	4,1	-	-
B _{TS} -COD	kg/kg.d	0,25	0,13	56
B _{oTS} -COD	kg/kg.d	0,47	-	-
ÜS _R (abgeschätzt)	kg/m ³ .d	1,0	-	-
OV _R	kg/m ³ .d	0,85	0,28	17
T-Belebungs- becken	° C	17	1,4	17

7.5.2 Reinigungsleistung, COD-Bilanz

Die mittlere Reinigungsleistung dieser Versuchsanlage nach der ca. 14 Tage dauernden Einarbeitungszeit unterscheidet sich nur wenig von jener, die in der parallel betriebenen technischen Versuchsanlage erzielt wurde. Die Schlammbelastung B_{oTS}-COD war in beiden Anlagen praktisch gleich.

Eine Überprüfung der Ergebnisse über die COD-Bilanz liefert folgendes Ergebnis:

$$\eta_{B_{R-COD}} = 0,83 \cdot 1,94 = 1,61 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$$

$$OV_R / \eta_{B_{R-COD}} = \frac{0,85}{1,61} = 0,53 \text{ kg/kg}$$

$$COD-\dot{U}S_R / \eta_{B_{R-COD}} = 1,0 - 0,53 = 0,47 \text{ kg/kg}$$

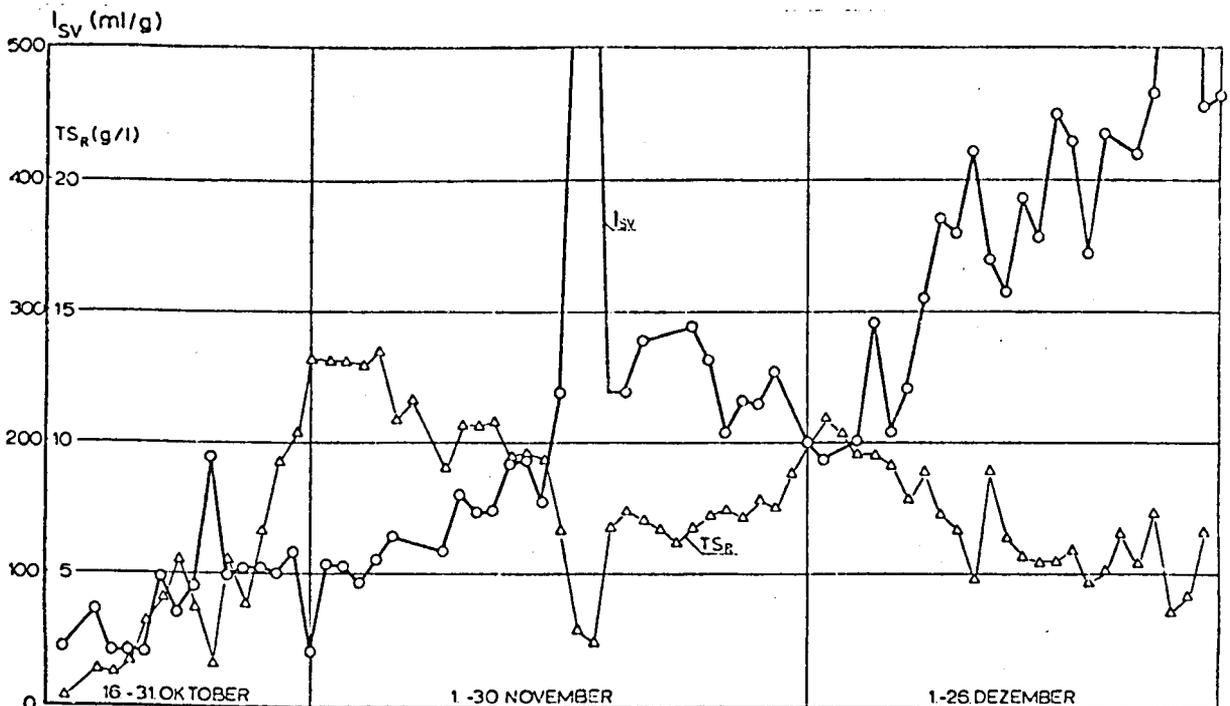
setzt man wieder $1 \text{ g oTS} = 1,42 \text{ g COD}$ so ergibt sich
 $\text{oÜS}_R = 1,61 \cdot 0,47/1,42 = 0,53 \text{ kg oTS/m}^3 \cdot \text{d}$

Daraus errechnet sich ein Schlammalter von $t_s = \frac{\text{oTS}_R}{\text{oÜS}_R} = \frac{4,1}{0,53} = 8 \text{ d}$. Es muß noch erwähnt werden, daß die Beschickung mit Mängeln behaftet war, und daß mehrfach Schlamm aus dem Nachklärbecken abtrieb. Dadurch war die meßtechnische Erfassung des Überschussschlammmanfalles äußerst ungenau (Meßwert für $\text{ÜS}_R = 0,73 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$).

7.5.3 Schlammeigenschaften

Beim Einfahren der Anlage bildete sich ein gut absetzbarer Schlamm. Bis zum 25. Kampagnetag stieg der Schlammindex I_{SV} nicht über 120 ml/g . Danach setzte ein starkes Wachstum fadenförmiger Bakterien ein. Die Absetzeigenschaften des Schlammes verschlechterten sich rasch und bewirkten mehrmals Schlammabtreiben im Nachklärbecken, obwohl dort die Oberflächenbeschickung mit $q_F = 0,27 \text{ m/h}$ sehr gering war.

Abb. 7 - 16: Schlammindex - Schlammgehalt



Die mikroskopischen Aufnahmen zeigen einen typischen Blähschlamm mit *Sphaerotilus natans* als Hauptvertreter der fadenförmigen Organismen.



Abbildung 7 - 17 Belebtschlamm 10.12.1974, ~60-fache Vergrößerung

7.5.4 Zusammenfassung

Bei den halbtechnischen Versuchen mit 15 h Belüftungszeit wurde zwar eine ähnliche mittlere Reinigungsleistung erzielt wie bei den parallel durchgeführten mit ca. 22 h Belüftungszeit, doch ist beim BSB_5 die Streuung der Ablaufwerte erheblich größer (25 statt 16 mg/l).

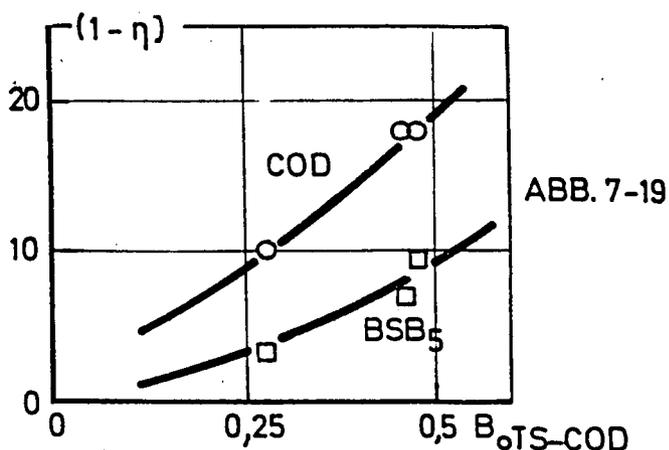
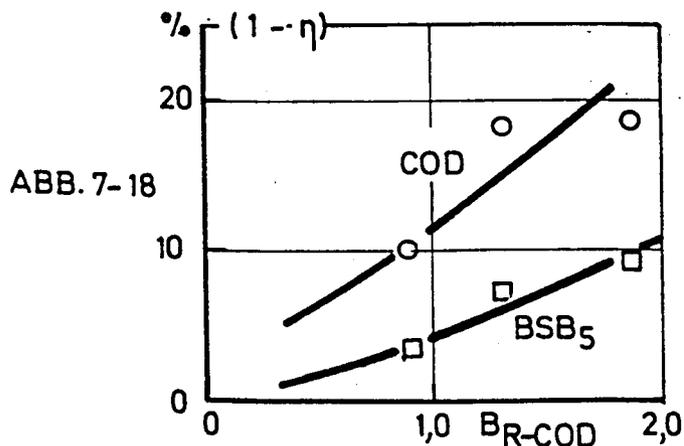
Die Einarbeitungszeit dauerte ca. 14 Tage und war damit etwa 4 mal so lange wie bei den technischen Versuchen. Die Schlammeigenschaften waren ab Kampagnemitte so schlecht ($I_{SV} > 200 \text{ ml/g}$), daß großtechnisch bereits unwirtschaftlich große Nachklärbecken erforderlich wären bzw. die Betriebssicherheit des Verfahrens nicht mehr gewährleistet wäre.

7.6 Modifizierung des Verfahrens

7.6.1 Die bisherigen Ergebnisse

7.6.1.1 Reinigungsleistung

Die Abhängigkeit des Reinigungsergebnisses von der Raumbelastung ($B_{R-COD} \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$) und der "organischen" Schlammbelastung ($B_{oTS-COD} \text{ kg/kg.d}$) ist für COD und BSB_5 in den folgenden Diagrammen eingetragen.



Man kann daraus entnehmen, daß eine weitgehende Entfernung der Verschmutzung (95 % BSB_5 , 90 % COD) nur bei Schlammbelastungen $B_{oTS-COD}$ von $< 0,3 \text{ kg COD/kg oTS.d}$ erzielbar ist. Bezüglich der Reinigungsleistung ist eine Modifizierung des Verfahrens nicht notwendig.

7.6.1.2 Schlammeigenschaften

Die Schlammeigenschaften haben sich als labil erwiesen, und zwar umso labiler, je höher die Raumbelastung war.

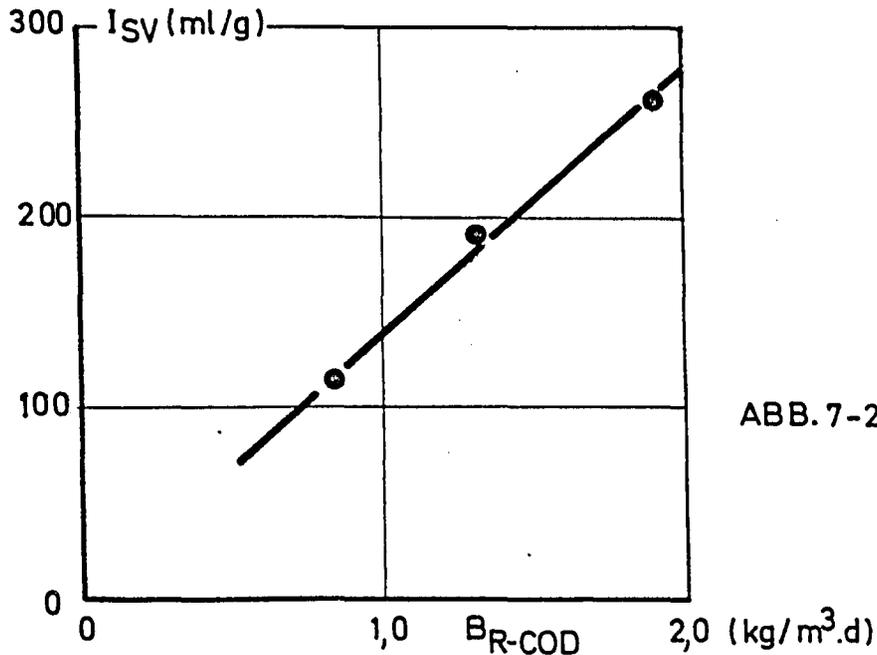


ABB.7-20

Dieser Zusammenhang spricht wohl dafür, daß der Mangel an Nährstoffen für den Zellaufbau die Blähschlamm Bildung begünstigt, weil mit höherer Belastung ein relativ höherer Überschußschlammanfall (vgl. ATV-Handbuch II, $\dot{U}_{S_R} = aB_R - bTS_R$) zu erwarten ist. Interessanterweise ist jedoch der Zusammenhang zwischen I_{SV} und Schlammbelastung bzw. Schlammalter nicht so signifikant ausgeprägt wie man es aus denselben Gründen erwarten würde.

Da die Beherrschung der Schlammeigenschaften bisher nicht gelungen war, mußte das Verfahren so geändert werden, daß Blähschlamm nicht mehr auftritt. Weil eine eindeutige Ursache für die Blähschlamm Bildung nicht gefunden werden konnte,

gingen die Überlegungen für eine Änderung des Verfahrens von drei Punkten aus:

- Nährstoffverhältnisse
- Mischungsverhältnisse im Belebungsbecken
- Rolle des Erdanteiles im Zulauf

7.6.2 Nährstoffverhältnisse

Die bekannteste Ursache für das Auftreten von Blähschlamm bei kohlenhydratreichen Abwässern ist der Nährstoffmangel (siehe z.B. KOLLATSCH 1974). Vor allem zum Aufbau neuer Zellsubstanz sind Stickstoff und Phosphor nötig.

McKINNEY (1962) gibt an, daß die Trockensubstanz von Bakterien einen Stickstoffgehalt von 11 % und einen P_2O_5 -Gehalt von 5 % (2,2 % P) aufweist.

Von der Trockensubstanz der Bakterien sind 90 % organisch und 10 % anorganisch. Bei den Versuchen mit einer BSB_5 -Raumbelastung von $0,6 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ hat sich ein $\ddot{U}S$ -Anfall von $0,52 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ bzw. von $0,87 \text{ kg Trockensubstanz/kg } BSB_5$ -Belastung ergeben, davon ca. 50 % organisch. Unter obigen Voraussetzungen bedeutet dies, daß $\frac{50}{90} \cdot 100 = 56 \%$ des Überschussschlammes Bakterienzuwachs wären. Dazu sind $0,87 \cdot 0,56 \cdot 0,11 = 0,05 \text{ kg N/kg } BSB_5$ -Belastung und $0,87 \cdot 0,022 \cdot 0,56 = 0,01 \text{ kg P/kg } BSB_5$ -Belastung erforderlich, d.h. ein Nährstoffverhältnis im Zulauf von $BSB_5 : N : P = 100 : 5 : 1$ wie es in der Literatur auch angegeben wird (ATV-Handbuch 1975). Für das Rohabwasser des Jahres 1974 wären folgende Nährstoffkonzentrationen erforderlich gewesen: $549 \cdot 0,05 = 27,5 \text{ mg N/l}$, $549 \cdot 0,01 = 5,5 \text{ mg P/l}$. Wie einzelne Analysen zeigten, ist Stickstoff in ausreichender Menge vorhanden, weil sich das Fallwasser bzw..

Restkondensate mit einem relativ hohen Ammoniumgehalt im Abwasser befinden (SIMONART et al. 1976). Phosphate dagegen fehlen fast völlig im Abwasser. SIMPSON und HEMENS (1973) stellten bei Laborversuchen mit Zuckerfabrikabwasser fest, daß ein Mindestphosphatgehalt von $COD : P = 100 : 0,5$ (entspricht $BSB_5 : P = 100 : 0,8$) erforderlich ist, um Blähschlamm zu vermeiden ($B_R = 0,30 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$).

Bei Versuchen mit synthetischem Abwasser fanden GREENBERG et al. (1955) ein Mindestverhältnis von $BSB_5 : P = 100 : 0,44$ für eine Raumbelastung von $0,25 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ ($B_{TS} = 0,17 \text{ kg/kg} \cdot \text{d}$). SCHNEIDER et al. (1964) geben an, daß für den Glukoseabbau ein $BSB_5 : N : P$ Verhältnis von $100 : 5 : 1,3$ optimal ist.

Eine gewisse Schwierigkeit die minimale P-Dosierung zu finden, liegt in der Tatsache, daß Bakterien bei P-Überschuß mehr Phosphor aufnehmen können, als sie für den Zellaufbau brauchen (luxury uptake). Die Steuerung der Phosphordosierung könnte daher über die COD-Raumbelastung erfolgen, wobei von einem fixen Verhältnis $COD : P$ ausgegangen wird. Der PO_4 -P-Gehalt des Zulaufes kann dabei vernachlässigt werden. Da Phosphor in den Bakterien gespeichert werden kann und das Schlammalter hoch ist, kann die Steuerung sehr grob vorgenommen werden.

7.6.3 Mischungsverhältnisse im Belebungsbecken

PASVEER und HEIDE (1969, 1974) haben sich mit der Blähschlammbekämpfung in Oxidationsgräben befaßt, also mit sehr niedrig belasteten Anlagen, wo trotz ausreichender Nährstoffversorgung Blähschlamm auftritt. Zur Bekämpfung des Blähschlammes empfehlen sie eine Vorbelüftung, d.h. ein kleines Becken, in dem Rücklaufschlamm und Zulauf

kurze Zeit belüftet werden, bevor das Gemisch in das Belebungsbecken gelangt. Auch STALZER (1976) berichtet über Verbesserungen der Schlammigenschaften durch Vorbelüftung bei Abwässern der Konservenindustrie.

Aus Versuchen in STEVENAGE (1969), von CHUDOBA et al. (1973) und RENSINK (1974) geht hervor, daß durch Unterteilung des Belebungsbeckens in mehrere hintereinander durchflossene Teilbecken der Schlammindex sehr günstig beeinflußt werden kann. Ähnliche Erfahrungen wurden auch bei Versuchen in halbtechnischem Maßstab mit häuslichem Abwasser (KROISS und RUIDER 1975) gemacht. Es konnte bei diesen Versuchen festgestellt werden, daß über 80 % des TOC-Gesamtabbaues im ersten von insgesamt 8 Teilbecken stattfand. Es liegt daher nahe, daß weniger die Unterteilung in mehrere Becken den ausschlaggebenden Effekt darstellt, sondern die Größe des ersten Beckens. Das heißt aber, daß die Vorbelüftung und die Unterteilung des Belebungsbeckens in mehrere gleich große, hintereinander durchflossene Teilbecken den gleichen Effekt haben. Die eigentliche Ursache für das Phänomen ist noch nicht bekannt, darum ist auch die optimale Größe des Vorbelüftungsbeckens in Abhängigkeit der verschiedenen Parameter der Abwasserreinigung nicht bekannt. Allen Untersuchungen mit unterteilten Becken ist gemeinsam, daß bei den jeweils kleinsten Beckenteilen die besten Schlammigenschaften festgestellt wurden. In STEVENAGE (1969) wurden mit 4 Teilbecken, von CHUDOBA et al. (1973) mit 16 Teilbecken, also der jeweils größten Beckenzahl, die besten Schlammigenschaften erzielt. RENSINK (1974) verwendete zwölf hintereinander durchflossene Teilbecken. In allen drei Veröffentlichungen wird von Schlammindizes zwischen 40 und 80 ml/g berichtet, die durch die Änderung der Mischungsverhältnisse erreicht werden können, gegenüber 80 bis über 200 ml/g beim vollständigen Mischbecken.

Neuere Untersuchungen von RENSINK et al. (1977) bestätigen den günstigen Einfluß eines Kontaktbeckens, in dem Belebtschlamm und Abwasser vor dem Eintritt in das Belebungsbecken kurzzeitig gemischt werden, auf die Schlammeigenschaften. Diese Versuche wurden mit dem Abwasser einer Pommes-frites Fabrik durchgeführt.

7.6.4 Erdanteil im Zulauf

Das sehr rasche Einarbeiten der Versuchsanlagen zu Kampagnenbeginn, sowie Beobachtungen bei der in 7.3.2 beschriebenen Anlage, führten zu der Annahme, daß in der den Rüben anhaftenden Erde bereits aerobe Bakterien leben, die die Abwasserinhaltsstoffe abbauen können, zumindest die leicht abbaubaren. Weiters haben die in 7.3.1.3 beschriebenen Versuche den günstigen Einfluß der Erde im Rohabwasser auf den Belebtschlamm gezeigt. Eine unvollständigere mechanische Vorreinigung des Abwassers müßte daher folgende Vorteile bringen: Raschere Einarbeitung der Anlagen, geringerer Schlammindex durch Beschwerung des Schlammes, zusätzliche Ansatzpunkte für die Bildung von Schlammflocken, dauernde Impfung mit adaptierten nicht fadenförmigen Bakterien.

7.6.5 Folgerungen

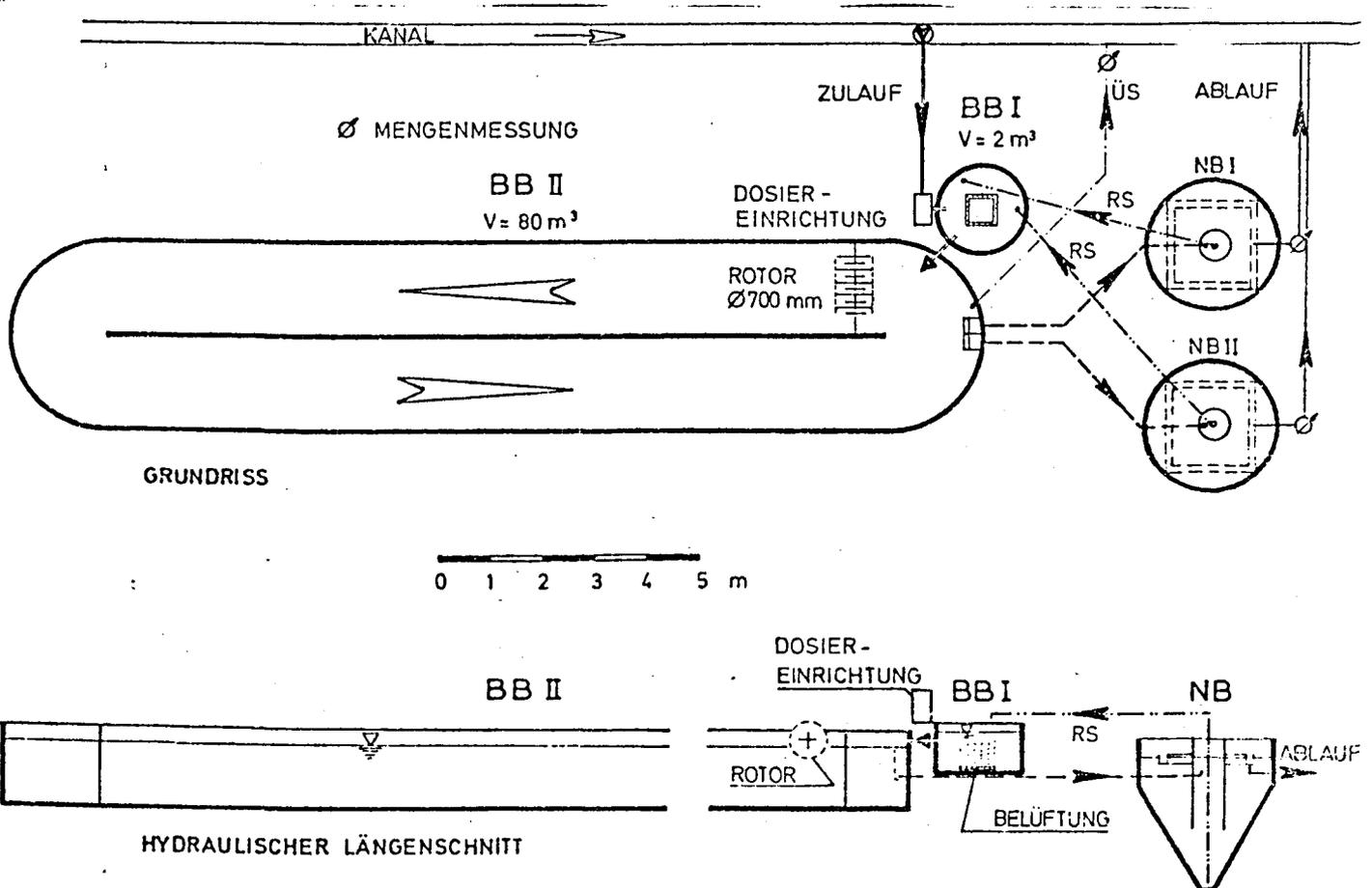
Auf Grund der zitierten Überlegungen wurden folgende Maßnahmen ergriffen:

- Dosierung von Phosphordünger im Verhältnis $BSB_5 : P$ zwischen 100 : 0, 5 und 100 : 1
- Errichtung eines Vorbelüftungsbeckens, mit $\frac{1}{40}$ des Volumens des Belebungsbeckens (2 m^3 Beckeninhalt)
- Erhöhung des Erdanteils im Rohabwasser durch Verzicht auf Flockungsmittelzugabe in die Vorklärung (zumindest beim Einfahren der Anlage)

7.7 Technische Versuchsanlage mit Vorbelüftung und Nährstoffzugabe (Kampagne 1975 und 1976)

7.7.1 Die Versuchsanlage

Abb. 7 - 21 Schematische Darstellung im Grundriß und Schnitt

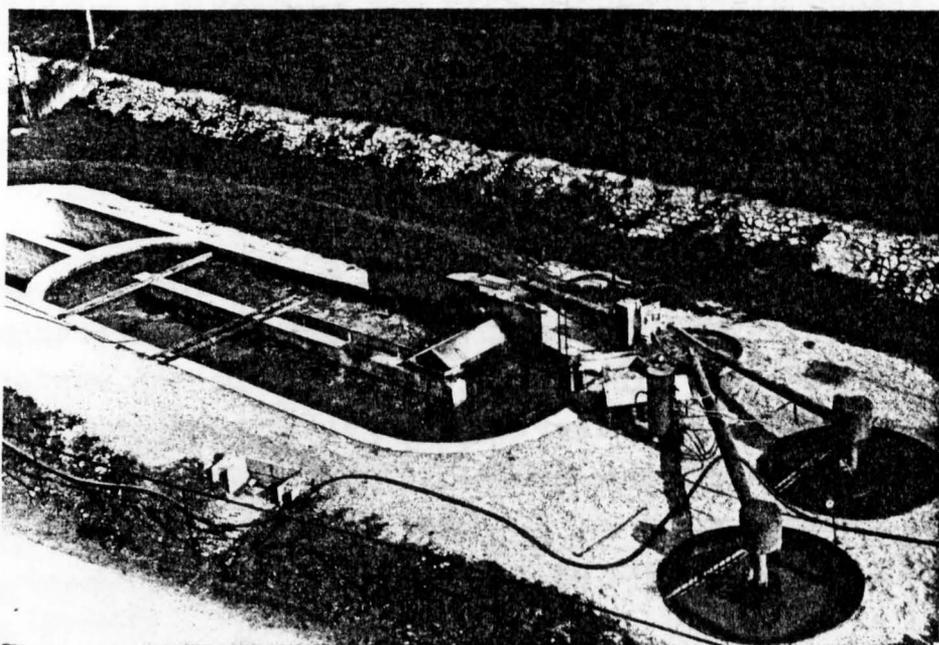


TECHNISCHE VERSUCHSANLAGE, KAMPAGNE 1975

Zwischen der Kampagne 1975 und der Kampagne 1976 wurde das Volumen der beiden Belebungsbecken auf zwei Drittel ihres ursprünglichen Volumens verringert. Dadurch sollte es möglich sein, die hydraulische Belastung wesentlich zu erhöhen ohne die Belüftungseinrichtung und die Nachklärbecken verändern zu müssen. Ansonsten wurden keine Veränderungen vorgenommen.

Technische Daten	Dim.	1975	1976
Volumen Belebungsbecken I	m ³	2	1,24
Volumen Belebungsbecken II	m ³	78	50
Oberfläche Nachklärbecken	m ²	2 x 4,9	4,9
Volumen Nachklärbecken	m ³	2 x 7,8	7,8
Belüftung BB _I	-	Druckluft	
BB _{II}	-	Rotor Ø 70 cm, 1 m lang	
Rücklaufschlammförderung	-	Mammutpumpen	

Abb. 7 - 22 Technische Versuchsanlage 1976, Gesamtansicht



7.7.2 Versuchsablauf

Während der Kampagne 1975 lief die Versuchsanlage vom ersten (11.10.1975) bis zum letzten Tag (16.1.1976). Es handelte sich demnach um eine extrem lange Kampagne (98 d)

mit deutlicher Verschlechterung der Rübenqualität zu Kampagneende. Ab 16. Dezember wurde auch das Wasser von den Auflandeteichen mit in die Anlage genommen und zwar in einer Menge von 9 % des Rohwasseranfalles. Die Raumbeschickung wurde nicht verändert, d.h. ab dem 16. Dezember 1975 wurden ca. $8,5 \text{ m}^3/\text{d}$ Teichwasser + $84,5 \text{ m}^3/\text{d}$ Rohabwasser durch die Anlage genommen, wobei das Teichwasser eine mittlere Konzentration von 3530 mg COD/l aufwies (gemeinsame Lagerung von Erd- und Karbonatationschlamm). Während der letzten drei Tage werden keine Rüben mehr verarbeitet, die Wassermenge geht daher stark zurück. Andererseits fallen aber hohe Schmutzfrachten beim Reinigen der Fabrik an, also hochkonzentrierte Abwasser. Nachdem jedoch die Versuchsanlage bis zuletzt mit unveränderter Wassermenge beschickt wurde, sind die Reinigungsergebnisse der letzten drei Tage nicht auf eine Großanlage übertragbar und wurden daher auch bei der Auswertung der Ergebnisse nicht berücksichtigt.

Die Versuche während der Kampagne 1976 wurden vom ersten Tag (15.10.1976) bis zum 25.11.1976 ohne Unterbrechung mit der gleichen Einstellung gefahren. Danach wurde die Anlage vollkommen geleert und gereinigt und mit der doppelten Beschickung neu eingefahren. Vom 17. bis zum 24.12. wurden außerdem noch ca. $10 \text{ m}^3/\text{d}$ Teichwasser (4200 mg/l COD , 1830 mg/l TOC) zudosiert.

7.7.3 Zusammenstellung der Ergebnisse

Im Folgenden werden die Ergebnisse der beiden Kampagnen einander gegenübergestellt:

Tabelle 7 - 5

Größe	Dim.	Kampagne 1975			Kampagne 1976					
		M	s	n	Periode (1)			Periode (2)		
		M	s	n	M	s	n	M	s	n
q_R Vorbelüftung	$m^3/m^3.d$	46,5	-	-	43	-	-	80	-	-
q_R BB	$m^3/m^3.d$	1,23	-	-	1,04	-	-	1,95	-	-
t Vorbelüftung	h	0,52	-	-	0,56	-	-	0,30	-	-
t BB	h	19,5	-	-	23,0	-	-	12,3	-	-
Zulauf COD	mg/l	695	170	79	530	123	37	478	81	20
BSB ₅	mg/l	373	91	42	221	44	26	183	40	17
TOC	mg/l	279	95	53	197	48	36	179	33	20
Ablauf COD	mg/l	37	16	79	70	15	33	44	7	16
BSB ₅	mg/l	5	1,4	21	10	6	13	5	3	13
TOC	mg/l	16	7,5	23	24	9	32	13	3	16
Abbau COD	%	94	3,2	79	87	3,4	33	90	2,9	16
BSB ₅	%	98,7	0,6	22	96,5	2,1	20	98	1,7	13
TOC	%	95	2,1	23	88	4,3	31	92	2,7	16
B_{R-BSB} (gesamt)	$kg/m^3.d$	0,44	0,11	42	0,23	0,04	26	0,35	0,08	17
B_{R-COD} (gesamt)	$kg/m^3.d$	0,83	0,20	79	0,54	0,13	37	0,91	0,15	20
TS_R	kg/m^3	14,6	7,6	84	29,2	6,8	33	29,8	6,5	13
oTS_R	kg/m^3	2,3	-	-	5,4	-	-	5,7	-	-
B_{TS-BSB} (gesamt)	$kg/kg.d$	0,03	-	-	0,01	0,01	26	0,01	-	-
B_{TS-COD} (gesamt)	$kg/kg.d$	0,06	-	-	0,03	0,03	32	0,03	0,01	13
$B_{oTS-COD}$ (gesamt)	$kg/kg.d$	0,36	-	-	0,10	-	-	0,16	-	-
US_R (gesamt)	$kg/m^3.d$	0,96	-	-	3,4	-	-	3,5	-	-
OV_R (gesamt)	$kg/m^3.d$	0,56	-	-	0,29	-	-	0,48	-	-
$OV_R/\eta_{B_{R-COD}}$	kg/kg	0,74	-	-	0,62	-	-	0,58	-	-
T Zulauf	$^{\circ}C$	25,5	2,1	83	24,4	0,9	38	24,0	0,8	25
T Vorbelüftung	$^{\circ}C$	17,5	-	-	17,4	-	-	18	-	-
T Belebung	$^{\circ}C$	14,3	2,0	83	13,8	1,8	41	14,7	1,5	24
q_F NB	$m^3/lit^2.h$	0,41	-	-	0,44	-	-	0,41	-	-

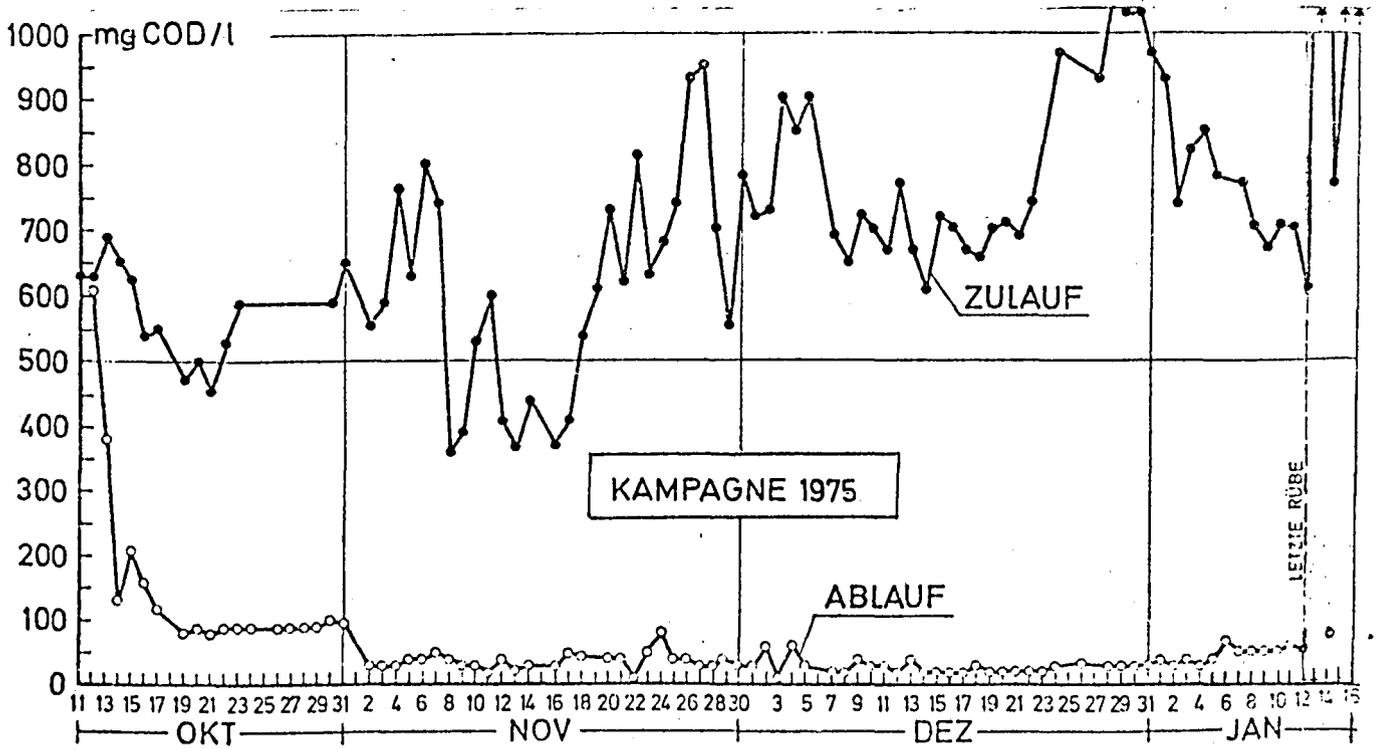


Abb. 7 - 23: COD-Abbau, Kampagne 1975

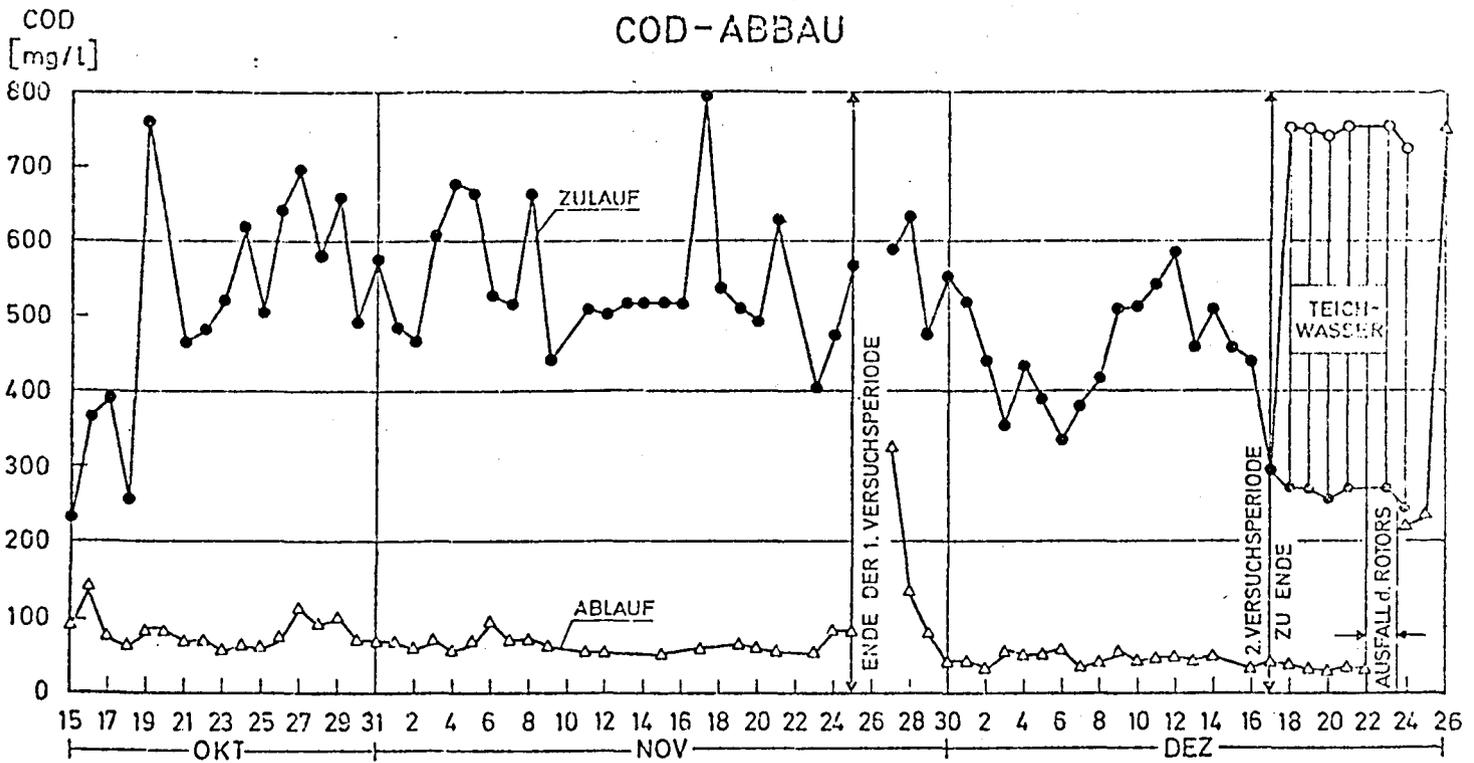


Abb. 7 - 24: COD-Abbau, Kampagne 1976

Für die Mittelbildung in Tabelle 7 - 5 werden folgende Zeiträume herangezogen:

Kampagne 1975: 4. bis letzter Tag der Rübenverarbeitung
 Kampagne 1976, 1. Periode: 3. bis 42. Tag der Kampagne
 Kampagne 1976, 2. Periode: 48. bis 63. Tag der Kampagne
 Die jeweils ersten 3 bzw. 4 Tage (Einarbeitungsphase) wurden nicht berücksichtigt.

7.7.4 Schlammeigenschaften

Wie die Ergebnisse beider Kampagnen zeigen, konnte durch die getroffenen Maßnahmen das Entstehen von Blähschlamm verhindert werden.

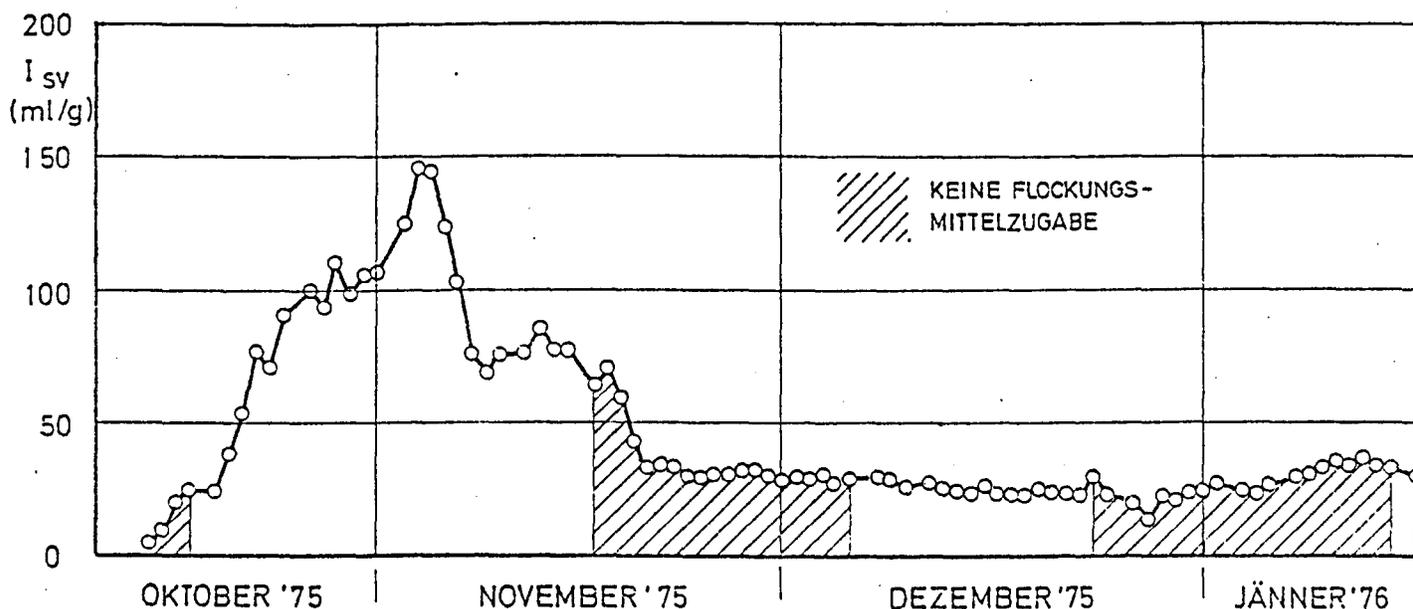


Abb. 7 - 25: SchlammindeX 1975

Aus dem Verlauf des SchlammindeX für die Kampagne 1975 kann gezeigt werden, daß beim Einfahren besonders darauf

geachtet werden muß, daß keine anaeroben Ablagerungen im Nachklärbecken entstehen (Abb. 7 - 25: Anstieg des Schlammindex bis fast 150 ml/g). Nach Beseitigung der Schlammablagerungen ist ein rasches Absinken des Schlammindex auf ca. 70 - 80 ml/g festzustellen. Die Erhöhung der Trockensubstanz im Belebungsbecken durch Aussetzen der Flockungsmittelzugabe in der mechanischen Reinigungsstufe bringt schließlich stabile Verhältnisse. $I_{SV} = 30 \pm 40$ ml/g.

Am 20.10.1975 zeigt das mikroskopische Bild noch fadenförmige Organismen, die jedoch den Absetzvorgang nicht gestört haben ($I_{SV} = 39$ ml/g).

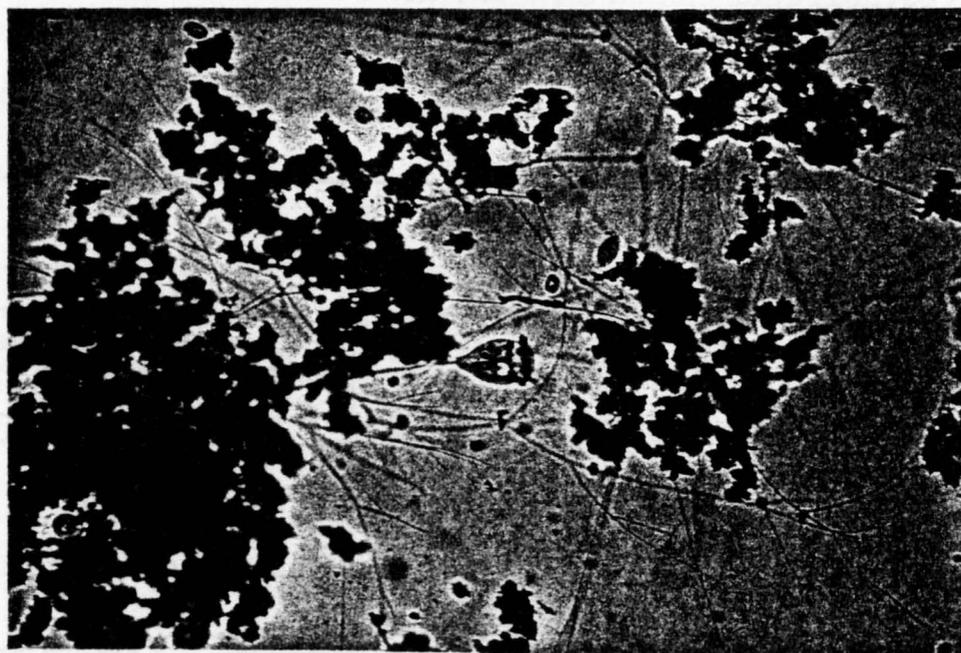


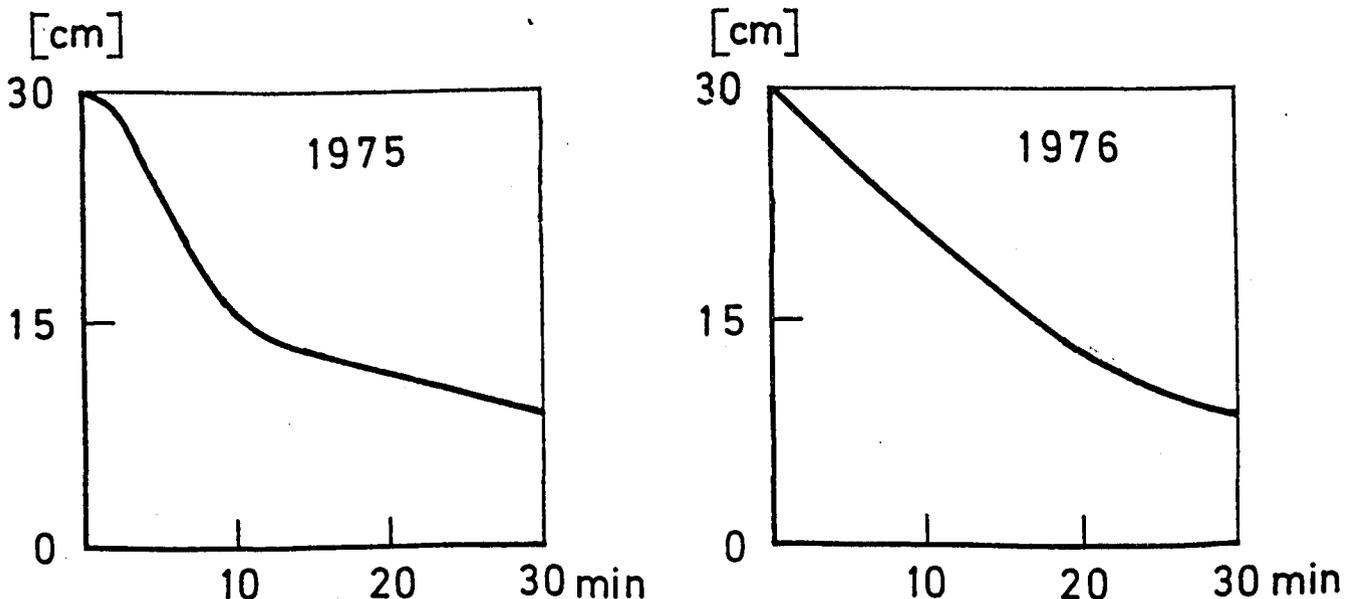
Abb. 7 - 26: 20.10.1975, Vergrößerung ca. 120 fach

Bei den Fäden handelt es sich vorwiegend um *Sphaerotilus natans*. Die Anwesenheit von *Vorticella* ist ein Zeichen geringer Ablaufverschmutzung. Spätere mikroskopische Untersuchungen haben einen Rückgang der fadenförmigen Bakterien ergeben.

Für die Kampagne 1976 hat sich ein Schlammindex von 14 ± 2 ml/g ($n = 47$ Werte) ergeben und zwar für beide Belastungsstufen. Zufolge des regnerischen Erntewetters war der Erdgehalt des Wasch- und Schwemmwassers sehr hoch und führte zu einer Überlastung der mechanischen Reinigungsstufe. Im Zulauf zur Versuchsanlage konnten trotz Flockungsmittelzugabe Schwebstoffgehalte bis über 5 g/l festgestellt werden.

Fadenförmige Bakterien traten nicht oder kaum auf. Es bildeten sich jedoch nur sehr kleine Flocken, sodaß die Sinkgeschwindigkeit geringer war als 1975 (0,60 m/h statt 0,78 m/h), obwohl der Schlammindex weniger als die Hälfte betrug. Beim Absetzvorgang konnte man beobachten, daß die Flockungseigenschaften des Schlammes 1975 wesentlich besser waren als 1976.

TYPISCHE ABSETZKURVEN



Die zulässige Schlammvolumenbelastung des Nachklärbeckens betrug ($SV_F = \text{Sinkgeschwindigkeit} \cdot \text{Verdünnungsschlammvolumen}$)

$$1975 \quad SV_F = 0,78 \cdot 0,550 = 0,43 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$$

$$1976 \quad SV_F = 0,6 \cdot 0,500 = 0,30 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$$

KALBSKOPF (1974)

7.7.5 Überschusschlammfall

Der Überschusschlammfall ist zufolge des hohen Anteils an Schwebstoffen im Zulauf nur in sehr geringem Maße von der Neubildung der Bakterien abhängig. Die exakte Erfassung des Überschusschlammfalles gelang in beiden Kampagnen nicht. 1975 versagte der eingebaute Mengenzähler, 1976 entstanden Ablagerungen im Belebungsbecken.

Analysen des Überschusschlammes ergaben einen organischen Anteil zwischen 15 und 19 %. Die Schwebstoffe des Zulaufes besitzen einen Gehalt an organischem Material von ca. 10 - 12 %. Bei der gemeinsamen Lagerung von Erd- und Überschusschlamm erhöht sich der organische Anteil im Gemisch nur unwesentlich (< 1 - 2 %).

Nachdem der Überschusschlamm in einer Zuckerfabrik im Gegensatz zu den meisten anderen Fällen kein ernstliches Problem darstellt, wird hier darauf nicht mehr weiter eingegangen.

Tabelle Mittlerer Überschusschlammfall

	Dim.	1975	1976 (1)	1976 (2)
$\dot{U}S_R$	kg/m ³ ·d	0,96	3,4	3,5
t_s (Schlammalter)	d	15,1	8	8,5

7.7.6 Sauerstoffverbrauch, COD-Bilanzen

Der Sauerstoffverbrauch ist sowohl für die Dimensionierung der Belüftungsaggregate, als auch für die Abschätzung der Betriebskosten von ausschlaggebender Bedeutung.

Für die Dimensionierung der Belüftungseinrichtung ist es notwendig, einen Zusammenhang zwischen beeinflussbaren Größen (B_R , TS_R) und dem Sauerstoffverbrauch (OV_R) herzustellen.

Im LEHR- und HANDBUCH (1975) wird dafür die folgende Formel abgeleitet:

$$OV'_R = d \cdot n \cdot B_R + e \cdot TS_R \quad (1)$$

Wie SCHOPPER (1974) zeigt, läßt sich diese Formel für den BSB_5 , den COD und den TOC als Verschmutzungsparameter anwenden, wobei der Faktor d jeweils einen anderen Wert annehmen muß. Der Faktor e berücksichtigt die endogene Atmung der Bakterien und muß daher von verwendeten Verschmutzungsparameter unabhängig sein. Er ist nur abhängig von der Aktivität des Schlammes und der Temperatur. Die Aktivität des Schlammes kann in zweierlei Weise berücksichtigt werden. Entweder wird ein Beiwert x (ECKENFELDER 1970) eingeführt, oder man rechnet mit dem aktiven Teil der Schlamm-trockensubstanz $aTS_R = x \cdot TS_R$ (FLECKSEDER 1973). Im weiteren wird mit aTS_R die aktive Trockensubstanz bezeichnet.

Für häusliches Abwasser und die üblichen BSB_5 -Raumbelastungen von 0,25 bis 2,0 $kg/m^3 \cdot d$ wird in der Formel (1) $d = 0,5$ und $e = 0,1$ gesetzt (LEHR- und HANDBUCH, Bd. II). In dem Faktor e ist der mittlere Gehalt an aktiver Trockensubstanz im kommunalen Belebtschlamm bereits enthalten. Dieser Beiwert läßt sich also nicht auf z.B. Zuckerfabriksabwasser übertragen. Um die Formel (1) allgemein anwenden zu können

ist es daher notwendig einen Beiwert e' zu finden, der für die aktive Trockensubstanz gilt. Es wird dabei angenommen, daß die "aktive Trockensubstanz" eine bestimmte, nur von der Temperatur abhängige endogene Atmung aufweist.

In der Tabelle 7-6 wird geprüft, ob die organische gleich der aktiven Trockensubstanz ist. Aus der Gleichung (1a) $OV'_R = 0,5 \cdot n \cdot B_R + e' \cdot aTS_R$ wird für die Versuche während der Kampagne 1975 und 1976 $e' \cdot aTS_R$ berechnet. Ist $aTS_R = oTS_R$ so muß $e' \cdot aTS_R / oTS_R = e' = \text{konst.}$ gelten. Vor der Anwendung der Formel 1a muß noch der Sauerstoffverbrauch für die Stickstoffoxidation OV_N berücksichtigt werden:

$$OV_R = 0,5 \cdot n \cdot B_R + e' \cdot aTS_R + 4,6 \cdot q_R \cdot NO_3 - N_A$$

Tabelle 7 - 6

	Dim.	1975	1976 (1)	1976 (2)
OV_R gesamt	kg/m ³ .d	0,56	0,29	0,48
OV_N gesamt	kg/m ³ .d	0,01	0,04	0,05
$0,5 \cdot n \cdot B_{R-BSB}$	kg/m ³ .d	0,22	0,11	0,17
$e' \cdot aTS_R$	kg/m ³ .d	0,33	0,14	0,26
$e' \cdot \frac{aTS_R}{oTS_R}$	kg/m ³ .d	0,14	0,03	0,05

Man sieht deutlich daraus, daß die Annahme $aTS = oTS$ zumindest für die letzten zwei Versuchsjahre nicht zutrifft.

Das von FLECKSEDER (1973) angewandte Verfahren zur Bestimmung der aktiven Trockensubstanz liefert für diesen Fall keine brauchbaren Werte, weil der untersuchte Belastungsbereich zu klein ist.

Zur Bestimmung der aktiven Trockensubstanz wird daher hier von folgenden Überlegungen ausgegangen:

- Von der gesamten abgebauten Schmutzfracht, als COD ausgedrückt, wird ein Teil veratmet (Sauerstoffverbrauch), und ein Teil fällt als Überschussschlamm an.
- Die aktive Trockensubstanz entsteht zum überwiegenden Teil durch Zellvermehrung der Bakterien.
- Über längere Zeiträume müssen folgende Gleichungen gelten: (COD-Bilanz)

$$\eta \cdot B_{R-COD} = OV'_R + COD-\ddot{U}S_R \quad (2)$$

$$COD-\ddot{U}S_R = \eta \cdot B_{R-COD} - OV'_R \quad (2a)$$

Dabei bedeutet $COD-\ddot{U}S_R$ den COD des Überschussschlammes, der überwiegend durch Zellvermehrung entsteht.

- Nach Untersuchungen von MCKINNEY (1962) hat die Trockensubstanz von Bakterien einen COD von 1,42 g/g TS. Da die aktive Trockensubstanz aus Bakterien besteht, wird angenommen, daß sie ebenfalls einen COD von 1,42 g/g aTS besitzt.
- Es gilt $TS_R = \ddot{U}S_R \cdot t_s$, t_s Schlammalter.

Als aktive Trockensubstanz aTS_R wird daher jener Teil der Trockensubstanz TS_R definiert, der als Überschussschlamm auf Grund einer COD-Bilanz entsteht und 1,42 g COD/g aTS_R aufweist.

$$aTS_R = \frac{COD-\ddot{U}S_R}{1,42} \cdot t_s = \frac{\eta \cdot B_{R-COD} - OV'_R}{1,42} \cdot t_s \quad (3)$$

Tabelle 7 - 7: Berechnung von aTS_R für 1975 und 1976

	Dim.	1975	1976 (1)	1976 (2)
nB_{R-COD}	$kg/m^3 \cdot d$	0,78	0,47	0,82
OV'_R	$kg/m^3 \cdot d$	0,55	0,25	0,43
$COD-\ddot{U}S_R$	$kg/m^3 \cdot d$	0,23	0,22	0,39
t_s	d	15	8,0	8,5
aTS_R	kg/m^3	2,4	1,2	2,3
oTS_R	kg/m^3	2,3	5,4	5,7

Für die Versuche der Kampagne 1973 und 1974 ist die Berechnung von aTS_R in der folgenden Tabelle aufgeführt:

Tabelle 7 - 8

	Dim.	1973 halbtechn.	1974 techn.	1974 halbtechn.
nB_{R-COD}	$kg/m^3 \cdot d$	0,78	1,08	1,59
OV'_R	$kg/m^3 \cdot d$	0,56	0,68	0,85
$COD-\ddot{U}S_R$	$kg/m^3 \cdot d$	0,22	0,39	0,74
t_s	d	20	11	7,7
aTS_R	kg/m^3	3,1	3,0	4,0
oTS_R	kg/m^3	3,1	2,9	4,1

Nur in der Kampagne 1976 stimmen aTS und oTS nicht überein. Die größte Unsicherheit bei der Berechnung von aTS liegt bei allen Versuchen in der Größe t_s , wobei vor allem

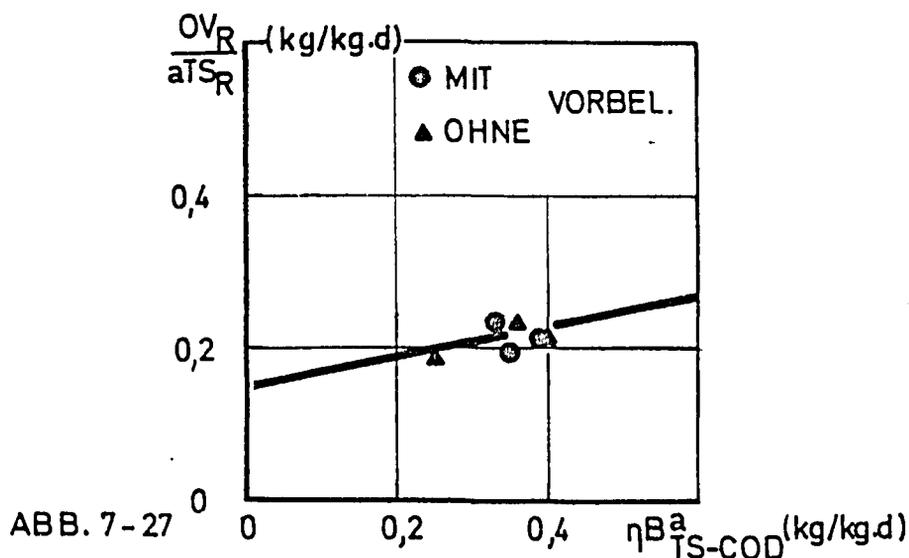
unbemerkt Schlammabtreiben (1973 - 1975) sowie Ablagerungen im Nachklärbecken und Belebungsbecken (1976) die genaue Bestimmung von t_s erschwerten.

Nachdem alle Versuche bei ähnlicher Temperatur abliefen, ($\sim 15^\circ \text{C}$) wird nun versucht, den Beiwert e' zu ermitteln. Eine Umformung der Gleichung (1a) ergibt):

$$\frac{OV'_R}{aTS_R} = d' \cdot \eta_{TS-COD}^{Ba} + e' \quad (1b)$$

Tabelle 7 - 9

		1973	1974	1974	1975	1976	1976
	Dim.	h.t.	tech.	h.t.	tech.	(1)	(2)
OV'_R gemessen	$\text{kg/m}^3 \cdot \text{d}$	0,56	0,69	0,85	0,55	0,25	0,43
aTS_R	kg/m^3	3,1	3,0	4,0	2,4	1,2	2,3
OV'_R/aTS_R	$\text{kg/kg} \cdot \text{d}$	0,18	0,23	0,21	0,23	0,21	0,19
η_{TS-COD}^{Ba}	$\text{kg/kg} \cdot \text{d}$	0,25	0,36	0,40	0,33	0,39	0,35



Aus Abbildung 2 - 27 können nur die Beiwerte d' und e' ent-

nommen werden. Die Berechnung der Regressionsgeraden ergibt für $d' = 0,21$ und für $e' = 0,14$, sodaß sich für die Berechnung des Sauerstoffverbrauches folgende Gleichung ergibt:

$$OV_R = 0,21 \cdot n \cdot B_{R-COD} + 0,14 \cdot aTS_R + OV_N \quad (4)$$

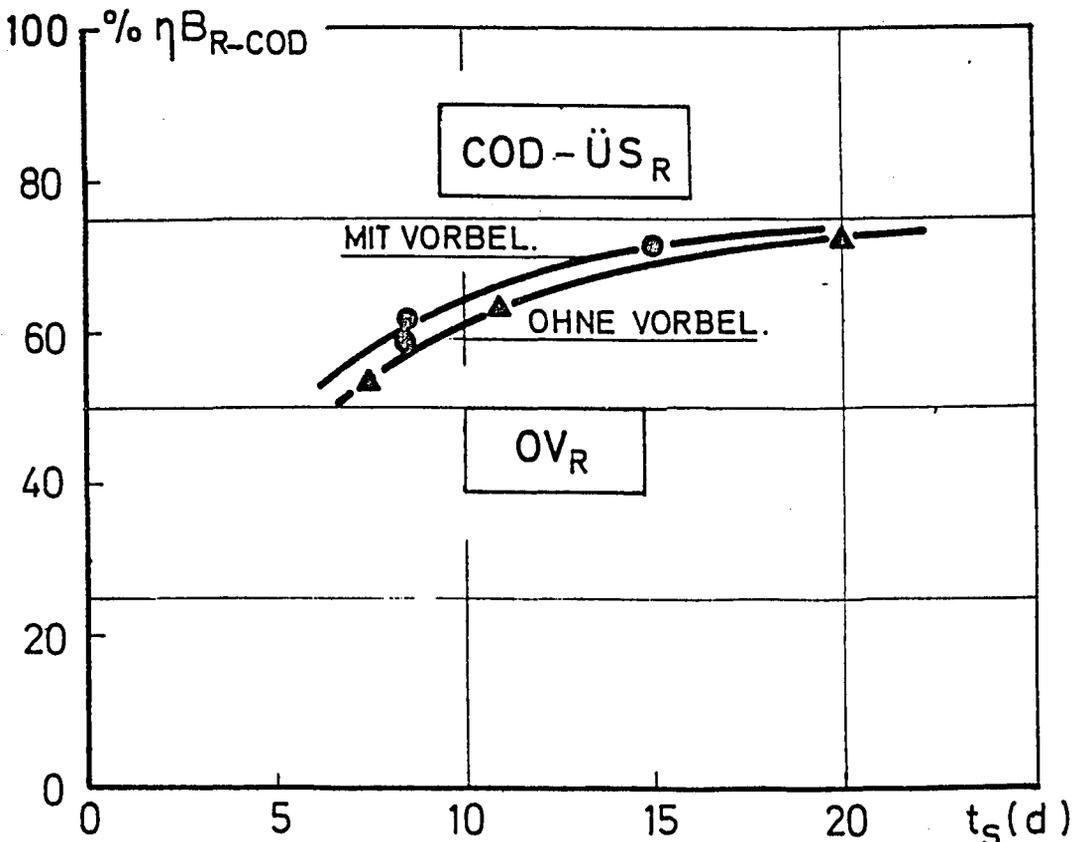
Wie WUHRMANN (1964) ausführt, verdoppelt sich die endogene Atmung zwischen 10 und 20° C. Daraus ergibt sich ein Temperaturfaktor von $1,072^{T-10^\circ}$ d.h. $e' = e'_{10} \cdot 1,072^{T-10}$. Auf Grund der Meßwerte kann daher näherungsweise angenommen werden, daß die endogene Atmung bei 10° C $e'_{10} = 0,1$ kg/kg.d (auf die aktive Trockensubstanz bezogen) beträgt. Im LEHR- und HANDBUCH (1975) wird für e der Wert $0,1$ kg/kg TS_R .d angegeben, der für mittlere Verhältnisse auf kommunalen Kläranlagen gilt. Nimmt man z.B. an, daß die mittlere Temperatur 16° C betrüge, und der aktive Anteil der Trockensubstanz $aTS_R \approx 0,67 \cdot TS_R$ sei, wie dies für kommunale Kläranlagen oft zutrifft, so ergibt sich für $e' = 0,1 \cdot 1,52 = 0,152$ oder auf TS_R bezogen: $e = 0,152 \cdot 0,67 = 0,1$ kg O_2 /kg TS_R .d. Es konnte somit gezeigt werden, daß der Beiwert e für die endogene Atmung, der aus den Versuchsergebnissen mit Zuckerfabrikabwasser gewonnen wurde, mit jenem im LEHR- und HANDBUCH Bd. 2 (1975) für kommunale Kläranlagen angegebenen Wert übereinstimmt. Es zeigt sich jedoch auch, daß der Beiwert $e = 0,1$ kg/kg TS_R .d für die Kläranlage in der Zuckerfabrik unbrauchbar ist, weil der Erdanteil im Belebtschlamm z.T. weit über 50 % beträgt.

Die besondere Berücksichtigung des Temperatureinflusses auf die endogene Atmung ist hier erforderlich, weil je nach dem gewählten Schema der Wärmeabfuhr aus der Fabrik mittlere Belebungsbeckentemperaturen zwischen 10 und 20° C auftreten können. Bei dem vorwiegend aus Gründen der Betriebssicherheit gewählten niedrigen Belastungsbereichen

überwiegt der Anteil der endogenen Atmung am Sauerstoffverbrauch. Für die Bemessung der Sauerstoffzufuhr ist daher eine möglichst genaue Kenntnis der zu erwartenden endogenen Atmung notwendig.

Eine weitere Abschätzung des Sauerstoffverbrauches kann direkt aus der COD-Bilanz abgeleitet werden, wenn das Schlammalter als Parameter gewählt wird. In Abbildung 7-28 ist das Verhältnis von Sauerstoffverbrauch zu Überschussschlammproduktion (als COD) aufgetragen über dem Schlammalter. Nach diesem Diagramm muß mit einem maximalen mittleren Sauerstoffverbrauch von 75 % des COD-Abbaues gerechnet werden, wenn das Schlammalter 20 Tage nicht wesentlich übersteigt. Höhere Schlammalter als 20 Tage sollten nicht angestrebt werden, weil sonst zu hohe Trockensubstanzgehalte im Belebungsbecken entstehen, wenn man einen hohen Erdgehalt im Zulauf (z.B. 1 - 2 g TS/l) anstrebt.

Abb. 7 - 28



Die Schleppkraft des Wassers ist durch den Energieein-
satz der Belüftungsaggregate beschränkt. Bei sehr hohen
Schlammaltern müßte man daher die mechanische Reinigung
durch z.B. Flockungsmittelzugabe verbessern, was zusätz-
liche Kosten verursacht.

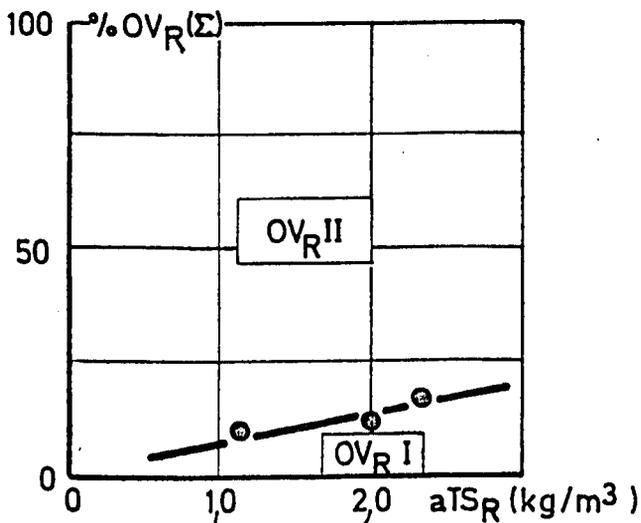
Bis jetzt wurde nur die Berechnung des Gesamtsauerstoff-
bedarfes abgehandelt. Es ist noch zu klären, in welcher
Weise sich der Sauerstoffbedarf auf Vorbelüftungs- und
Belebungsbecken aufteilt.

Tabelle 7 - 10

		Kampagne 1975		Kampagne 1976			
		BBI	BBII	Periode 1		Periode 2	
				BBI	BBII	BBI	BBII
OV	mg/l.h	161 _{+5,9}	20 ₊₅	51 ₊₉	11 _{+1,3}	90	18,4 ₊₂
OV	kg/d	7,7 _{+2,8}	36,5 _{+9,1}	1,5 _{+0,15}	13,2 _{+1,6}	2,7	22,3 _{+2,4}
x Stand.abw.	%	36	25	10	12	-	11
OV/ΣOV	%	17	83	10	90	11	89
t_s		15,1		7			8

Im Vorbelüftungsbecken wurde meist eine Atmung gemessen,
die nahe an der Maximalatmung lag. Diese ist jedoch vor-
wiegend eine Funktion der Bakterienmasse aTS_R , sodaß es
sinnvoll erscheint, eine Abhängigkeit des Sauerstoffver-
brauches im Vorbelüftungsbecken von der aktiven Trocken-
substanz zu suchen.

Abb. 7 - 29



Je nach dem erforderlichen Schlammgehalt aTS_R kann auf Grund des Diagramms 7-29 die Aufteilung der Sauerstoffzufuhr auf die beiden Belebungsbecken erfolgen. In der Vorbelüftung lagern die Bakterien Reservestoffe (Polysaccharide) ein, was für die Bekämpfung des Blähschlammes von wesentlicher Bedeutung sein dürfte. Dieser Vorgang ist, wie KRUL (1977) gezeigt hat, nicht unbedingt an das Vorhandensein von gelöstem Sauerstoff gebunden. Es müssen daher anoxische Phasen im Vorbelüftungsbecken die Wirkung dieses Verfahrens nicht beeinträchtigen. Im Jahre 1975 war der O_2 -Gehalt im Vorbelüftungsbecken sehr gering, oft auch 0 mg/l, aber es konnte kein nachteiliger Effekt auf die Reinigungswirkung und die Schlammeigenschaften festgestellt werden. Dennoch sollte die Sauerstoffzufuhr so dimensioniert werden, daß die maximale Sauerstoffaufnahme der Mikroorganismen (Maximalatmung) abgedeckt werden kann. Die spezifische Maximalatmung kann dabei mit 50 mg/g $aTS \cdot h$ angenommen werden. Eine eventuell zu hohe Sauerstoffzufuhr im ersten Belebungsbecken kommt dem zweiten Becken teilweise durch den erhöhten Sauerstoffgehalt des zufließenden Abwasser-Schlamm-Gemisches wieder

zugute, sodaß auf eine Regelung der Sauerstoffzufuhr im ersten Becken (Vorbelüftungsbecken) verzichtet werden kann. Der Schwankungsbereich des Sauerstoffverbrauches im zweiten Belebungsbecken schwankt nur etwa in der gleichen Größenordnung wie die mittlere Konzentration des Abwassers über einen Tag (~ 13 % des Mittelwertes), weil alle kleinen Konzentrationsspitzen vom Vorbelüftungsbecken absorbiert werden.

7.7.7 Reinigungsleistung, Schlammalter

Für die Reinigungsleistung einer Kläranlage sind vorwiegend drei Parameter maßgebend: die Belüftungszeit t , die Raumbelastung B_R und die Schlammbelastung B_{TS}^a (v.d.EMDE 1973). Bei den langen Belüftungszeiten und den niedrigen Raumbelastungen dominiert die Abhängigkeit der Reinigungsleistung von der Schlammbelastung.

Auf Grund der Beziehung von Michaelis-Menton (Monod) kann die Verschmutzung des Ablaufes als Funktion der Schlammbelastung dargestellt werden. Diese Beziehung lautet mit der hier verwendeten Nomenklatur (KAYSER, v.d.EMDE, 1969):

$$\eta B_{TS}^a = \max \eta B_{TS}^a \cdot \frac{S_e}{k_s + S_e} \quad (5)$$

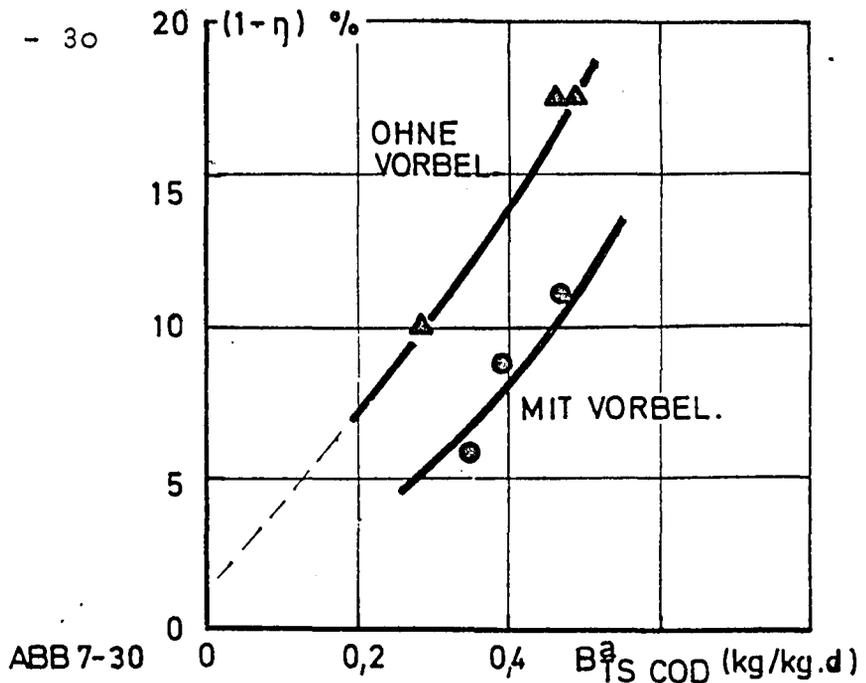
In dieser Gleichung sind $\max \eta B_{TS}^a$ und k_s Konstanten, ηB_{TS}^a ist die Abbauleistung der aktiven Trockensubstanz (kg/kg aTS.d) und S_e die Ablaufkonzentration (mg/l).

Diese Gleichung gilt genau genommen nur für die gelöste abbaubare Verschmutzung. Sie wird in der Abwassertechnik daher meist auf den gelösten BSB₅ als Verschmutzungsparameter bezogen (v.d.EMDE, 1972). In qualitativer Hinsicht muß sie jedoch ebenso für den COD als Verschmutzungsparameter gelten, d.h. mit steigender Schlammbelastung B_{TS-COD}^a

muß die Ablaufverschmutzung größer werden. Für die Übertragbarkeit der Versuchsergebnisse auf eine Großanlage müssen gleiche Schlammbelastungen vorausgesetzt werden.

Trägt man die Restverschmutzung (%) über der aktiven Schlammbelastung $B_{R-COD}/aTS_R = B_{TS-COD}^a$ auf, so werden die theoretischen Überlegungen bestätigt. Mit steigender Schlammbelastung sinkt die Reinigungsleistung.

Abbildung 7 - 30



In Abbildung 7-30 sind neben den Ergebnissen der Kampagne 1975 und 1976 auch die Ergebnisse der Versuche von 1973 und 1974 eingetragen. Es fällt auf, daß bei den Versuchen ohne Vorbelüftungsbecken mit gleicher Schlammbelastung B_{TS-COD}^a geringere Abbauerfolge erzielt wurden als bei jenen mit Vorbelüftungsbecken. Dies gilt für COD, BSB₅ und TOC in gleicher Weise. Es muß jedoch darauf hingewiesen werden, daß die Zulaufkonzentrationen 1975 und 1976 um ca. 40 % unter jenen der vorangegangenen Kampagnen lagen, sodaß eine unterschiedliche Abwasserzusammensetzung als zumindest eine Ursache dieses Phänomens angesehen werden kann. Wie weit das Vorbelüftungsbecken zu einer Lei-

stungssteigerung der Kläranlage führt, läßt sich auf Grund der wenigen Versuchsergebnisse nicht eindeutig feststellen.

Die Schlammbelastung ist eine Funktion der aktiven Trockensubstanz, die durch Zellvermehrung der Mikroorganismen entsteht. Auf Grund der Gleichung (1) für den Sauerstoffverbrauch und der Definition der aktiven Trockensubstanz (Gleichung 3) kann eine Formel für den Überschußschlamm-anfall abgeleitet werden:

$$(1) \text{OV}'_R = d' \cdot \eta B_{R-\text{COD}} + e' \cdot a\text{TS}_R$$

$$(3) a\text{TS}_R = \frac{\eta B_{R-\text{COD}} - \text{OV}'_R}{1,42} \cdot t_s$$

Setzt man Gleichung (1) in Gleichung (3) ein, und ersetzt man t_s durch $a\text{TS}_R/a\ddot{\text{U}}\text{S}_R$ so ergibt sich:

$$\frac{1,42 \cdot a\text{TS}_R \cdot a\ddot{\text{U}}\text{S}_R}{a\text{TS}_R} = \eta B_{R-\text{COD}} - d' \eta B_{R-\text{COD}} - e' a\text{TS}_R$$

löst man diese Gleichung nach $a\ddot{\text{U}}\text{S}_R$ auf, so entsteht eine Gleichung der Form:

$$a\ddot{\text{U}}\text{S}_R = a' \cdot \eta B_{R-\text{COD}} - b' \cdot a\text{TS}_R \quad (6)$$

Setzt man für $d' = 0,21$ und für $e' = 0,14$ ein, so ergibt sich die Gleichung:

$$a\ddot{\text{U}}\text{S}_R = 0,56 \cdot \eta B_{R-\text{COD}} - 0,099 \cdot a\text{TS}_R \quad (6a)$$

Die Formel (6) entspricht im Aufbau jener, die von HOPWOOD und DOWNING (1965) aus Versuchsergebnissen mit häuslichem Abwasser in Stevenage abgeleitet wurde. Die Autoren geben für die Überschußschlammproduktion auf BSB₅-Basis folgende Formel an:

$$\ddot{U}S_R = 1,1 \cdot \eta B_{R-BSB} - 0,04 \cdot TS_R \quad (7)$$

Rechnet man die Formel (6a) von COD- auf BSB-Basis um, so ergibt sich ($COD/BSB_5 = 2,0$, $\eta_{COD}/\eta_{BSB} = 0,95$):

$$a\ddot{U}S_R = 1,1 \cdot \eta B_{R-BSB} - 0,099 \cdot aTS_R$$

Der Faktor $a = 1,1$ in Formel (6b) bestimmt mit jenem von HOPWOOD und DOWNING (1965) angegebenen überein. Die Abnahme des Schlammgehaltes durch Autooxidation wird im Faktor $b = 0,04$ für TS_R und $b' = 0,099$ für die aktive Trockensubstanz berücksichtigt. Aus dem Verhältnis $b/b' = 0,4$ müßte man annehmen, daß bei den Versuchen in Stevenage nur 40 % des Schlammes aktive Trockensubstanz darstellten, was unwahrscheinlich ist. Viel eher ist anzunehmen, daß der Wert für $b' = 0,099$ höher ist, weil die Schwebestoffe im Ablauf nicht berücksichtigt wurden, während bei den Versuchen in Stevenage keine Schlammverluste auftreten konnten. Aus dieser Untersuchung kann man entnehmen, daß sich das frische Zuckerfabriksabwasser bei der biologischen Reinigung ähnlich verhält wie abgesetztes häusliches Abwasser.

Will man die berechneten Werte für a' und b' an Hand der Meßwerte überprüfen, so ist es zweckmäßig die Formel (6)

$$a\ddot{U}S_R = a' \cdot \eta B_{R-COD} - b' \cdot aTS_R$$

umzuformen:

$$\frac{a\ddot{U}S_R}{aTS_R} = a' \cdot \eta B_{TS-COD}^a - b'$$

In Abbildung 7-31 sind die Werte $\frac{a\ddot{U}S_R}{aTS_R}$ über ηB_{TS-COD}^a aufge-

aufgetragen. Die Regressionsgerade durch die Meßpunkte ergibt fast genau die gleichen Werte für a' und b' wie die Rechnung auf Grund der COD-Bilanz:

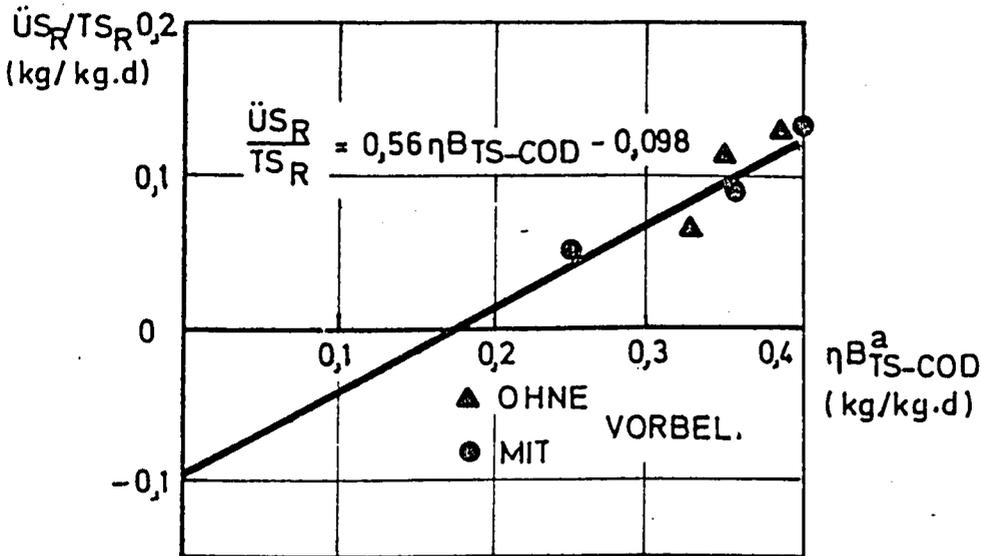


Abb. 7-31: Überschüßschlammproduktion

Bei der Reinigung von Abwässern, die einen hohen Gehalt an Schwebestoffen aufweisen, kann das erreichbare Schlammalter t_s (d) oft den begrenzenden Faktor für die Reinigungsleistung darstellen. Der zulässige Trockensubstanzgehalt des Belebtschlammes hängt hier sehr stark von der Schleppkraft des Wassers im Belebungsbecken ab. Wegen des hohen spezifischen Gewichtes der Erde spielt der Erdgehalt des Belebtschlammes dabei die entscheidende Rolle. Der Erdgehalt ist bei gegebenem Schwebstoffgehalt des Zulaufes (TS_0) eine Funktion des Schlammalters. Um einerseits Ablagerungen im Belebungsbecken zu vermeiden, andererseits eine geforderte Reinigungsleistung nicht zu unterschreiten, ist die Kenntnis des Zusammenhanges von Schlammalter und Schlammbelastung erforderlich. Dieser ergibt sich, wenn

man in Gleichung (6b) $aTS_R/a\ddot{U}S_R = t_s$ einsetzt:

$$\frac{a\ddot{U}S_R}{aTS_R} = a' \cdot n B_{TS-COD}^a - b'$$

$$1/t_s = a' \cdot n B_{TS-COD}^a - b'$$

$$t_s = \frac{1}{a' \cdot n B_{TS-COD}^a - b'}$$

Setzt man für $a' = 0,56$ und für $b' = 0,099$ ein, lautet die Beziehung:

$$t_s = \frac{1}{0,56 n B_{TS-COD}^a - 0,099} \quad (8)$$

Führt man in diese Gleichung die Temperaturabhängigkeit der endogenen Atmung ein, so ergibt sich:

$$t_s = \frac{1}{0,56 n B_{TS-COD}^a - 0,07 \cdot 1,072^{T-10}} \quad (8a)$$

denn $b' = e'/1,42 = 0,10 \cdot 1,072^{T-10}/1,42 = 0,07 \cdot 1,072^{T-10}$

Im Betrieb der Kläranlage läßt sich ein konstantes Schlammalter am besten erzielen, wenn man den Überschussschlamm direkt aus dem Belebungsbecken abzieht. Die Schlammmenge, die täglich aus dem Belebungsbecken entfernt werden muß, ergibt sich einfach zu: $Q_{\ddot{U}S} = V_{BB}/t_s$ (m^3/d).

Hat man auf Grund der geforderten Reinigungsleistung und der erforderlichen Betriebssicherheit eine bestimmte Schlammbelastung gewählt, so ergibt sich aus Gleichung (8)

bzw. (8a) ein zugehöriges Schlammalter t_s , das nicht unterschritten werden darf. Um einerseits das Schlammalter einhalten zu können, andererseits Ablagerungen im Belebungsbecken zufolge hoher Erdgehalte des Schlammes zu vermeiden, muß die zulässige maximale Schwebstoffkonzentration des mechanisch gereinigten Abwassers ermittelt werden. Da aber ein hoher Erdgehalt des Schlammes zur Verbesserung der Absetzeigenschaften erwünscht ist, sollte der tatsächliche Schwebstoffgehalt des Zulaufes auch nicht wesentlich unter dem maximal zulässigen liegen. Zu Kampagnenbeginn kann der Schwebstoffgehalt zur Beschleunigung des Einarbeitungsvorganges höher liegen. Die mechanische Reinigungsanlage kann daher kleiner dimensioniert werden, als dies bei einem Wasch- und Schwemmwasserkreislauf notwendig ist.

Je nach dem Belüftungssystem wird sich eine maximale Schleppkraft des Wassers ergeben, die durch Versuche festgestellt werden muß. In der technischen Versuchsanlage mußte z.B. ab 15 - 20 kg TS/m³ mit Ablagerungen im Belebungsbecken gerechnet werden. Je nach dem spezifischen Energieeinsatz (W/m³) wird sich ein höherer bzw. niedrigerer Trockensubstanzgehalt ergeben, der noch in Schwebelage gehalten werden kann.

Aus dem Schwebstoffgehalt des Zulaufes TS_o ergibt sich ein Trockensubstanzgehalt von $TS_R^o = q_R \cdot TS_o \cdot t_s$ (9), wobei der Schwebstoffgehalt des Ablaufes vernachlässigt wird, weil $TS_o \gg TS_e$. Aus einer Feststoffsubstanz ergibt sich näherungsweise:

$$TS_R = TS_R^o + aTS_R \quad (10)$$

wenn der Gehalt an anorganischen Schwebstoffen vorherrscht. Setzt man Gleichung (9) in Gleichung (10) ein, kann man TS_O in Abhängigkeit vom Trockensubstanzgehalt des Belebtschlammes TS_R , der Raumbeschickung q_R und des Schlammalters t_s ausdrücken.

$$TS_R = q_R \cdot TS_O \cdot t_s + aTS_R$$

$$TS_O = \frac{TS_R - aTS_R}{q_R \cdot t_s}$$

Der maximal zulässige Schwebstoffgehalt des Zulaufes ergibt sich, wenn der maximale Trockensubstanzgehalt $\max TS_R$ im Belebungsbecken gegeben ist (Schleppkraft), und ein Schlammalter $\min t_s$ nicht unterschritten werden soll, zu:

$$\max TS_O = \frac{\max TS_R - aTS_R}{q_R \cdot \min t_s} \quad (11)$$

Beispiel:

gegeben: $\max TS_R = 15 \text{ kg/m}^3$, $q_R = 1,3 \text{ m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{d}$

$\eta_{\text{COD}} = 0,9$, $B_{R-\text{COD}} = 1,1 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$

gewählt: $B_{\text{TS-COD}}^a = 0,40 \text{ kg/kg} \cdot \text{d}$

$\eta B_{\text{TS-COD}}^a = 0,9 \cdot 0,40 = 0,36 \text{ kg/kg} \cdot \text{d}$

gerechnet: $\min t_s = 1 / (0,56 \cdot 0,36 - 0,1) = 9,8 \text{ d}$

$aTS_R = 1,1 / 0,4 = 2,75$

Ergebnis: $\max TS_O = (15,0 - 2,75) / (1,3 \cdot 9,8) = 0,96$

Der Schwebstoffgehalt des Zulaufes darf 960 mg/l nicht überschreiten.

7.7.8 Bemessung

Die bei den Versuchen erzielten Ablaufkonzentrationen sind niedriger als die meist von den Wasserrechtsbehörden geforderten. Daher wird sich die Bemessung des Belebungsbeckenvolumens vorwiegend an der Betriebssicherheit orientieren. Die Versuchsergebnisse bezüglich der Schlammeigenschaften können nicht ohne Risiko auf gänzlich andere Belastungsbereiche übertragen werden. Es wird daher vorgeschlagen, die Volumina des Belebungsbeckens für eine Raumbelastung $B_{R-COD} = 1,1 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ zu bemessen. Für die Schlammbelastung soll $B_{TS-COD}^a = 0,40 \text{ kg/kg} \cdot \text{d}$ gewählt werden. Auf Grund dieser beiden Annahmen ergibt sich die aktive Trockensubstanz $a_{TS} = 2,75 \text{ kg/m}^3$. Für diese Belastungswerte ergibt sich ein minimales Schlammalter von ca. 9 d, das im Betrieb nicht unterschritten werden soll. Nach Abschnitt 7.7.6 und 7.7.7 lassen sich Sauerstoffverbrauch und Überschußschlammanfall sowie ein maximaler Schwebstoffgehalt im Zulauf berechnen.

Für die Dimensionierung der Nachklärbecken sollte von einer Oberflächenbeschickung $q_F = 0,6 \text{ m/h}$ ausgegangen werden.

7.8 Sonderprobleme

7.8.1 Einfahrphase

Bei einer Belebungsanlage, die nur zwei bis drei Monate im Jahr in Betrieb ist, kommt dem Problem des Einfahrens besondere Bedeutung zu. Nachdem das Abwasserreinigungskonzept vorsieht, daß nur die von der Fabrik erzeugte elektrische Energie verwendet werden soll, kann die Anlage vor Kampagnebeginn nicht betrieben werden. Wie die Versuche im Jahre 1972 ergeben haben, ist auch eine Impfung

der Anlage mit Belebtschlamm aus einer kommunalen Kläranlage zu Kampagnebeginn nicht sinnvoll und zudem bei der Größe der Becken auch schwer durchzuführen. Andererseits kann das Abwasser erst in den Vorfluter eingeleitet werden, wenn die Ablaufkonzentration die behördlichen Auflagen erfüllt. Mangelhaft gereinigtes Abwasser zu Kampagnebeginn muß daher in den Auflandeteichen aufgefangen und später wieder durch die Anlage genommen werden. Jeder Tag mit unzureichender Reinigung führt daher zu einer Erhöhung der hydraulischen Belastung während der übrigen Kampagne von 1 bis 1,5 % je nach Kampagnedauer. Es ist jedoch anzunehmen, daß die Rücknahme des gereinigten Abwassers in den Betrieb bereits früher beginnen kann als die Einleitung in den Vorfluter. Dadurch wird die Wassermenge, die zwischengespeichert werden muß, wesentlich vermindert.

In diesem Zusammenhang mußte geklärt werden, ob zu Kampagnebeginn die Anlage mit Reinwasser gefüllt oder leer sein sollte. Im Jahre 1976 wurde die Kläranlage zu Kampagnebeginn so wie in den vorhergehenden Jahren, mit gefülltem Becken eingefahren. Am 26.11.1976 wurde die Anlage neuerlich doch diesmal in leerem Zustand, angefahren. In beiden Fällen konnte im Vorbelüftungsbecken vom Beginn der Abwasserzufuhr Sauerstoff in das Wasser eingetragen werden.

Im zweiten Belebungsbecken konnte beim 2. Versuch die Belüftung erst nach ca. 12 h (= Dauer der Beckeneinfüllung) beginnen. In den folgenden Abbildungen ist der Anstieg des COD- bzw. BSB_5 -Abbaues über der Zeit aufgetragen, wobei für den ersten Versuch eine Umrechnung des Abbaues auf unverdünntes Abwasser vorgenommen wurde, um die Versuche vergleichen zu können.

1. Versuch

$$q_R = 1,1 \text{ m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{d}$$

Becken gefüllt

2. Versuch

$$q_R = 2,0 \text{ m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{d}$$

Becken leer

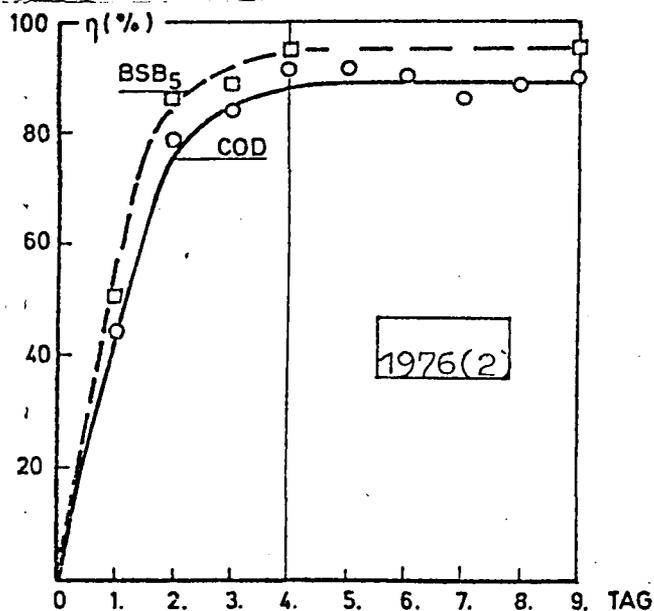


Abb. 7-32

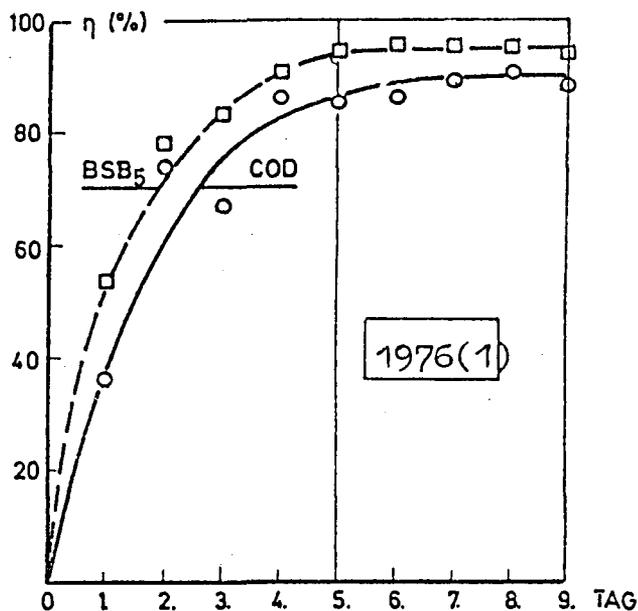


Abb. 7-33

Der raschere Anstieg des Abbaues trat trotz doppelt so hoher Beschickung bei der 2. Versuchsperiode auf, also beim Anfahren mit leerem Becken.

Sowohl hinsichtlich der Rücknahme als auch hinsichtlich des Gewässerschutzes ist jedoch die Ablaufkonzentration von größerer Bedeutung als der prozentuale Abbau. In Abb. 7-34 ist der Verlauf der Ablaufkonzentrationen über der Zeit aufgetragen.

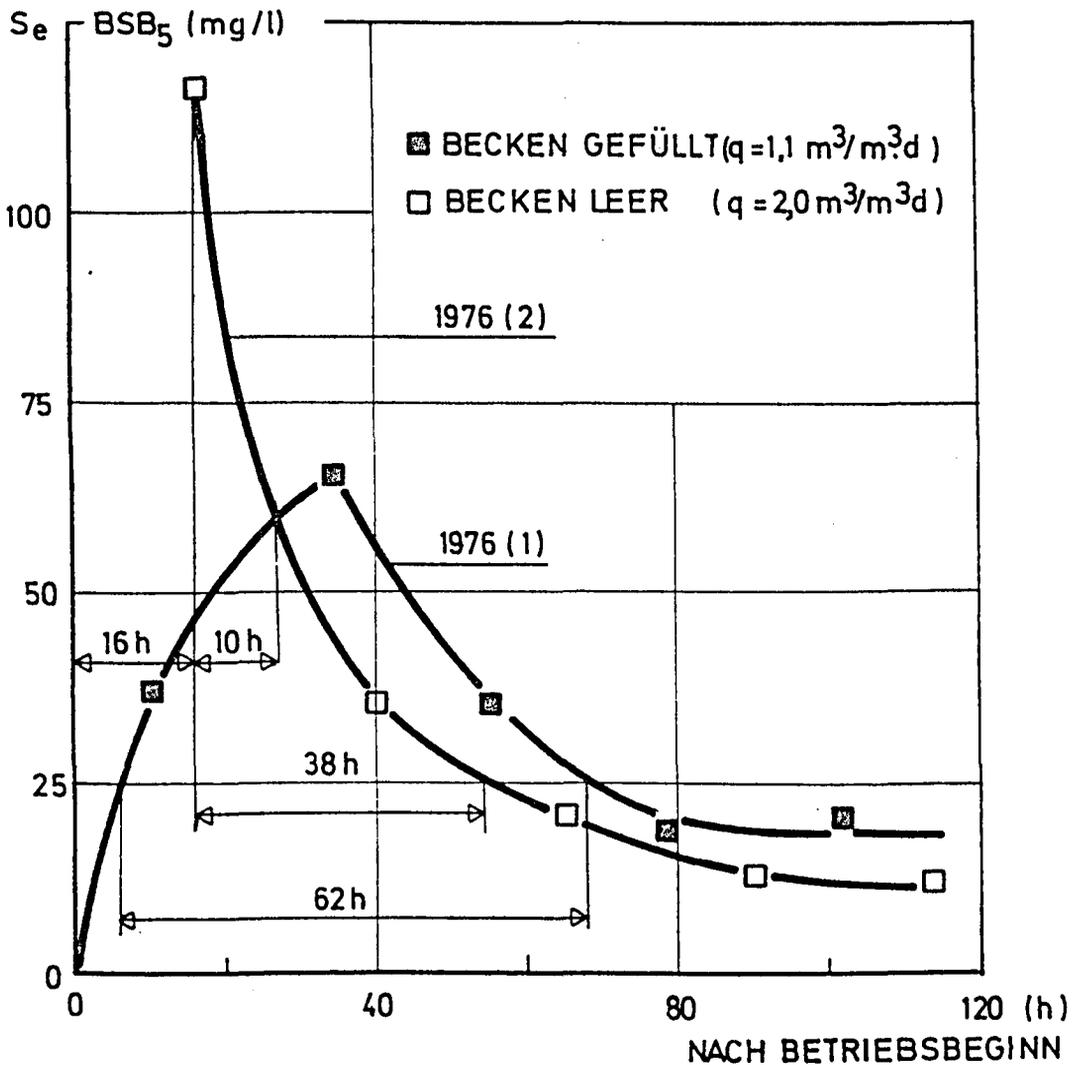


Abb. 7-34: BSB₅-Abbau in der Einarbeitungsphase

Unter der Annahme, daß eine Einleitung in den Vorfluter nur bei einem BSB₅-Ablauf ≤ 25 mg/l gestattet ist, ergibt sich, daß bei Beginn mit vollem Becken während 62 Stunden und bei Beginn mit leerem Becken 38 Stunden lang das Abwasser zwischengespeichert werden muß. Das bedeutet, daß eine Tagesabwassermenge weniger zweimal die Anlage durchlaufen muß. Trotz fast doppelt so hoher Beschickung bei Beginn mit leerem Becken war die Ablaufkonzentration nur ca. 10 Stunden lang höher als bei Beginn mit vollem

Becken, weil im ersten Fall während der ersten 16 Stunden kein Ablauf auftritt (Füllzeit für Belebungsbecken und Nachklärbecken). Das Einfahren der Anlage mit gefülltem Becken brächte nur dann Vorteile, wenn sich herausstellen sollte, daß die Rücknahme des anfänglich verdünnten Abwassers im Betrieb zu geringeren Problemen führt als das unverdünnte (leere Becken zu Beginn). Einen weiteren Vorteil des Einfahrens mit leerem Becken kann man darin sehen, daß die Beckenfüllung bereits mit Kampagnestrom erfolgen kann.

Beim Vergleich mit den Ergebnissen der Kampagne 1975 stellt sich heraus, daß die Einarbeitung mit hohem Schwebstoffgehalt im Zulauf rascher vor sich geht, als bei geringem. Dadurch wurde die Annahme bestätigt, daß an der Erde viele adaptierte Bakterien haften.

7.8.2 Schaumbekämpfung

In den ersten Tagen nach Kampagnebeginn tritt in den Belebungsbecken Schaum auf. Die Schaumentwicklung hört um so schneller auf, je schneller der Trockensubstanzgehalt des Belebtschlammes zunimmt. 1975 mußten während der ersten zehn Tage Schaumbekämpfungsmittel eingesetzt werden (TS_R am 10. Tag $3,3 \text{ kg/m}^3$), 1976 konnte nach vier Tagen die Schaumbekämpfung eingestellt werden (TS_R am 4. Tag $3,5 \text{ kg/m}^3$). Bei Betriebsbeginn mit leerem Becken (1976) stieg der Trockensubstanzgehalt noch rascher an, die Schaumbekämpfung konnte bereits am dritten Tag beendet werden ($TS_R \sim 3,4 \text{ kg/m}^3$). Die Schaumbekämpfung stellt somit kein gravierendes Problem dar. Wird das biologisch gereinigte Abwasser in den Betrieb zurückgenommen, wird es ratsam sein, während der ersten Tage den Ablauf der Nachklärbecken

abermals mit einem Schaumdämpfungsmittel zu versetzen.

7.8.3 Abbau des Abwassers von den Auflandeteichen

Zur Zeit wird bei der beschriebenen Zuckerfabrik Erd- und Karbonatationsschlamm in einen Auflandeteich gepumpt, weil man bei der gemeinsamen Lagerung eine geringere Geruchsentwicklung erwartete, als bei der getrennten. Durch diesen Umstand weist das Teichwasser eine hohe Schmutzkonzentration auf (4000 mg COD/l). Die Versuche, dieses Wasser in Mengen von 10 bzw. 15 % des normalen Zulaufes zuzusetzen, führten weder zu einer Verschlechterung des Ablaufes noch zu einer Änderung der Schlammeigenschaften. Dies kann man aus den Abbau- und Schlammindexdiagrammen eindeutig entnehmen.

Der Teichwasseranfall beträgt je nach Erdanfall etwa 30 - 50 % a.R. Dieses Abwasser (ohne Karbonatationsschlamm) gelangt also nicht direkt in die Kläranlage, sondern über den Umweg des Auflandeteiches. Jedenfalls soll am Ende der Kampagne die Deponie für den Erdschlamm frei von überstehendem Wasser sein, um Geruchsentwicklungen zu vermeiden. Der Karbonatationsschlamm sollte in Zukunft ohne Anmischwasser zu einer getrennten Deponie gepumpt werden.

Im Frühjahr 1976 wurde versucht das Teichwasser alleine biologisch zu reinigen. Zu Versuchsbeginn wurden ca. 3 g/l Bentonit ins Belebungsbecken gegeben. Nach ca. 14 Tagen erreichte der COD - Abbau 90 % und stieg schließlich auf ca. 95 %. Die Ablaufverschmutzung betrug im Mittel 226 mg/l COD (Stand.Abw. 61 mg/l, 13 Werte).

Am Ende der Versuche (20.6.) hatte die natürliche Selbstreinigung voll eingesetzt, die Zulaufkonzentrationen gingen

von anfänglich (28.5.) 4700 mg/l auf 2100 mg/l zurück. Ein starkes Algenwachstum auf den Teichen hatte begonnen, und im Nachklärbecken führte die Algenentwicklung zu einer sekundären Verschmutzung des Ablaufes.

Auch bei diesen Versuchen war das Vorbelüftungsbecken in Betrieb, und es wurde ausreichend Phosphor zudosiert. Der entstehende Belebtschlamm hatte sehr gute Absetzeigenschaften $I_{SV} < 50$ ml/g (nach weitgehender Entfernung des Bentonits durch Überschußschlammabzug).

Wegen Abwassermangels mußten die Versuche ohne Vorbelüftung im Labor weitergeführt werden. Dort wurden nun zwei Anlagen parallel mit dem gleichen Abwasser beschickt, die eine war mit einem Vorbelüftungsbecken ausgerüstet, die andere nicht. In beiden wurde ausreichend Phosphor zudosiert. Es zeigte sich jedoch in keiner der beiden Anlagen eine Tendenz zu Blähschlambildung, was mit den Angaben in der Literatur für Versuche um diese Jahreszeit übereinstimmt (GORSLER und KOLLATSCH 1976).

Die Entscheidung, ob nun die Phosphordosierung oder die Vorbelüftung die Bildung des Blähschlammes hemmen, konnte somit nicht getroffen werden.

Für die Bemessung der Belebungsanlage (insbesondere der Belüftungseinrichtung) ist es von Bedeutung, ob Erd- und Karbonatationsschlamm (eingemaischt) gemeinsam oder getrennt gelagert werden. Das gesamte Schlammtransportwasser soll biologisch gereinigt werden.

7.8.4 Stoßbelastung

In jeder Kampagne muß damit gerechnet werden, daß durch einen "Betriebsunfall" schlagartig größere Saftmengen ins Abwasser gelangen. Nach Auskünften von Seiten der Fabrikleitung, kann damit gerechnet werden, daß in einem ungünstigen Fall, 20 - 25 t Zucker (meist aus der Kochstation) ins Abwasser gelangen. Bei Betriebsunterbrechungen kann es vorkommen, daß die Extraktionsanlage geleert werden muß. Auch dabei gelangt eine ähnlich große Zuckermenge in das Abwasser.

Es wurde deshalb untersucht, wie die Belebungsanlage auf derartige Stöße reagiert. Zu diesem Zwecke wurde eine entsprechende Menge Rohsaft innerhalb von zwei bis drei Minuten in das Vorbelüftungsbecken geschüttet. Der normale Zulauf wurde nicht verändert.

Es wurden zwei derartige Versuche durchgeführt (Kampagne 1976), der erste bei der Belüftungszeit von 23 h, der zweite bei einer Belüftungszeit von 12 h.

Anhand von filtrierte Proben des Zulaufes, des Ablaufes der Vorbelüftung (BB I), des Belebungsbeckens (BB II) und des Ablaufes der Nachklärbecken, wurde der Abbau verfolgt.

In den folgenden Abbildungen ist der Verlauf des COD und TOC in den filtrierte Proben dargestellt (t = 0, Meßwerte vor der Stoßbelastung).

1. Versuch 24./25.11.1976

$$q = 1,1 \text{ m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{d}$$

Stoßbelastung 33,4 kg COD entspricht 33 t Zucker-
verlust in Fabrik

Belastung aus Zulauf 30,2 kg COD/d

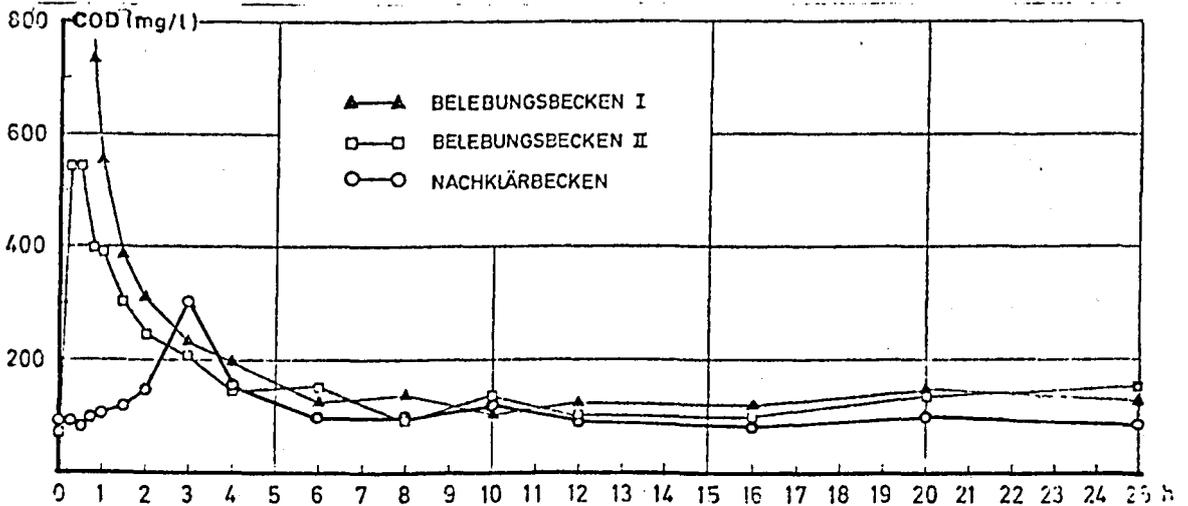


Abb. 7 - 35: COD-Abbau, 1. Stoßversuch

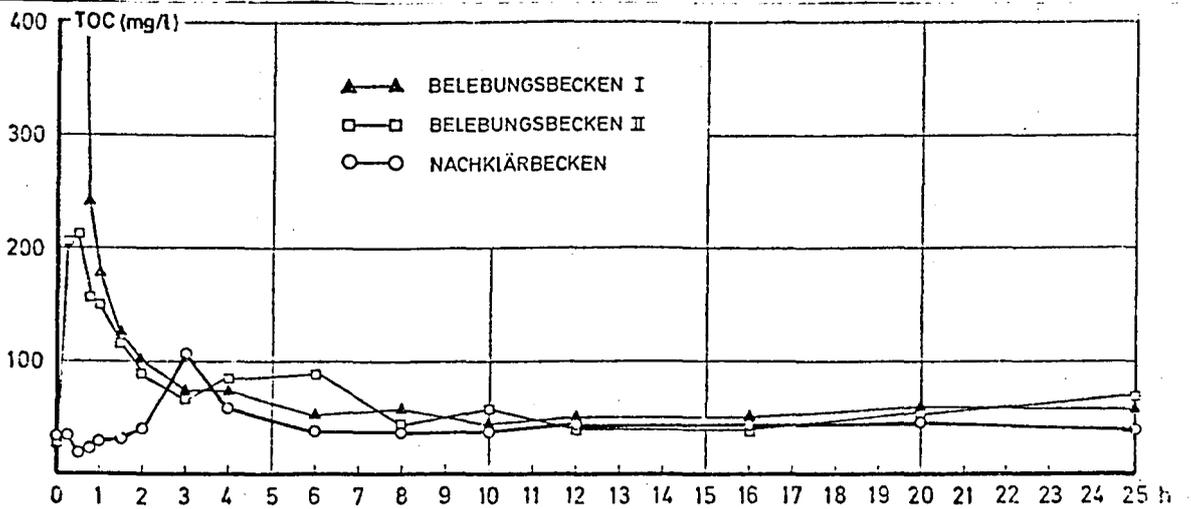


Abb. 7 - 36: TOC-Abbau, 1. Stoßversuch

2. Versuch 13./14.12.1976

$$q_R = 2 \text{ m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{d}$$

Stoßbelastung 35,4 kg COD entspricht 17,5 t

Zuckerverlust in Fabrik

Belastung aus Zulauf 43,3 kg COD/d

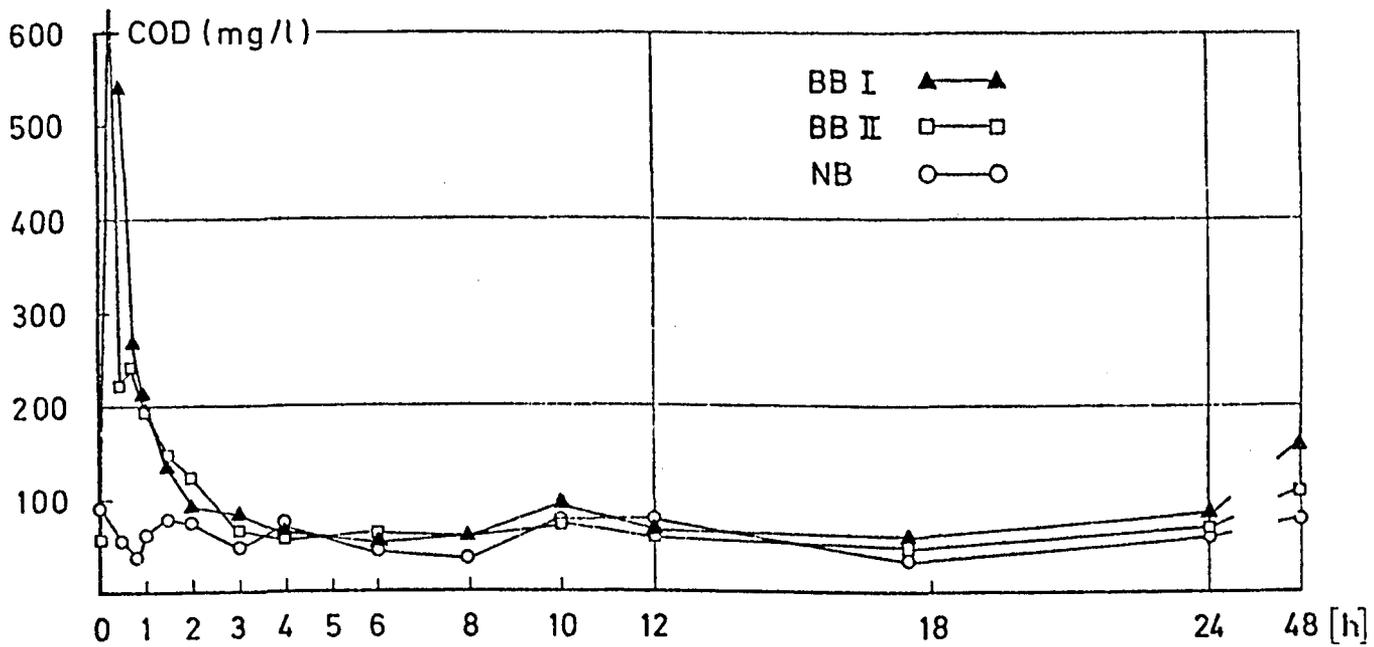


Abb. 7 - 37: COD-Abbau, 2. Stoßversuch

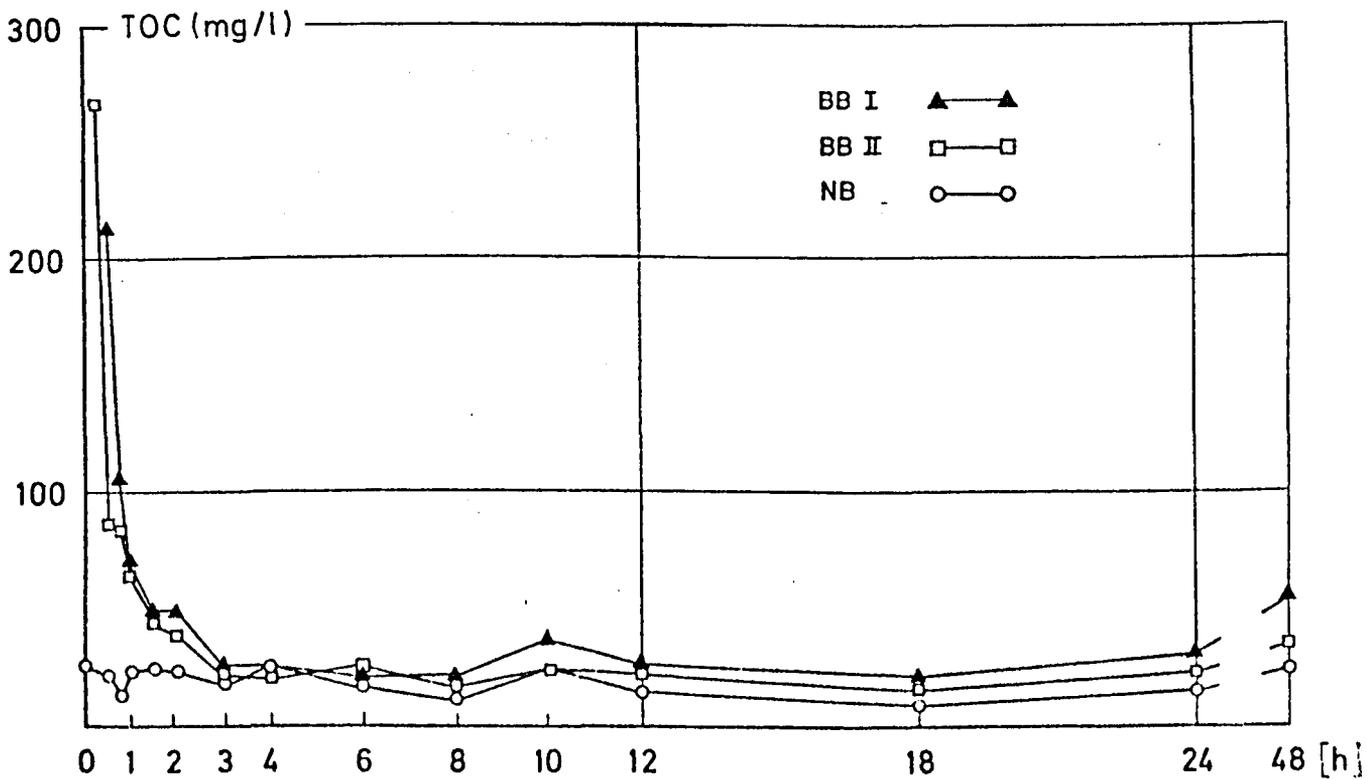


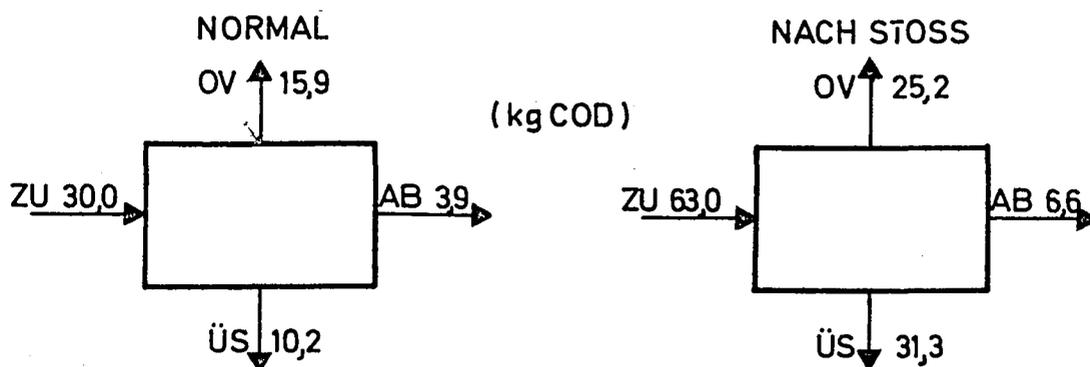
Abb. 7 - 38: TOC-Abbau, 2. Stoßversuch

Der steile Abfall der Konzentration im Vorbelüftungsbecken ist vorwiegend auf die Verdünnung durch den Rücklaufschlamm und den Zulauf zurückzuführen, er folgt näherungsweise einer Reaktion 1. Ordnung. Im Belebungsbecken überwiegt die Entfernung der Verschmutzung durch die Bakterien gegenüber dem Verdünnungseffekt.

Eine COD-Bilanz für die auf den Stoß folgenden 24 h ergibt:

1. Versuch

COD-Zulauf unter Normalbedingungen	30,0 kg/d
COD-Ablauf unter Normalbedingungen	3,9 kg/d
COD-Ablauf in 24 h nach Stoß	6,6 kg/d
OV unter Normalbedingungen	15,9 kg/d
OV 24 h nach Stoß	25,2 kg/d
COD-ÜS unter Normalbedingungen	10,2 kg/d
COD-ÜS nach Stoß	31,2 kg/d
Stoß (COD)	33,0 kg



Zufolge einer Normalbelastung in der Größe einer Tages-
schmutzfracht, hat sich in den darauffolgenden 24 Stunden
der Sauerstoffverbrauch um 58 %, der Überschusschlamm-
fall um 200 % erhöht, d.h. 30 % der Stoßbelastung wurden

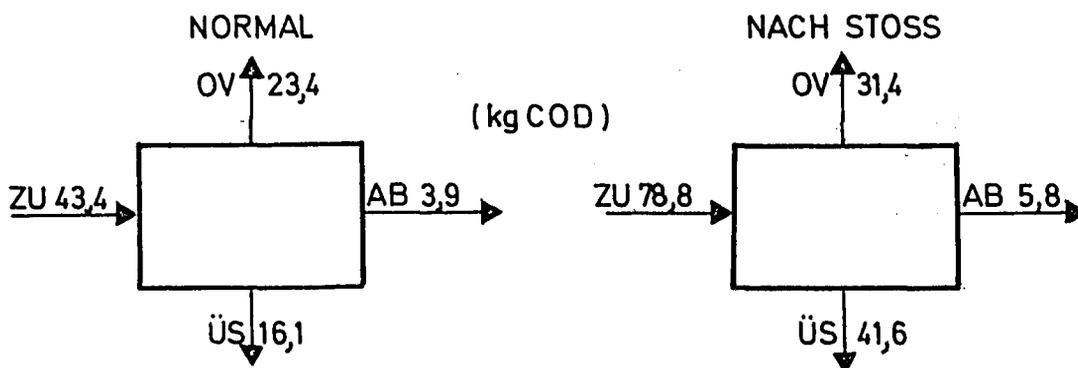
durch erhöhte Atmungsaktivität, 70 % durch Vermehrung der Bakterienmasse aus dem Abwasser entfernt.

Bei normalem Betrieb beträgt dieses Verhältnis 61 % : 39 %. Nach ca. 6 Stunden stellten sich im Ablauf wieder die ursprünglichen Konzentrationen ein.

2. Versuch (13./14.12.)

COD-Bilanz über die auf die Stoßbelastung folgenden 24 Stunden:

COD-Zulauf unter Normalbedingungen	43,4 kg/d
COD-Ablauf unter Normalbedingungen	3,9 kg/d
COD-Ablauf in 24 h nach dem Stoß	5,8 kg/d
OV unter Normalbedingungen	23,4 kg/d
OV 24 Stunden nach Stoßbelastung	31,4 kg/d
COD-ÜS unter Normalbedingungen	16,1 kg/d
COD-ÜS nach Stoß	41,6 kg/d
Stoß	35,4 kg COD



Bei einer Stoßbelastung in der Größe von 82 % einer Tages-
schmutzfracht (COD) hat sich in den darauffolgenden 24 h
der Sauerstoffverbrauch um 30 %, der Überschusschlammfall

um 158 % erhöht, d.h. von der Stoßbelastung sind 24 % durch Erhöhung der Atmungsaktivität und 76 % durch Vermehrung der Mikroorganismen entfernt worden.

Zur Durchleuchtung der Abbauvorgänge bei Stoßbelastungen wird der Versuchsablauf in einem Summenliniendiagramm Abb. 7-39 und 7-40 dargestellt. Hierin stellt jede Ordinate die Summe der Abbau- bzw. Umbauprodukte von der Stoßbelastung ($t = 0$) bis zum betrachteten Zeitpunkt dar. Die Zulaufcharge (kg COD) teilt sich im Laufe der Zeit in veränderlicher Weise auf folgende Bereiche auf:

Ablauf aus dem Nachklärbecken

Sauerstoffverbrauch (OV)

Überschußschlammanfall durch Zellvermehrung (aÜS)

Einlagerung von Reservestoffen + Anlagerung unlöslöser Stoffe (C)

Speicherung von Substrat in den einzelnen Becken zufolge Konzentrationserhöhung des Beckeninhaltes (C_V)

Die Berechnung des Sauerstoffverbrauches erfolgte für das Vorbelüftungsbecken (BB I) auf Grund der Atmungsmessungen, für das Belebungsbecken (BB II) über Sauerstoffgehalt und Energiebedarf des Belüfters, weil dort der Sauerstoffgehalt kontinuierlich registriert wurde. Die Atmungsmessungen dienten zur Kontrolle der Rechnung.

Die Berechnung des Überschußschlammanfalles aÜS konnte meßtechnisch nicht erfaßt werden. Darum wurde davon ausgegangen, daß der abgebaute Ammonium- und Nitratstickstoff zufolge der Stoßbelastung zur Gänze für den Zellaufbau Verwendung findet. Mit dem angenommenen Wert von 11 % N (McKINNEY) für die aktive Trockensubstanz kann man den Schlammzuwachs durch Zellvermehrung berechnen. Das gleiche gilt für den Phosphor.

Aus den Abbildungen 7-41 bis 7-43 für den ersten Stoßversuch und den Abbildungen 7-44 bis 7-46 für den zweiten Versuch ist der Stickstoff- bzw. Phosphorabbau gut abzulesen. Aus den Abbildungen können folgende Schlüsse gezogen werden:

- Das Nitrat wird erst als Stickstoffquelle verwendet, wenn der Ammoniumstickstoff verbraucht ist.
- Die verfügbaren Nährstoffe stellen den begrenzenden Faktor für die Umwandlung des Substrates in neue Zellsubstanz dar. Beim ersten Versuch wird der Stickstoff zum Minimumfaktor, beim zweiten Versuch der Phosphorgehalt im Belebungsbecken.

Aus den Abbildungen 7-39 und 7-40 sieht man deutlich, daß der größte Teil des Substrates kurz nach der Stoßbelastung durch Einlagerung von Reservestoffen aus dem Abwasser entfernt wird. Ein Abbau des fast zur Gänze gelöst vorliegenden Substrates (Rohsaft) durch Adsorption ist nach WUHRMANN (1964) auszuschließen. Entnimmt man den Abbildungen die Werte für die Speicherkapazität C und bezieht sie auf die aktive Trockensubstanz aTS , so erhält man für den ersten Versuch einen Wert von $\max C = 0,275 \text{ kg COD/kg } aTS$, wobei man der Abbildung 7-39 entnehmen kann, daß mehr Substrat vorhanden war, als die Bakterien speichern konnten. DOHANYOS et al. (1970) haben für Glukose C -Werte von $0,02$ bis $0,40 \text{ kg COD/kg TS}$ gefunden. Beim zweiten Versuch war die Gesamtspeicherkapazität größer als das Substratangebot, für C wurde ein Wert von $C = 0,250 \text{ kg COD/kg } aTS$ gefunden.

Man kann daraus folgern, daß der aktiven Trockensubstanz eine bestimmte Speicherkapazität C entspricht. Somit werden Stoßbelastungen umso besser verkraftet, je höher der Gehalt an aktiver Trockensubstanz in der gesamten Anlage ist, also nicht $aTS_R \text{ (kg/m}^3\text{)}$ sondern $aTS_R \cdot V_{BB} \text{ (kg)}$ ist

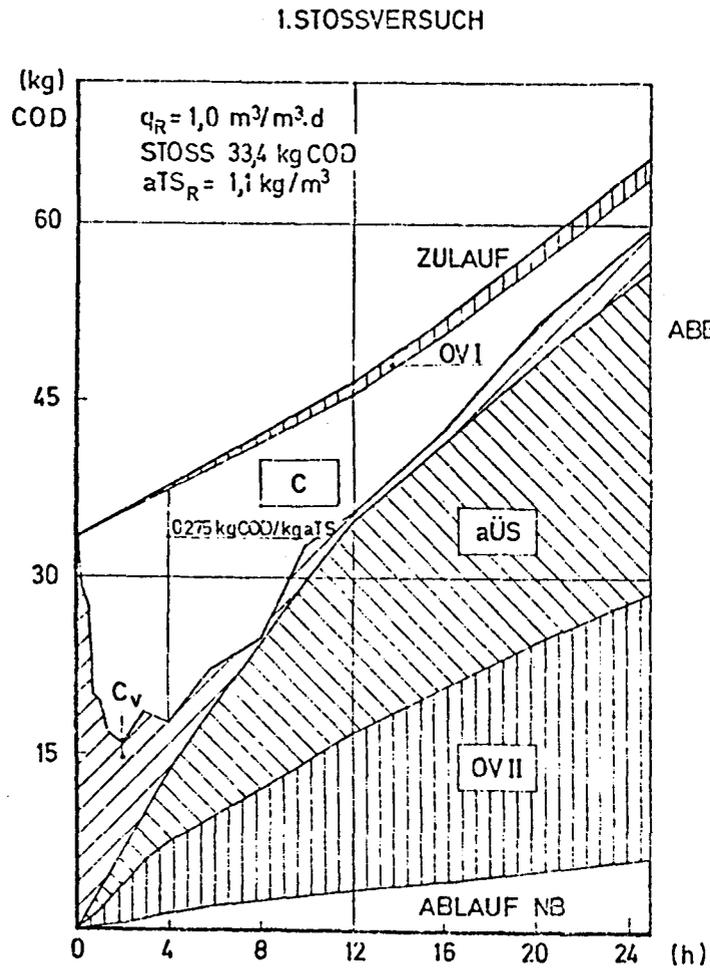


ABB 7-39

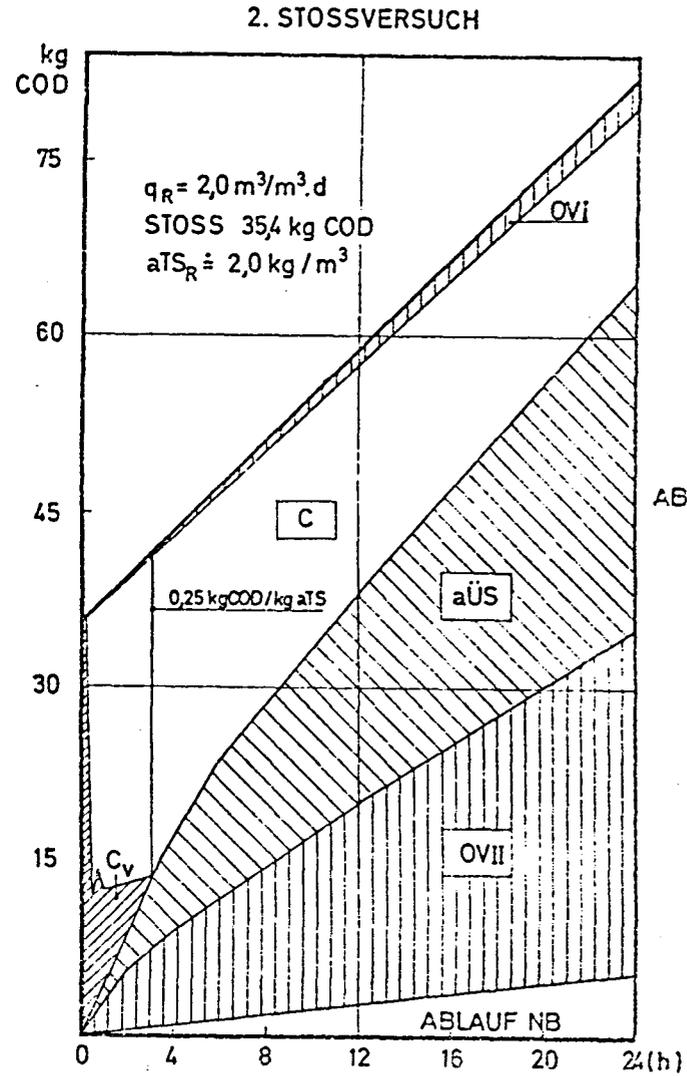


ABB. 7-40

COD-Summenliniendiagramm für Stoßversuche

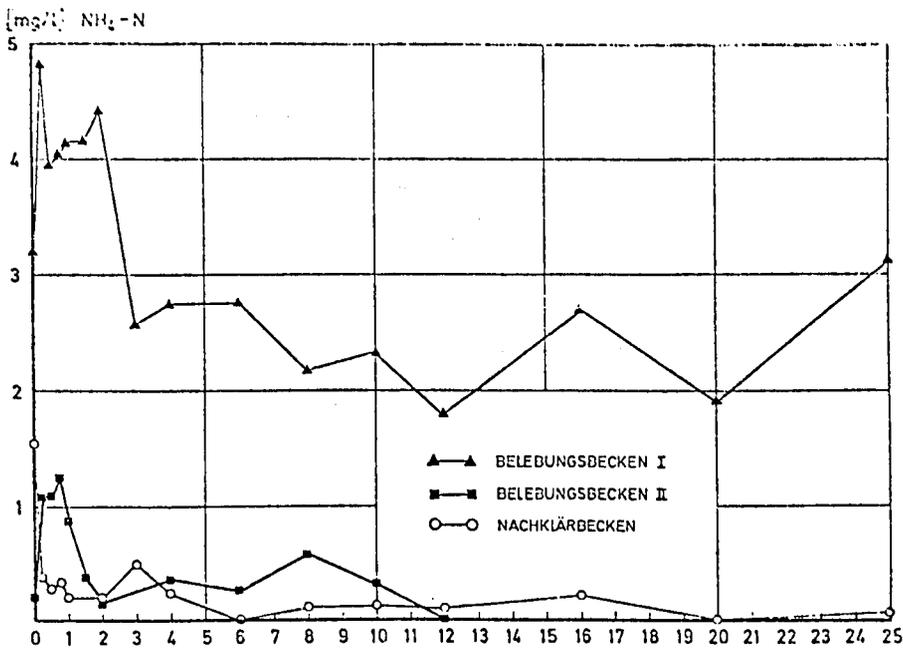


Abb. 7-41

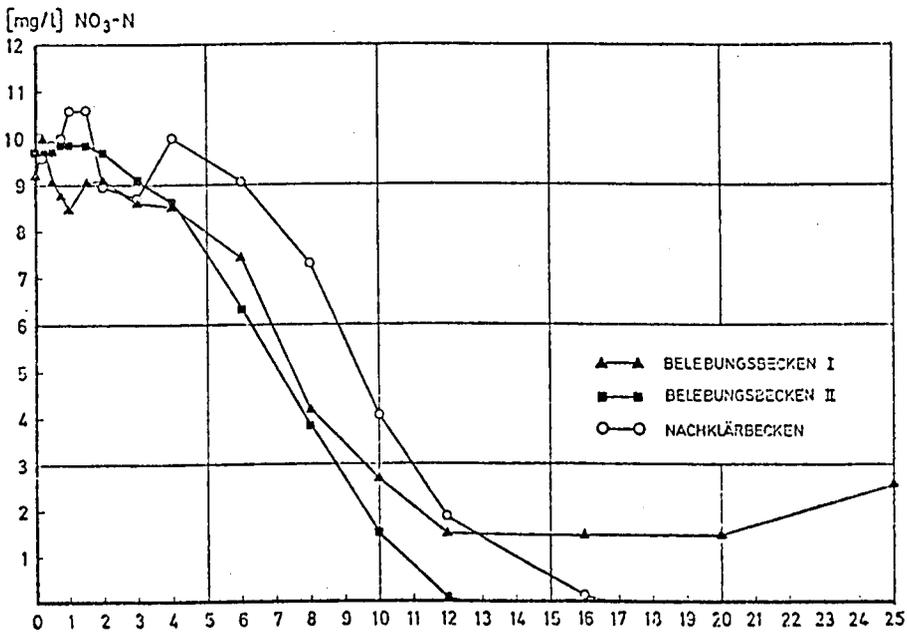


Abb. 7-42

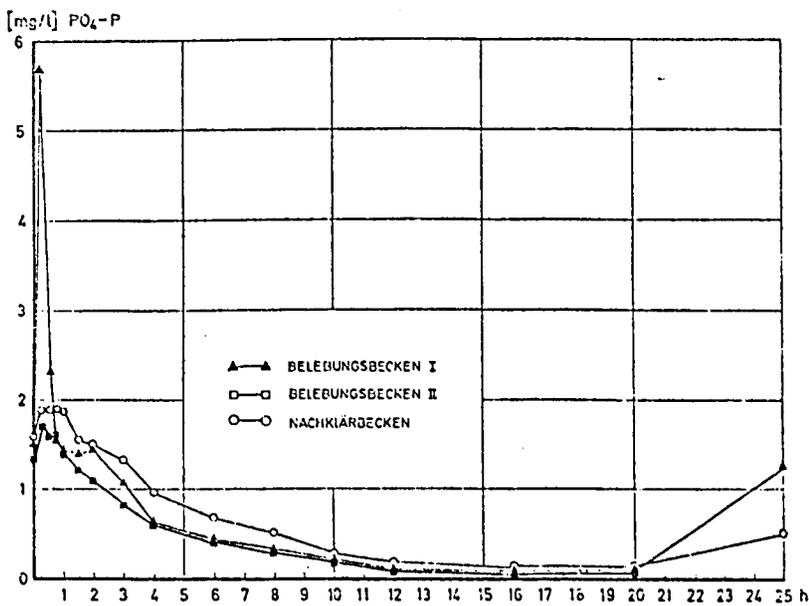


Abb. 7-43

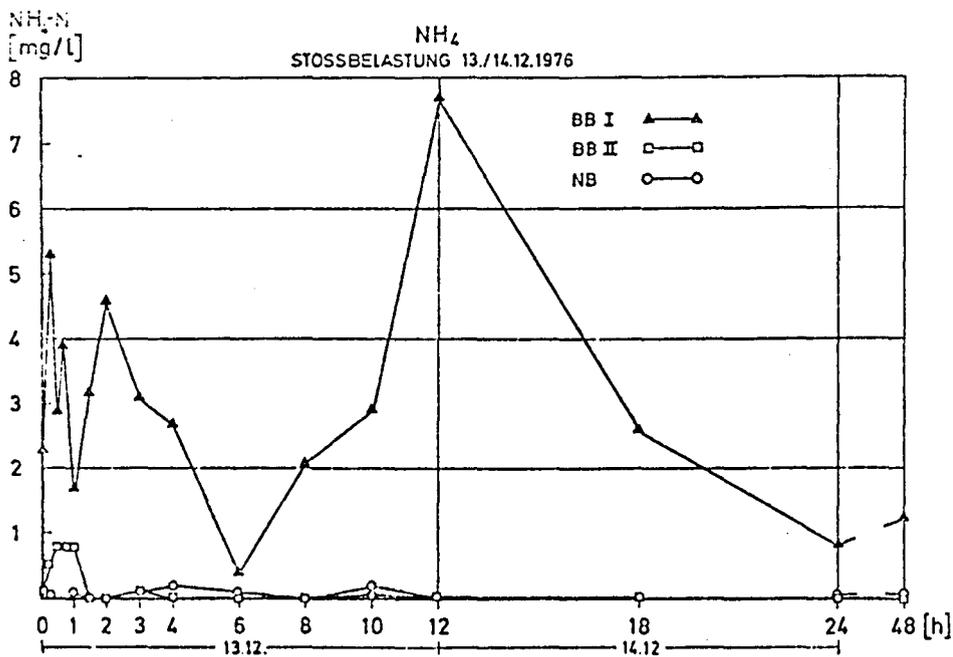


Abb. 7-44

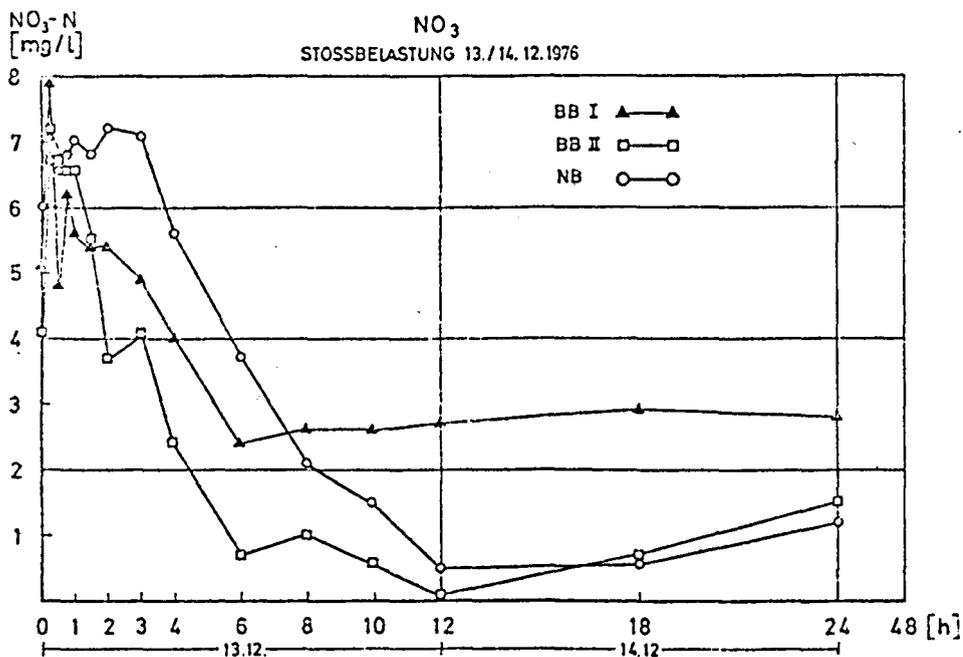


Abb. 7-45

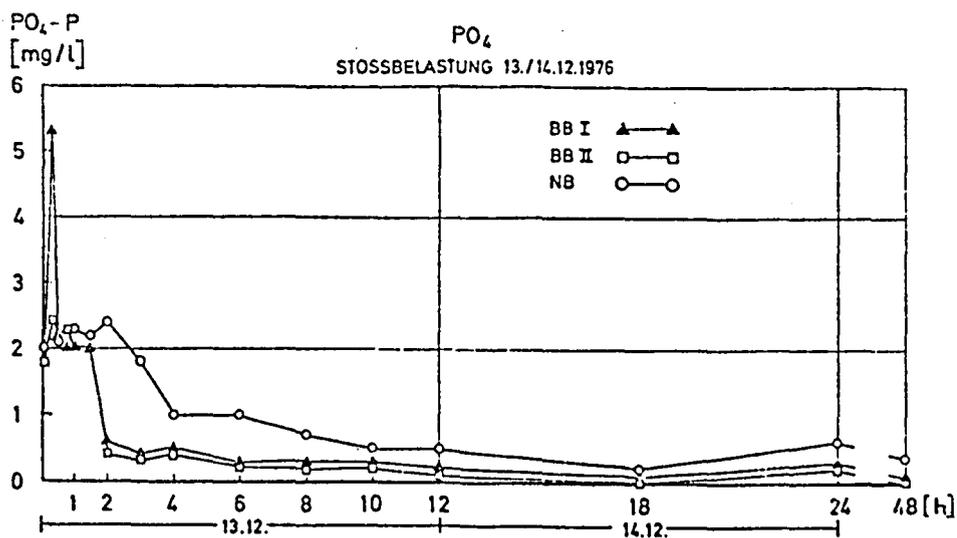


Abb. 7-46

entscheidend. Die Versuche haben weiters gezeigt, daß der Mangel an Nährstoffen die Umwandlung der eingelagerten Reservestoffe in Zellsubstanz behinderte. Dieser Umstand hätte sich ungünstig ausgewirkt, wenn eine zweite Stoßbelastung der ersten in kürzerem Abstand gefolgt wäre. Diesen Mangel kann man durch ausreichende Dosierung von Handelsdüngern ausgleichen (Nährstoffbedarf, siehe 7.8.5).

Bei den Stoßbelastungsversuchen entstehen für das zweite Belebungsbecken kurzzeitig ähnliche Verhältnisse wie im ersten Belebungsbecken unter Normalbedingungen. Im folgenden werden daher die Abbauvorgänge im ersten Becken untersucht, wobei die Ergebnisse von 1975 und 1976(1) herangezogen werden. Geht man davon aus, daß bei sehr hoher Schlammbelastung $OV_R \approx COD-ÜS_R$ gilt, wie dies auch bei den Stoßversuchen der Fall war, und bezieht man nur den gelösten COD in die Betrachtungen ein, so ergibt sich näherungsweise:

Tabelle 7 - 11:

	Dim.	1975	1976(1)
Zulauf COD filtr.	kg/m ³	0,576	0,398
Ablauf BB I filtr.	kg/m ³	0,095	0,070
Ablauf BB II = RS filtr.	kg/m ³	0,030	0,055
Rücklaufverhältnis	-	1,5	1,8
COD-BB I filtr. (Mischung Zul.+RS) **	kg/m ³	0,248	0,178
$\eta_{COD}^{BB I}$ (COD filtr.)	%	62	61
q_R	m ³ /m ³ .d	46,5	43,0
B_{R-COD} filtr.	kg/m ³ .d	26,78	16,73
a_{TS_R}	kg/m ³	2,4	1,2

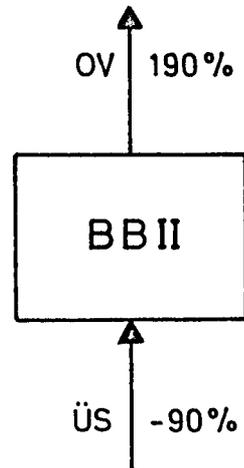
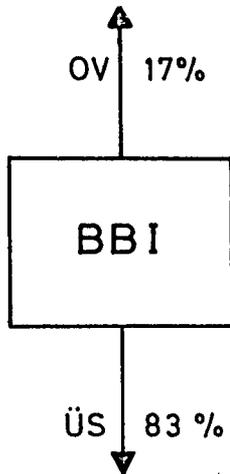
** errechneter Wert ohne Berücksichtigung des Abbaues

Tabelle 7 - 11 Fortsetzung

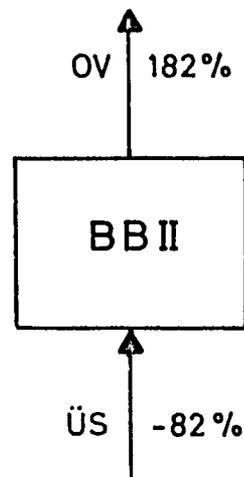
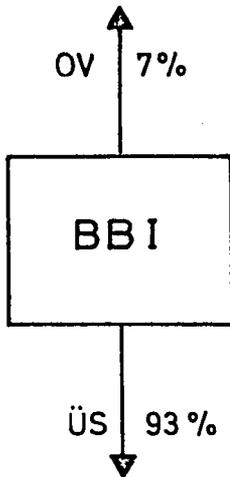
	Dim.	1975	1976(1)
B_{TS-COD}^a filtr.	kg/kg.d	11,16	13,94
ηB_{TS-COD}^a filtr.	kg/kg.d	6,92	8,50
OV_R/aTS_R	kg/kg.d	1,61	1,02
"Abbau" ($OV+a\ddot{U}S$) $\approx 2,0 \cdot OV_R/aTS_R$	kg/kg.d	3,24	2,04
Einlagerung $C' = \eta B_{TS-COD}^a - \text{"Abbau"}$	kg/kg.d	3,68	6,46
tatsächl. mittlere Aufenthaltszeit	d	0,0086	0,0083
Einlagerung bei jedem Durchgang des Schlammes durch BB I (COD)	kg/kg.aTS	0,032	0,054

Aus der Tabelle kann man entnehmen, daß ca. 60 % des gelösten COD im ersten Becken aus dem Abwasser entfernt werden. Es zeigt sich weiters, daß ein beträchtlicher Teil der Verschmutzung durch Einlagerung von Reservestoffen "abgebaut" wird. Auf Grund von Literaturangaben kann man annehmen, daß auch die Adsorption der ungelösten organischen Verunreinigungen im ersten Becken erfolgt. Damit fänden über 75 % des Gesamtabbaues im ersten Becken statt. Im zweiten Becken wird demnach vorwiegend ein- und angelagertes Substrat abgebaut. Diese Tatsache kann anhand der COD-Bilanzen der zwei Belegungsbecken gut gezeigt werden.

1975



1976 (1)



7.8.5 Nährstoffe

Wie schon erwähnt, stellt die Versorgung der Bakterien mit Nährstoffen einen wesentlichen Faktor bei der aeroben biologischen Reinigung dar. Im häuslichen Abwasser sind die Nährstoffe in überreichem Maße vorhanden, bei Industrieabwässern vielfach in zu geringen Mengen. Da, wie CHUDOBA et al. (1974) feststellten, fadenförmige Bakterien einen geringeren Phosphorgehalt aufweisen als flockenbildende, ist eine ausreichende Phosphorversorgung des Schlammes eine wichtige Maßnahme gegen die Blähschlamm-Bildung.

In der Kampagne 1975 wurde versucht, ein möglichst vollständiges Bild von den Nährstoffverhältnissen zu bekommen. Täglich gezogene Proben vom Zulauf und Ablauf wurden auf den Gehalt an $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{PO}_4\text{-P}$, Gesamtposphor und Kjeldahlstickstoff untersucht.

Vom 24.10. bis zum 16.12. (Beginn der Teichwasserdosierung) ergaben sich folgende Meßwerte:

		Zulauf			Ablauf		
		M	s	n	M	s	n
$\text{NH}_4\text{-N}$	mg/l	9,7	1,6	48	1,22	0,95	48
$\text{NO}_3\text{-N}$	mg/l	2,07	1,43	49	1,30	1,49	48
Kjeldahl-N	mg/l	22,0	4,35	44	3,83	1,72	48
Gesamt N	mg/l	24,07	-	-	5,13	-	-
$\text{PO}_4\text{-P}$	mg/l	0,47	0,21	47	0,06	-	48
Gesamt P	mg/l	3,05	1,16	45	0,86	0,49	48
P-Zugabe	mg/l	3,17	-	-			
COD	mg/l	654	153	45	39	-	-
BSB_5	mg/l	351	80	23	6	-	-
aÜS_R	$\text{kg/m}^3 \cdot \text{d}$	0,16					

Die Nährstoffe im Abwasser der Kampagne 1975 verhalten sich wie:

$$\text{COD} : \text{N} : \text{P} = 100 : 3,7 : 0,47$$

$$\text{BSB}_5 : \text{N} : \text{P} = 100 : 6,9 : 0,87$$

Als ausreichend für die biologische Reinigung gilt das Verhältnis

$$\text{BSB}_5 : \text{N} : \text{P} = 100 : 5 : 1$$

d.h. Stickstoff ist in ausreichender Menge vorhanden, Phosphor in fast genügendem Ausmaß, dennoch wird der zudosierte Phosphor (Phosphatdünger mit 35 % P_2O_5 -Gehalt) fast zur Gänze aus dem Abwasser entfernt.

Die aktive Trockensubstanz hat nach MCKINNEY (19728 einen Stickstoffgehalt von 11 % und einen Phosphatgehalt von 2,2 %. Das bedeutet einen täglichen Nährstoffbedarf von

$$a\ddot{U}S_R \cdot 0,11 \cdot \frac{1}{q_R} = 0,16 \cdot \frac{0,11}{0,00012} = 15 \text{ mg/l N und}$$

$$0,16 \cdot \frac{0,022}{0,0012} = 2,9 \text{ mg P/l im Zulauf.}$$

Aus der N-Bilanz kann der Stickstoffgehalt des Schlammes errechnet werden:

$$\text{Gesamt } N_{\text{zu}} - \text{Gesamt } N_{\text{ab}} = \text{Gesamt } N_{\text{Schlamm}}$$

$$24,07 \cdot 1,2 - 5,13 \cdot 1,2 = 22,73 \text{ g/m}^3 \text{ Belebungsbecken . d Schlammalter 15 d}$$

$$\text{N-Gehalt des Schlammes 15} \cdot 22,73 = 341 \text{ g/m}^3 \text{ Schlamm}$$

Die P-Bilanz ergibt:

$$(3,05 + 3,17 - 0,86) \cdot 1,2 = 5,36 \text{ g/m}^3 \text{ . d Schlammalter 15 d}$$

$$\text{P-Gehalt des Schlammes: } 80,4 \text{ g/m}^3 \text{ Schlamm}$$

Die PO_4 -P-Bilanz ergibt:

$$(0,47 + 3,17) \cdot 1,2 - (0,06 \cdot 1,2) = 4,30 \text{ g/m}^3 \text{ . d}$$

$$4,30 \cdot 15 = 64,5 \text{ g } PO_4\text{-P/m}^3 \text{ Schlamm}$$

Folgerungen aus den Bilanzen:

- Stickstoff ist für die Bakterien in allen 3 Formen NH_4 , NO_3 , organisch N, verfügbar und in ausreichender Menge im Abwasser vorhanden. Er wird zu ca. 80 % aus dem Abwasser entfernt. Davon werden ca. 80 % für den Aufbau neuer Zellen verwendet. Der Abb. 7-28 kann man entnehmen, daß der maximale Überschußschlammanfall (COD-ÜS_R) in der Praxis kleiner als $0,5 \eta_{B_R\text{-COD}}$ ist. Dafür sind $0,5 \cdot \eta \cdot \text{COD}_{\text{zu}} \cdot 0,11/1,42 = 0,035 \cdot \text{COD}_{\text{zu}}$ (mgN/l) im Zulauf erforderlich (COD : N = 100 : 3,5)
- Aus der Phosphor- und Phosphatbilanz ergibt sich, daß von den 6,22 mg/l gesP etwa 85 % entfernt werden. Davon werden nur 54 % zum Zellaufbau benötigt. Wenn der gesamte Phosphor den Bakterien verfügbar gewesen wäre, dann hätte 1975 kein Phosphor zudosiert werden müssen. Für den maximalen in der Praxis zu erwartenden Überschußschlammanfall von $0,5 \eta_{B_R\text{-COD}}$ ergibt sich ein erforderlicher P-Gehalt des Zulaufes von $0,5 \cdot \eta \cdot \text{COD}_{\text{zu}} \cdot 0,022/1,42 = 0,006 \cdot \text{COD}_{\text{zu}}$ (mg P/l) bzw. COD : P = 100 : 0,6. Der P-Gehalt des Abwassers reicht nicht immer aus, den P-Bedarf der Bakterien zu decken.

Folgerungen für den Betrieb (P-Dosierung)

Beim Einfahren der Belebungsanlage zu Kampagnebeginn ist auf jeden Fall eine P-Dosierung von mindestens COD : P = 100 : 0,6 anzuraten. Ab dem Beginn des Überschußschlammabzuges kann die Dosierung gedrosselt werden. Wird der P-Gehalt des Zulaufes regelmäßig bestimmt, so soll die P-Dosierung so vorgenommen werden, daß COD : P = 100 : 0,6 nicht überschritten wird. Bei Verwendung mineralischer Handelsdünger muß damit gerechnet werden, daß nur ca.

90 % des Phosphors im Belebungsbecken verfügbar sind. Wird der P-Gehalt des Zulaufes nicht gemessen, dann soll die P-Dosierung im Verhältnis COD : P = 100 : 0,5 vorgenommen werden (BSB₅ : P = 100 : 0,9). In diesem Fall beträgt der P-Bedarf (2 kg BSB₅/t Rübe) 0,02 kg P/t Rübe. Bei der Optimierung der P-Dosierung darf der Vorrang der Betriebssicherheit durch stabile Schlammigenschaften nicht übersehen werden.

7.8.6 Kreislaufwirtschaft

Eine wesentliche Einsparung an Frischwasser und eine Reduktion der abgestoßenen Schmutzfracht (BSB₅ z.B.) läßt sich durch die Rücknahme des biologisch gereinigten Abwassers erreichen. Durch die Rücknahme wird aber die Kläranlage ein Teil des betrieblichen Wasserschemas der Fabrik mit mehrfachen Wechselbeziehungen zwischen dem Prozeß der Zuckererzeugung und der Kläranlage. Es sind verschiedene Möglichkeiten der Wasserführung vorhanden, je nachdem wie weit die Wassereinsparung getrieben werden soll.

7.8.6.1 Akkumulierung abbauresistenter Stoffe

Bei der Kreislaufführung von Abwasser erhebt sich die Frage, ob sich abbauresistente Stoffe im Abwasser kumulieren. Dazu wäre vorerst zu bemerken, daß Schwierigkeiten bei der Rücknahme des Abwassers von solchen Stoffen nicht zu erwarten sind. Dort würden vor allem die biologisch leicht abbaubaren Substanzen zu den vom Wasch- und Schwemmwasserkreislauf bekannten Schwierigkeiten führen. Die Aufenthaltszeit des Abwassers in der Fabrik ist geringer als jene im Nachklärbecken, d.h. die Gefahr von Ablagerungen im Betrieb sind relativ gering.

Gefährlich sind schwer abbaubare Stoffe eventuell für den Vorfluter. Bei höheren Konzentrationen dieser Stoffe durch Kreislaufführung wird die Chance erhöht, daß sich im Belebtschlamm "Spezialisten" für die schwer abbaubaren Substanzen vermehren und damit diese Stoffe verstärkt abgebaut werden. Durch Kreislaufführung kann die Fracht an schwer abbaubaren Stoffen nur geringer werden, jedoch kann die Konzentration ansteigen.

Im Labormaßstab wurde versucht, einen Kreislauf des biologisch gereinigten Abwassers zu simulieren.

Dabei wurde folgendermaßen vorgegangen:

Am ersten Tag wurde eine Laboranlage (Belebtschlamm aus der Technischen Versuchsanlage 1974) mit Rohabwasser beschickt. Der Ablauf wurde dann mit ca. 10 % Preßwasser versetzt um die Konzentration des Rohabwassers herzustellen. Diese Mischung aus Ablauf und Preßwasser stellte den Zulauf für die folgenden Tage dar. Diese Vorgangsweise wurde zehn Tage lang wiederholt und danach der Versuch abgebrochen. Es hat sich gezeigt, daß der COD und TOC des Ablaufes sich nicht signifikant änderten.

Die Ergebnisse dieser Versuche sind in der folgenden Tabelle zusammengestellt (die Betriebsparameter entsprechen jenen der technischen Versuchsanlage 1974):

Datum:	Zulauf		Ablauf	
	COD mg/l	TOC mg/l	COD mg/l	TOC mg/l
19.11.	1168		177	30
20.11.	1114		161	27
21.11.	1114		180	57
22.11.	1292	486	250	63
23.11.	1144	460	152	35
24.11.	1190	440	190	30
25.11.	1230	450	152	24
26.11.	1406	470	250	35
27.11.	1210	440	172	25
28.11.	1302	450	164	30

Um abbauresistente Stoffe handelt es sich bei den Salzfrachten, die bei der Regenerierung der Ionentauscher ins Abwasser gelangen. Die tägliche Salzfracht bei einer Zuckerfabrik mit Dünnsaftenthärtung und Quentinanlage beträgt ca. 1,2 kg Chlorid (Cl^-)/t Rüben. Bei einem Abwasserabstoß von 100 % a.Rübe ergibt sich im Kreislaufwasser eine Cl^- -Konzentration von 1200 mg/l, was für die biologischen Prozesse ohne Bedeutung ist. ADAMS et al. (1974) berichten von Chloridgehalten bis 10.000 mg/l ohne Beeinträchtigung der biologischen Vorgänge. Durch die Salzfrachten von den Ionentauschern sind demnach keine Schwierigkeiten bei der biologischen Reinigung zu erwarten.

7.8.6.2 Wärmewirtschaft in Zusammenhang mit der Abwasserreinigung

Die gesamte Wärme, die aus der Fabrik abgeführt werden muß, ist in erster Linie abhängig von der Rübenverarbeitung. Daneben spielen noch mehrere Faktoren wie Zuckergehalt, Extraktionsverhalten, Reinheit der Rübe, Kochschema und

andere eine gewisse Rolle. Die gesamte für die Produktion notwendige Wärmeenergie wird im wesentlichen an drei Stellen an die Umwelt abgegeben:

- erwärmtes Abwasser im Kühlwasser
- Kühlturm (Fallwasserkreislauf)
- Brüden der Schnittetrocknung,

wovon im weiteren nur die ersten zwei von Interesse sind. Die über Abwasser und Kühltürme abzuführende Wärmemenge beträgt ca. 120 bis 140 Mcal/t Rübe. Durch steigende Energiepreise wurde eine möglichst gute Ausnützung der Wärme (Wärmetauscher) angestrebt, sodaß damit gerechnet werden kann, daß in Zukunft die spez. Abfallwärme nicht größer, wohl aber auch nicht mehr wesentlich geringer werden dürfte.

Bei verschiedenen Kreislaufführungen des Wassers und einer Abwasserreinigung stehen folgende Wärmeabgabemöglichkeiten an die Umwelt zur Verfügung:

- Kühlturm
- Kläranlage (Kühlleistung durch Energieeinsatz)
- Abwasserabstoß in den Vorfluter
- Wärmeübergang Wasseroberfläche - Atmosphäre (Absetzbecken, Auflandeteiche, Stapelteiche)

Durch entsprechende Dimensionierung kann mit Hilfe von Kühltürmen jede beliebige Wärmemenge abgeführt werden. Die Umweltbelastung besteht in einer starken Erhöhung der Luftfeuchtigkeit in der näheren Umgebung (Nebelbildung wird begünstigt).

Die Kühlleistung der Kläranlage wird in erster Linie bestimmt durch die installierte Belüfterleistung sowie auch vom Belüftungssystem. Sie ist weiters von den klimatischen Verhältnissen beeinflusst, wobei es vorteilhaft ist, daß die Kampagne nur ca. drei Monate dauert, was die Schwankungsbreite der Außentemperatur wesentlich einschränkt.

Der Wärmeabstoß der Fabrik über das dem Vorfluter zugeleitete Abwasser ist hauptsächlich eine Funktion des Frischwasserbedarfes = Abwasserabstoß und der wasserrechtlichen Auflage über die maximal zulässige Einleitungstemperatur. Der Umwelteinfluß besteht in einer Erwärmung des Vorfluters. Die Wärmeabgabe an die Atmosphäre von den Wasseroberflächen ist sehr stark von den klimatischen Bedingungen abhängig und insgesamt relativ gering.

Für die Abkühlung im Belebungsbecken sind mehrere sehr ausführliche Formeln entwickelt worden, die alle Betriebszustände und klimatischen Bedingungen berücksichtigen, so z.B. DAVIS et al. (1972) oder ARGAMAN und ADAMS (1976).

Die Anwendung der Formeln setzt jedoch die Kenntnis vieler Parameter voraus. In den Monaten Oktober bis Jänner schwanken die klimatischen Bedingungen (z.B. Erwärmung durch Sonnenschein) nur relativ gering. So wie der Sauerstoffeintrag im Belebungsbecken vorwiegend bei den Belüftungsaggregaten erfolgt, wurde angenommen, daß auch der Abkühlungseffekt vorwiegend dort erzielt wird. Bei beiden Prozessen handelt es sich um ein Grenzflächenproblem Luft - Wasser. So wie im ersten Fall das Diffusionsgefälle zwischen Wasser- und Luftsauerstoffgehalt ausschlaggebend ist, so im zweiten Fall die Temperaturdifferenz.

Für die Ableitung einer Formel für die Belebungsbeckentemperatur wurden alle Einflüsse vernachlässigt, die nicht von der Temperaturdifferenz Luft - Wasser abhängig sind. Es handelt sich dabei um eine Betrachtungsweise des Belebungsbeckens als "black box".

Die Überlegungen gehen von der Forderung aus, daß sich bei stationären Verhältnissen im Belebungsbecken eine Temperatur einstellt, bei der die Erwärmung durch den Zulauf gleich der Abkühlung ist.

Für die Änderung der Temperatur nach der Zeit gelten folgende Beziehungen (Erwärmung hat positives Vorzeichen):

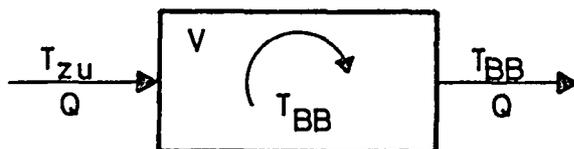
a) Differentialgleichung für die Abkühlung:

Die Änderung der Temperatur in der Zeiteinheit ist direkt proportional der Temperaturdifferenz zwischen Luft (T_L) und Wasser (T_{BB}):

$$\frac{d T_{BB}}{dt} = -k \cdot (T_L - T_{BB}) \quad (1)$$

wobei k eine Abkühlungsrate ist, sie ist abhängig von den klimatischen Verhältnissen (Luftfeuchtigkeit, Windgeschwindigkeit, Luftdruck) und dem Energieeinsatz des Belüfters (Grenzflächenerneuerung).

b) Änderung der Temperatur im Becken durch den Zulauf



Q Zulauf in m^3/d
 V Volumen des Beckens
 T_{zu} Zulauftemperatur
 Wärmebilanz

$$T_{zu} \cdot Q \cdot dt = V \cdot dT_{BB} + Q \cdot T_{BB} \cdot dt$$

$$\frac{dT_{BB}}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (T_{zu} - T_{BB}) = q_R (T_{zu} - T_{BB}) \quad (2)$$

Durch Gleichsetzen von Gleichung (1) und (2) ergibt sich für die Temperatur im Belebungsbecken T_{BB} folgende Beziehung:

$$\begin{aligned}
 -k (T_L - T_{BB}) &= q_R \cdot (T_{zu} - T_{BB}) \\
 T_{BB} &= \frac{q_R \cdot T_{zu} + k \cdot T_L}{q_R + k} \quad (3)
 \end{aligned}$$

Aus dem Aufbau dieser Gleichung (3) läßt sich erkennen, daß bei konstanten Zulaufbedingungen (q_R und T_{zu} konstant) die klimatischen Bedingungen (k , T_L) sich nur gedämpft auf die Temperatur des Belebungsbeckens auswirken.

Aus den Temperaturverhältnissen während der Kampagne haben sich k -Werte zwischen 0,66 und 0,95 ergeben. Diese Schwankungsbreite wird hervorgerufen durch klimatische Veränderungen von Tag zu Tag, Änderungen der Belüfterleistung und Änderungen der Schmutzfracht (biogene Erwärmung).

Mit Hilfe der abgeleiteten Temperaturformel und einen mittleren k -Wert von 0,8 (1/d) wurde für verschiedene Raumbeschickungen q_R , verschiedene Außentemperaturen und verschiedene Zulauftemperaturen die Belebungsbeckentemperatur errechnet und in Diagrammen aufgetragen. Der k -Wert wurde

bei einer mittleren Außentemperatur von 3° C, einer Stabwalzenbelüftung mit ca. 30 W/m^3 installierten Leistung und im Klima des östlichen Donauraumes während der Jahre 1973 bis 1975 ermittelt. Es wurde weiters vereinfachend angenommen, daß bei Veränderungen von q_R die erhöhte Abkühlung zufolge höherer Belüftungsleistung durch die höhere biogene Wärmezufuhr aus den Abbauprozessen kompensiert wird, also auf k keinen Einfluß hat.

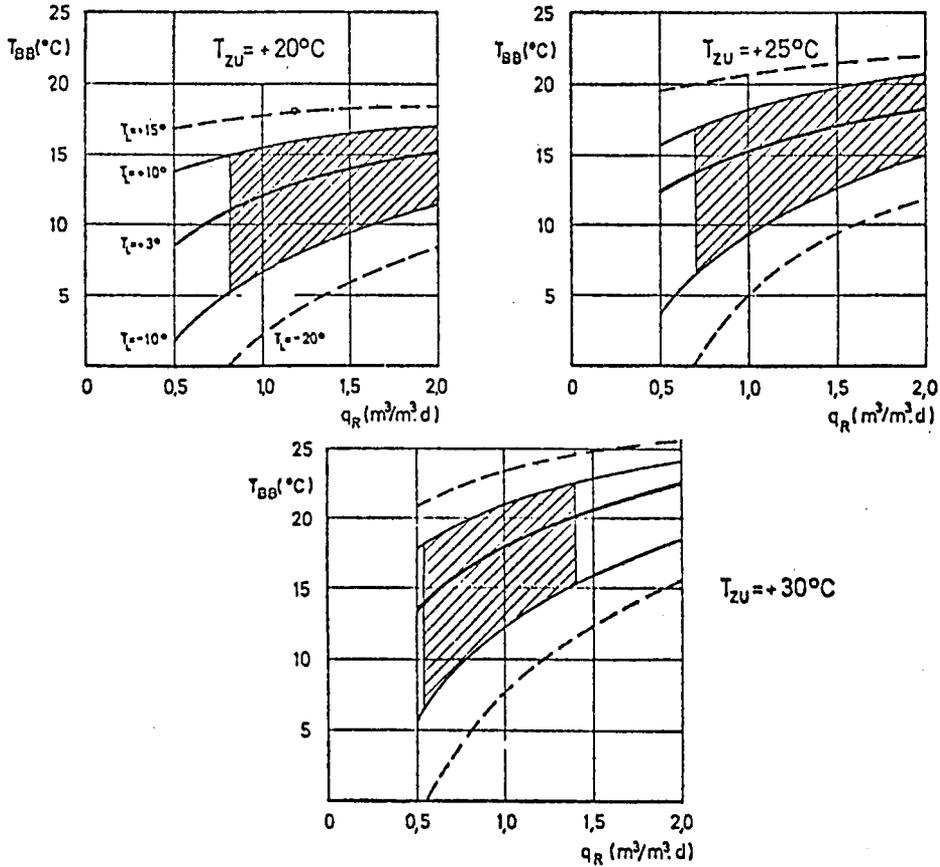
Für die Außentemperaturen wurden folgende Werte angenommen:

- + 3° mittlere Außentemperatur über die ganze Kampagne
- + 15° maximale Temperatur
- + 10° mittlere maximale Temperatur
- 10° mittlere minimale Temperatur
- 20° Katastrophenfrost

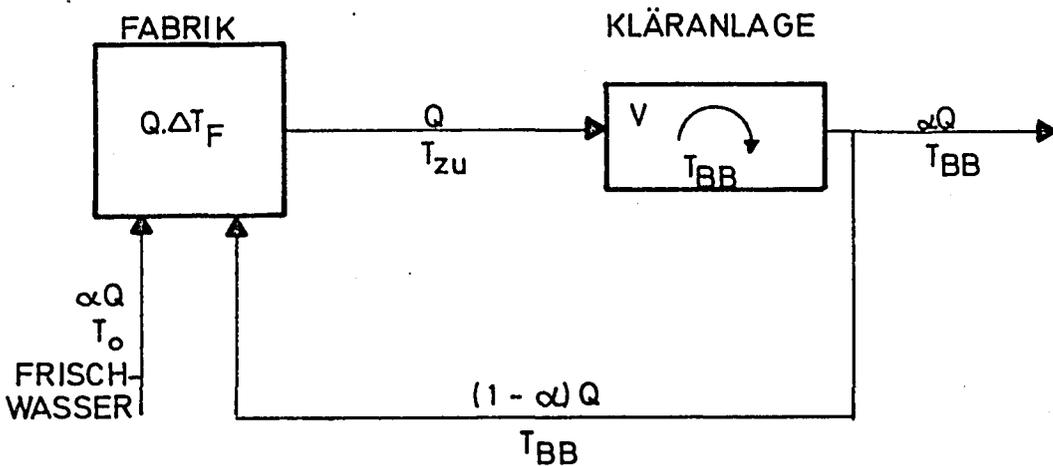
Aus Gründen eines wirtschaftlichen Sauerstoffeintrages sollte die mittlere Beckentemperatur nicht über 20° C liegen. Bei einer Lufttemperatur von -10° C sollten die biologischen Prozesse noch nicht extrem beeinträchtigt werden, d.h. die Beckentemperatur sollte nicht unter $+5^{\circ}$ C fallen. Bei Katastrophenfrösten soll ein Einfrieren unter allen Umständen verhindert werden, d.h. die Beckentemperatur soll $> 0^{\circ}$ sein. Raumbeschickungen über $2,0 \text{ m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ scheinen von der geforderten Reinigungsleistung der Kläranlage aus nicht mehr sicher genug.

In den Diagrammen ist jener Bereich schraffiert, der den obigen Bedingungen genügt. Es zeigt sich, daß ohne eine eventuelle Steuerung der Wärmezufuhr während der Kampagne, ein Bereich von $0,5 < q_R < 2,0$ zu praktikablen Lösungen bezüglich der Temperatur führt. Hat man sich aus klärtechnischen Gründen für eine bestimmte Raumbeschickung q_R entschieden, so kann über eine Optimierungsrechnung die

günstigste Wärmestromführung gefunden werden (Aufteilung Kühlturm - Kläranlage - Abwasser).



Wenn ein Teil des Abwassers im Kreislauf geführt wird, gelangt nur ein geringer Teil der Abwärme über das Abwasser in den Vorfluter. Es wurde nun die Formel (3) für die Belebungsbeckentemperatur T_{BB} so erweitert, daß sie auch für Kreislaufwirtschaft gilt.



Wärmebilanz für die Fabrik

$$T_0 \cdot \alpha Q + T_{BB} (1-\alpha) \cdot Q + \Delta T_F \cdot Q = Q \cdot T_{zu} \quad (4)$$

$Q \cdot \Delta T_F$: Abwärme der Fabrik, die ins Abwasser gelangt

$$T_{zu} = T_0 + (1-\alpha) T_{BB} + \Delta T_F \quad (4a)$$

aus Formel (3) läßt sich T_{zu} berechnen

$$T_{zu} = \frac{(q_R + k)T_{BB} - kT_L}{q_R} \quad (3a)$$

Bei einem Gleichgewichtszustand muß gelten

$$\alpha T_0 + (1-\alpha) T_{BB} + \Delta T_F = \frac{(q_R + k)T_{BB} - kT_L}{q_R}$$

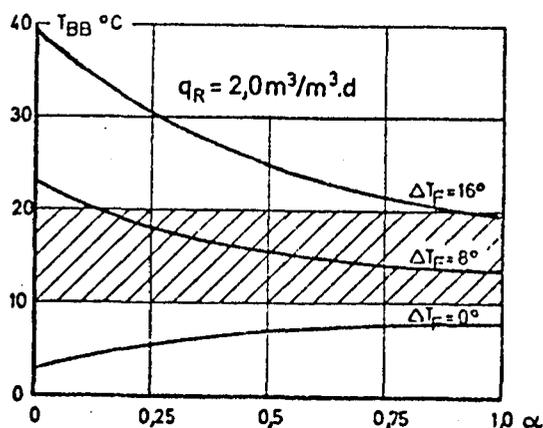
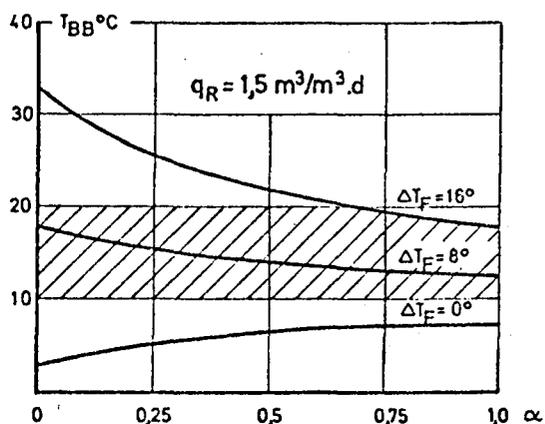
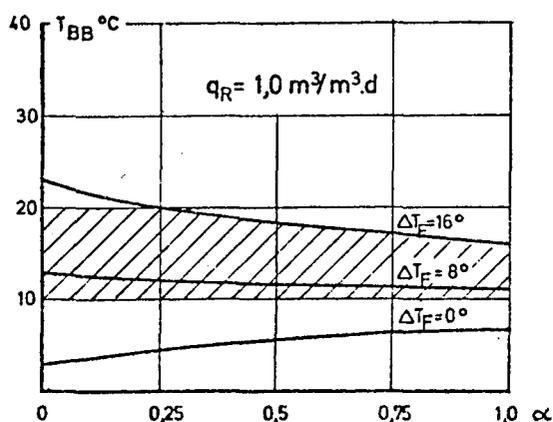
nach algebraischer Umformung ergibt sich

$$T_{BB} = \frac{q_R (\alpha T_O + \Delta T_F) + k \cdot T_L}{k + \alpha q_R} \quad \text{bzw.} \quad (5)$$

$$\Delta T_F = \frac{k}{q_R} \cdot (T_{BB} - T_L) + \alpha (T_{BB} - T_O) \quad (6)$$

für $\alpha = 1,0$ entsteht wieder die Formel (3), denn $T_O + \Delta T_F = T_{zu}$. Aus Formel (5) ist ersichtlich, daß mit zunehmendem Frischwassereinsatz ($\alpha \Rightarrow 0$) die Temperatur im Belebungsbecken zunimmt, wenn die aus der Fabrik kommende Wärmemenge konstant bleibt. Der Formel (6) kann man entnehmen, daß bei gegebener Belebungsbeckentemperatur die ins Abwasser eingebrachte Wärmemenge sinken muß, wenn die Rückführung erhöht wird ($\alpha \Rightarrow 0$).

In den folgenden Diagrammen wird die Abhängigkeit der Belebungsbeckentemperatur (T_{BB}) von dem Anteil an Frischwasser im Kreislauf (α) dargestellt. Dabei wurden folgende Parameter frei gewählt: T_L mittlere Lufttemperatur $+ 3^\circ \text{C}$, T_O Frischwassertemperatur 10°C , $k = 0,8 \left(\frac{1}{d}\right)$, in jedem Diagramm entsprechen die drei Kurven einem ΔT_F von 16° , 8° , 0° bei einem Wasserbedarf in der Fabrik Q von 550% a.R. Dies entspricht einer Abwärme von 88 Mcal , 44 Mcal und 0 Mcal je Tonne Rüben im Zulauf der Kläranlage.



Durch die Einspeisung von Abwärme der Fabrik in den Kreislauf wird die Temperatur im Belebungsbecken unabhängiger von den Außentemperaturen. So hat während der Versuche die Temperatur nie mehr geschwankt als $\pm 3^{\circ}\text{C}$ um den Mittelwert. Dies ist speziell in den kalten Herbst- und Wintermonaten entscheidend für einen gleichmäßigen Reinigungserfolg. Der günstige Bereich für den Betrieb der Kläranlage wurde in den Diagrammen schraffiert (10 - 20 $^{\circ}\text{C}$ im Belebungsbecken) dargestellt.

8. Varianten für die Abwasserreinigung

8.1 Gleichwertigkeit von Varianten

Beim Vergleich verschiedener Lösungsmöglichkeiten für das Abwasserproblem ist es nötig, gewisse Beurteilungskriterien für die Bewertung der einzelnen Varianten festzulegen. Vor allem bei einem Kostenvergleich muß eine gewisse Gleichwertigkeit der einander gegenübergestellten Lösungsmöglichkeiten gegeben sein. Besonders schwierig ist der Vergleich dort, wo sich die Beurteilung nicht in eindeutig definierbaren Kosten niederschlägt wie bei

- Gewässerschutz
- Umweltbelästigung (Geruchsproblem)
- Wasserverbrauch

8.1.1 Gewässerschutz

Der Gewässerschutz durch biologische oder gleichwertige Reinigungsverfahren wird in Österreich im nächsten Dezennium zumindest Voraussetzung für die wasserrechtliche Bewilligung der Abwassereinleitung in den Vorfluter sein. In Österreich existiert noch keine Gesetzesvorlage für die Einhebung einer der Belastung des Vorfluters durch Abwassereinleitung entsprechenden Abgabe (Abwasserabgabegesetz), so wie dies in mehreren europäischen Ländern der Fall ist. Um die Wettbewerbsbedingungen nicht zu verzerren, müßte für jede Zuckerfabrik die gleiche Reinigungsleistung gefordert werden. Eine derartige Lösung wurde in Amerika verwirklicht, wo eine mittlere und eine maximale BSB₅-Fracht/t Zuckerproduktion festgelegt wurde, die in den Vorfluter eingeleitet werden darf. Diese Festlegung geht von dem zur Zeit besten, technisch durchführbaren und wirtschaftlich tragbaren Abwasserreinigungsverfahren aus. Ab dem Jahre 1983 dürfen in den USA

von einer Zuckerfabrik nicht mehr als 1,3 kg BSB₅ im Monatsmittel und 2,0 kg BSB₅ an einem Tag je t Zucker in den Vorfluter gelangen. Bezieht man diese Werte auf die Rübenverarbeitung mit ca. 15 % Zuckerausbeute, so ergibt sich 0,2 kg BSB₅/t Rübe im Monatsmittel und 0,3 kg BSB₅/t Rübe an einem Tag als zulässige Ablauffracht. Um dies zu erreichen, müßte die Abwasserreinigung einen Wirkungsgrad von 90 - 95 % BSB₅ aufweisen.

Für Österreich könnte von jeder Reinigungsleistung ausgegangen werden, die für kommunale Kläranlagen gefordert wird. Dort sollte der BSB₅ im Ablauf an 80 % der Tage 30 mg/l (75 mg/l COD) (Tagesmittelwert) nicht überschreiten. Einzelproben sollten für 80 % aller Werte 25 mg/l BSB₅ (90 mg/l COD) nicht überschreiten. Da das Zuckerfabrikabwasser zu den biologisch leicht abbaubaren Abwässern zu zählen ist, sollten ähnliche Ablaufwerte eingehalten werden, was den BSB₅ betrifft. Dennoch wird es im Hinblick auf eine möglichst weitgehende Wassereinsparung sinnvoll sein, die Konzentration durch zulässige Frachten zu ergänzen. Als gleichwertig in bezug auf den Gewässerschutz ist demnach jedes Reinigungsverfahren, bei dem eine bestimmte BSB₅- bzw. COD-Fracht im Ablauf nicht überschritten wird. So wie in Amerika müßte eine mittlere und eine maximale Fracht festgelegt werden.

8.1.2 Umweltbelästigung

Unter Umweltbelästigung soll hier in erster Linie die Geruchsbelästigung verstanden werden. Je nach Temperaturverhältnissen kommt es bei der Stapelung des Abwassers schon im Herbst, sonst aber sicherlich im Frühjahr, bei Einsetzen der warmen Witterung, zu einer starken, unangenehmen Geruchsentwicklung. Diese Geruchsentwicklung führt in einem relativ weiten Umkreis (mehrere Kilometer) zur Belästigung

von dort wohnenden Menschen, wobei die Windverhältnisse von ausschlaggebender Bedeutung sind. Mit steigendem Lebensstandard wird die Geruchsempfindlichkeit auch der Landbevölkerung größer, sodaß diesem Problem in Zukunft erhöhte Bedeutung zukommt. Aus diesem Grunde sind Reinigungsverfahren nur dann gleichwertig, wenn sie gleiche Geruchsemissionen erwarten lassen. Zur Zeit ist kein Verfahren der Abwasserreinigung bekannt, das mit absoluter Sicherheit Geruchsbelästigungen vermeidet.

Weitere Umweltbelästigungen entstehen während der Kampagne durch die Brüden der Schnittetrocknung, die sowohl zur Nebelbildung beitragen als auch große Staubfrachten in die Luft bringen. Dies steht zur Abwasserreinigung jedoch nur dann in Beziehung, wenn eine Naßentstaubung zu einer wesentlichen Frachterhöhung im Abwasser führt.

Beachtet muß noch der bei der Abwasserreinigung durch die Belüftungsaggregate verursachte Lärm werden. SMITH et al. (1974) berichten von Lärmproblemen bei der Abwasserreinigung außerhalb der Kampagne. Während der Kampagne ist der Lärmpegel bei den meisten Fabriken so hoch, daß die Belüfter keine zusätzlichen Probleme verursachen dürften.

8.1.3 Frischwasserverbrauch

Die Entnahme von Grund- bzw. Flußwasser ist zur Zeit in Österreich noch nicht mit Kosten für das Wasser verbunden. In Deutschland muß bereits vielerorts mit den Trinkwasservorräten sehr sorgsam umgegangen werden. Bei einer genauen Bewirtschaftung der Wasservorräte ist damit zu rechnen, daß der Bezug von Frischwasser vermehrt mit Kosten verbunden sein wird. Jedenfalls wird in Zukunft der Frischwasser-

bedarf für die Beurteilung eines Produktionsverfahrens an Bedeutung gewinnen.

8.2 Auswahl vergleichbarer Varianten

Anforderungen an die ausgewählten Verfahren:

- Entfernung des BSB₅ über 95 %
- Entfernung des COD über 90 %
- Geringer Frischwasserbedarf, 50 bis 150 % a.R.
- Keine Geruchsbelästigung von gestapeltem Abwasser

Auswahl von vier Varianten, die diesen Anforderungen genügen:

- Belüfteter Stapelteich (METZ 1975)
- Stapelung mit Umpumpen (VIEHL et al. 1974)
- Teilreinigung und Stapelung (SIMONART et al. 1976)

Diese drei Verfahren setzen voraus, daß ein weitgehend geschlossener Wasch- und Schwemmwasserkreislauf vorhanden ist.

- Direkte aerobe biologische Reinigung mit Rücknahme des biologisch gereinigten Abwassers (kein Wasch- und Schwemmwasserkreislauf).

Ausgangssituation für den Vergleich:

- Schmutzfracht 2,5 kg BSB₅/t tägl. Rübenverarbeitung
- Tagesverarbeitung 7000 t/d
- Ionentauscher: Dünnsaftenthärtung, Quentinanlage
- Kampagnedauer 80 Tage
- Fallwasserkreislauf vorhanden

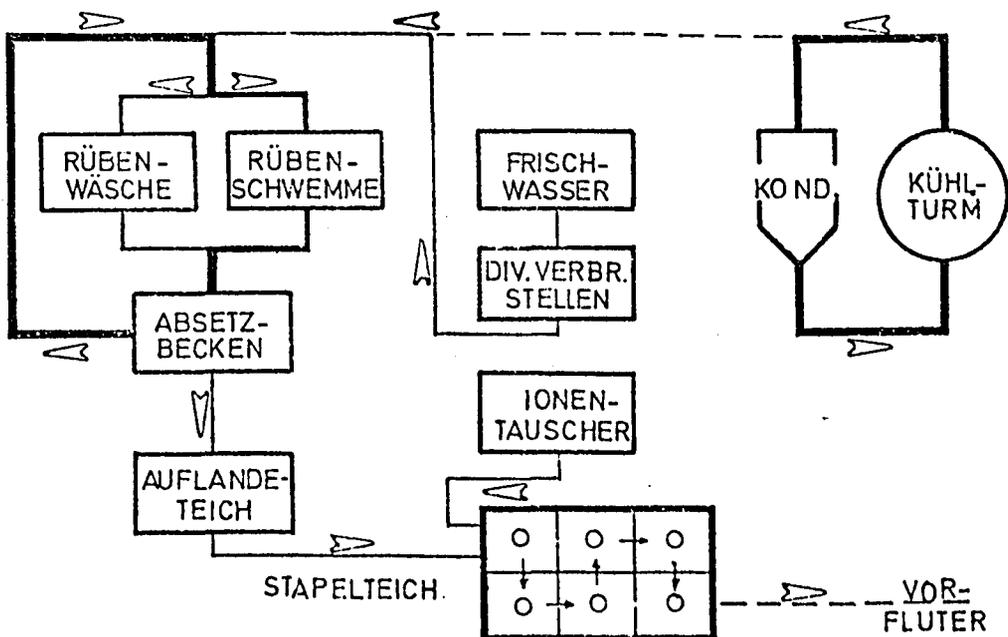
- Anlage zur mechanischen Reinigung des Abwassers besteht
- Siebanlage (2 mm Spaltweite) für Abwasser vorhanden
- Stapelteich für Erdschlamm vorhanden
- Ausreichende Flächen für Abwasserreinigung in unmittelbarer Nähe der Fabrik erwerbbar.

8.2.1 Variante 1 (belüfteter Stapelteich)

Kennzeichen:

- Vollständiger Wasch- und Schwemmwasserkreislauf
- Vollständiger Kühlwasserkreislauf
- Frischwasserbedarf 80 % a.R.
- Stapelung des Abwassers in belüfteten Abwasserteichen
- Belüftung durch schwimmende Oberflächenbelüfter
- Einleitung des Abwassers in den Vorfluter vor Beginn der nächsten Kampagne

Funktionsschema:



Erforderliche Anlagenteile:

- Stapelteiche für 450.000 m^3 Abwasser
Wassertiefe 2,5 m.
- Flächenbedarf für Abwasserreinigung 20 ha
- Teichbelüftung bei mittlerer Energiedichte $1,8 \text{ W/m}^3$: 810 kW
- Verbindende Leitungen, Betriebsgebäude, Sonstiges

Betriebsmittel:

- Chemikalien für Wasch- und Schwemmwaterkreislauf

0,2 % a.R. Kalk (CaO)	1112 t/a
50 kg Flockungsmittel/d	4 t/a
- Energiebedarf für Belüftung

1 kW/kg BSB ₅ -Abbau	1,4 Mio kWh/a
---------------------------------	---------------

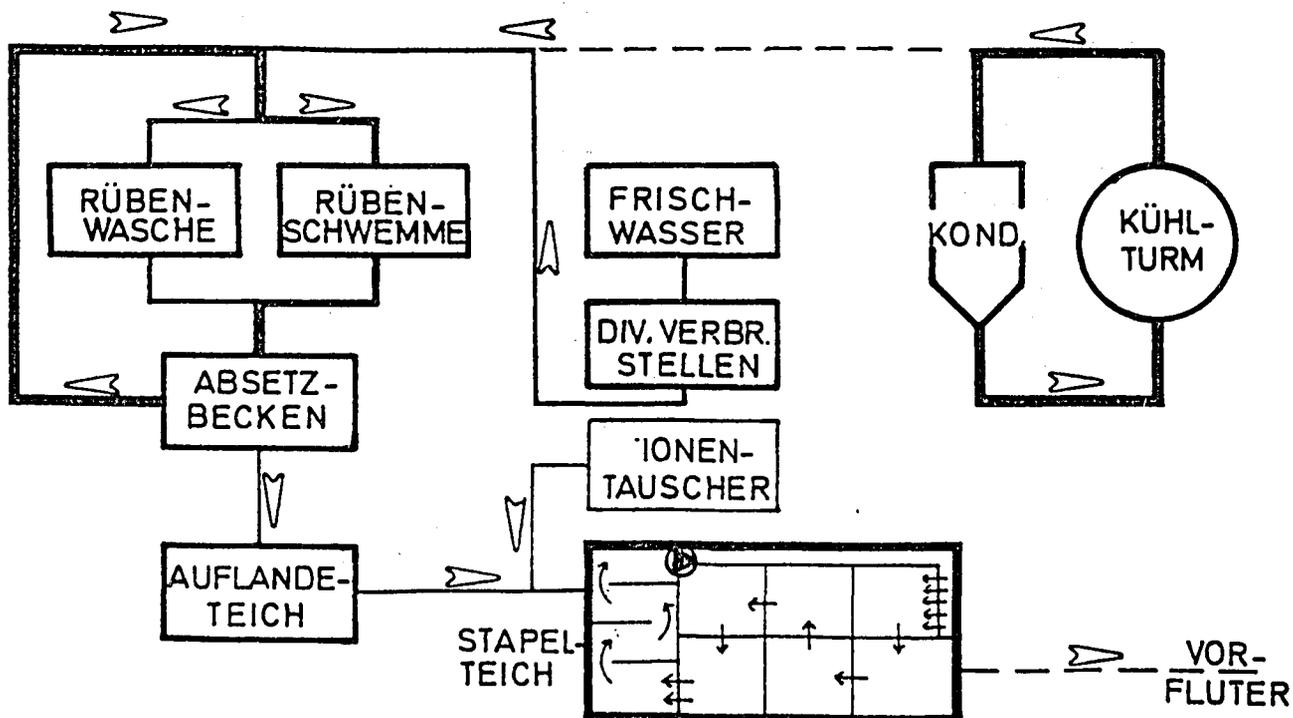
 davon 30 % während Kampagne, 70 % Fremdstrom

8.2 Variante 2 (Umpumpverfahren)

Kennzeichen:

- wie Variante 1, jedoch
- Frischwasserbedarf 120 % a.R.
- Belüftung des Abwassers durch Umpumpen

Funktionsschema:



Erforderliche Anlagenteile:

- Stapelteich für 670.000 m³
Wassertiefe 2 m
- Flächenbedarf für Abwasserreinigung 35 ha
- Schneckenpumpwerk für 2 m³/s, Hubhöhe 3,5 m
Gesamtleistung 100 kW
- Betonrinne; Länge 1700 m; Breite 6 m, Tiefe 0,8 m
- Leitwände im Becken vor dem Pumpwerk
- Verbindende Leitungen, Betriebsgebäude, Sonstiges

Betriebsmittel:

- Chemikalien für Wasch- und Schwemmwasserkreislauf

0,2 % a.R. Kalk (CaO)	1112 t/a
50 kg Flockungsmittel/d	4 t/a
- Energiebedarf für Belüftung

0,4 kWh/kg BSB ₅	0,6 Mio kWh/a
-----------------------------	---------------

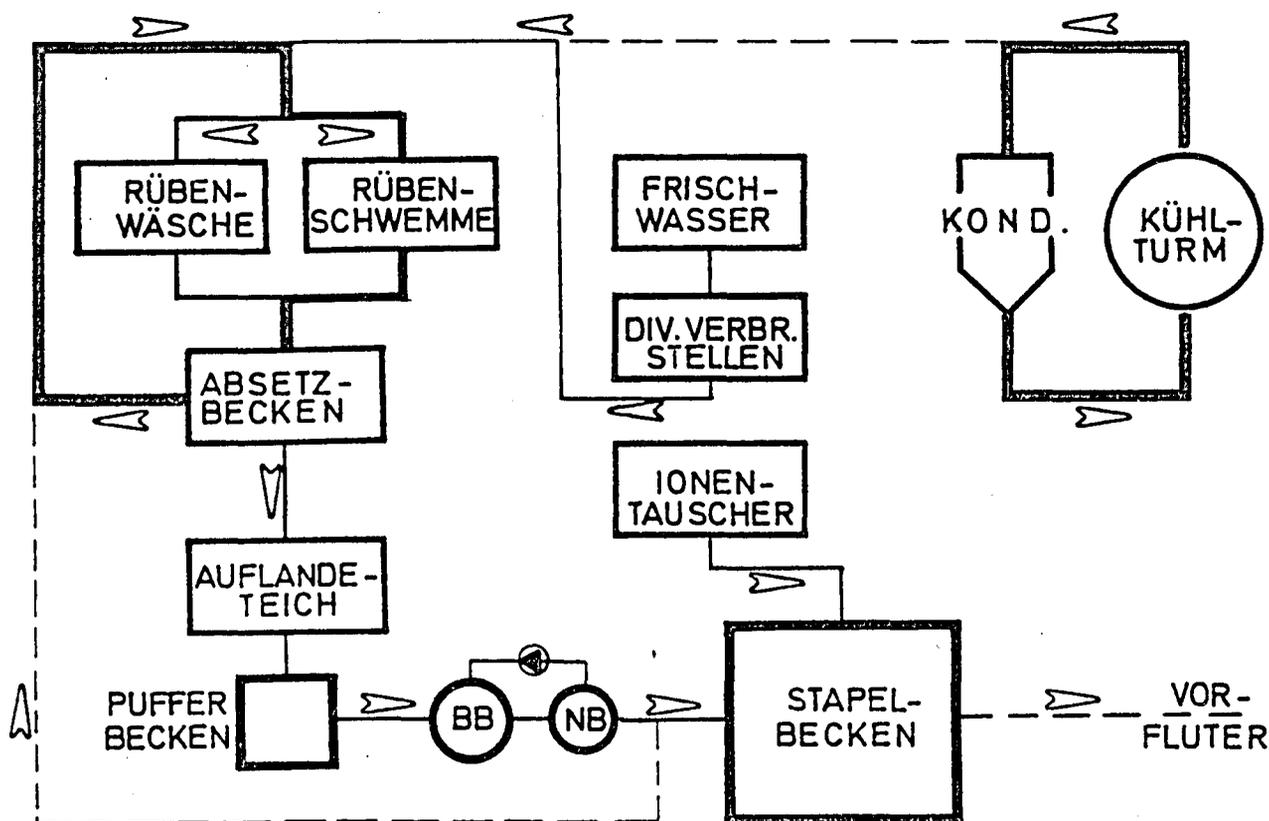
 davon 15 % während der Kampagne
und 85 % außerhalb der Kampagne

8.2.3 Variante 3 (Teilreinigung und unbelüfteter Stapelteich)

Kennzeichen:

- Vollständiger Wasch- und Schwemmwasserkreislauf
- Vollständiger Fallwasserkreislauf
- Frischwasserbedarf 50 % a.R.
- Teilreinigung des gesamten Abwassers in einer hochbelasteten Belebungsanlage während der Kampagne.
- Stapelung des teilgereinigten Abwassers in einem unbelüfteten Stapelteich
- Einleitung des Abwassers in den Vorfluter vor Beginn der nächsten Kampagne.

Funktionsschema:



Erforderliche Anlagenteile:

- Belebungsanlage ($B_R = 15 \text{ kg BSB}_5/\text{m}^3 \cdot \text{d}$, $TS_R = 20 \text{ kg}/\text{m}^3$)
 - Volumen des Belebungsbeckens 1200 m^3
 - Volumen des Nachklärbeckens ($q_R = 0,3 \text{ m}/\text{h}$) 1450 m^3
 - Sauerstoffbedarf (Betrieb) $\alpha 0\text{C} = 16,2 \text{ t}/\text{d}$
 - OB = $0,92 \text{ kg O}_2/\text{kg BSB}_5$
 - Sauerstoffbedarf (Bemessung) $\alpha 0\text{C} = 24,3 \text{ t}/\text{d}$
 - Leistung des Belüftungssystems 1100 kWh
 - Rücklaufschlammförderung, Betriebsgebäude
 - Wärmetauscher, Chemikaliendosierung
- Pufferbecken (Aufenthaltszeit 5 Tage)
 - Volumen 17.500 m^3
 - Tiefe 3,5 m, Fläche $0,35 \text{ ha}$

- Stapelteiche für 280.000 m³
 Tiefe 2,5 m, Fläche 13 ha
- Gesamtflächenbedarf für Abwasserreinigung 14 ha
- Verbindende Leitungen, Sonstiges

Betriebsmittel:

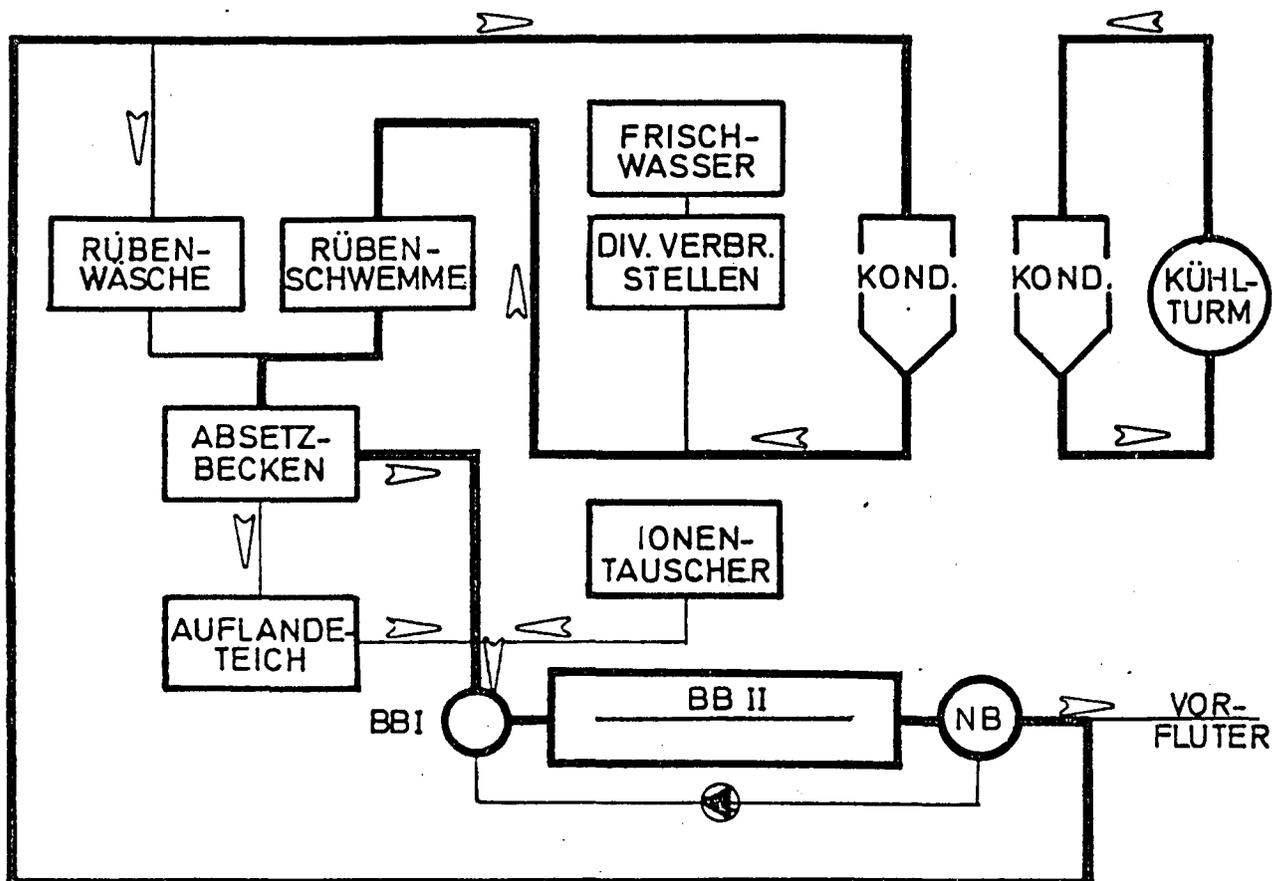
- Chemikalien für Wasch- und Schwemmwasserkreislauf
 - o,2 % a.R. Kalk (CaO) 1112 t/a
 - 50 kg/d Flockungsmittel 4 t/a
- Energiebedarf für Belüftung (T = 20° C)
 - 1,0 kWh/kg BSB₅-Abbau 1,0 Mio kWh/a
 - 100 % Kampagnestrom
- Nährstoffe für Belebungsanlage
 - 9 g P/kg BSB₅ Phosphorbedarf 13 t/a
 - (18 g N/kg BSB₅ Stickstoffbedarf 25,6 t/a)

8.2.4 Variante 4

Kennzeichen:

- Kein Wasch- und Schwemmwasserkreislauf
- teilweiser Fallwasserkreislauf (~ 65 %)
- 80 %-ige Rücknahme des biologisch gereinigten Abwassers für Kondensation, Rübenschwemme und -wäsche
- Frischwasserbedarf 120 % a.R.
- Direkte aerobe biologische Reinigung des Abwassers in einer Langzeitbelebungsanlage während der Kampagne
- Gereinigtes Abwasser wird direkt in den Vorfluter abgeleitet
- Außerhalb der Kampagne ist keine Stapelung von Abwasser erforderlich
- Wärmeabstoß 2/3 im Fallwasserkreislauf (Kühltürme)
 1/3 über Kläranlage (Abkühlung durch Belüftung)

Funktionsschema:



Erforderliche Anlagenteile:

- Belebungsanlage ($q_R = 1,3 \text{ m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{d}$, $B_R = 0,6 \text{ kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$)	
Vorbelüftungsbecken	800 m ³
Belebungsbecken	31000 m ³
Nachklärbecken ($q_F = 0,6 \text{ m}/\text{h}$) Ø 60 m	7000 m ³
Rücklaufschlammförderung	0,7 m ³ /s
Sauerstoffbedarf gesamt (Betrieb) α0C	29,3 t O ₂ /d
Sauerstoffbedarf gesamt (Bemessung) α0C	41,0 t O ₂ /d
Sauerstoffenertrag	1,5 kg O ₂ /kWh
Belüftungsleistung Vorbelüftung 10 %	110 kW
Belebungsbecken	1040 kW
Gesamt	1150 kW

Betriebsgebäude, Chemikaliendosierung, verbindende Leitungen, Sonstiges

Betriebsmittel:

- Energie für Belebungsanlage ($T = 16^{\circ} \text{C}$)
 - 1,2 kWh/kg BSB₅-Abbau 1,65 Mio kWh/a
 - 100 % Kampagnestrom
- Nährstoffe
 - 9 g P/kg BSB₅-Abbau Phosphorbedarf 12,8 t/a
- Schaumbekämpfung
 - 50 kg/d während 10 Tagen 0,5 t/a

8.3 Kostenvergleich

Ein wichtiges Kriterium bei der Auswahl eines Verfahrens zur Abwasserreinigung sind die dabei entstehenden Kosten. Nachdem bei einem Vergleich der Kosten von gleichen Voraussetzungen ausgegangen werden muß, andererseits diese von Fabrik zu Fabrik sehr unterschiedlich sein können, ist das Ergebnis nur in volkswirtschaftlicher Hinsicht aussagekräftig. Für jede einzelne Fabrik wird der Kostenvergleich ein unter Umständen ganz anderes Ergebnis liefern, je nachdem, welche Anlagen bereits bestehen, und welche Schritte zur Abwasserreinigung bereits unternommen wurden. Oft spielen auch die Finanzierungsmöglichkeiten eine entscheidende Rolle.

Als Vergleichsgröße sollen die jährlichen Gesamtkosten einander gegenübergestellt werden. Diese setzen sich zusammen aus den Betriebskosten und dem Aufwand für den Kapitaldienst. Die Kapitaldienstkosten werden auf Grund der Nutzungsdauer (bauliche Anlagenteile 35 Jahre, maschinelle Anlagenteile 15 Jahre) berechnet, weil dies ungefähr die Belastung der

Volkswirtschaft widerspiegelt. Als bankmäßiger Zinsfuß (~ Rendite bei Anlage des Kapitals) werden 10 % p.a. angenommen. Damit ergeben sich folgende Kapitaldienstfaktoren:

bauliche Anlagenteile 10,4 % p.a.

maschinelle Anlagenteile 13,1 % p.a.

Grunderwerb 10,0 % p.a.

Die Berechnung der Kosten für die Errichtung der Anlagen (Investitionskosten) und der Betriebskosten wird auf der Kostenbasis 1976 vorgenommen.

Für den Bau der Teichanlagen ist es insofern schwierig Kosten anzugeben, als diese sehr stark von den örtlichen Gegebenheiten abhängen (Geländeform, Bodenart, Grundwasserstand etc.). Es wird daher ein Modellfall herangezogen, für den Kosten bereits veröffentlicht wurden. Es handelt sich um die Teichanlage der Zuckerfabrik Bedburg, die von VIEHL et al. (1974) beschrieben wurde:

Das Grundstück sei eben, sodaß nach dem Humusabtrag keine speziellen Planierungen mehr vorgenommen werden müssen. Als Abdichtung gegen das Grundwasser wird eine 40 cm starke Schicht aus Kiessand und Lößlehm (gemischt im Verhältnis 1 : 1) als ausreichend erachtet, die Dämme werden aus dem gleichen Material hergestellt. Das Material für die Sohldichtung und die Dämme ist in mittlerer Entfernung (20 - 50 km) von der Teichanlage gewinnbar. Die wasserseitigen Böschungen der Dämme werden mit Betonfertigteilen (Ufersteine) gegen den Wellenangriff geschützt. Die Dammaußenböschungen werden mit Humus bedeckt und begrünt um Erosionen durch Regenwasser und Wind zu verhindern. Die Dammkronen werden mit 10 cm Kies befestigt. Je nach Unterteilung der Teiche in mehr oder weniger Teilbecken ergibt sich ein Verhältnis von 100 bis 140 m Damm je ha Teichfläche.

Kosten für die Herstellung der Teichsohle:

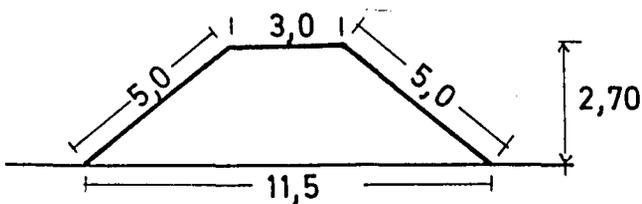
Humusabtrag + Transport (60,-/m ³)	S 10,-/m ²
Bodenmaterial für Teichsohle inkl.Transport	S 32,-/m ²
Einbringen des Materials, Planieren, Verdicht.	<u>S 20,-/m²</u>
Summe	S 62,-/m ²

Die Fläche der Teichsohle beträgt ca. 90 % der gesamten Teichfläche:

Kosten für 1 m² Teichfläche S 56,-/m²

Kosten für die Herstellung der Dämme:

Profil (Variante 2)



Volumen: ~ 20 m³/lm

Material für Dammschüttung,	80,-/m ³	S 1600,-/m
Einbringen, Verdichten	20,-/m ³	S 400,-/m
Profilierung	20,-/m ²	S 260,-/m
Betonsteinverkleidung	200,-/m ²	S 1000,-/m
Begrünung, Befestigung	20,-/m ²	<u>S 160,-/m</u>
Summe		S 3420,-/m

Kosten für die Dammerstellung umgelegt auf die Teichfläche:

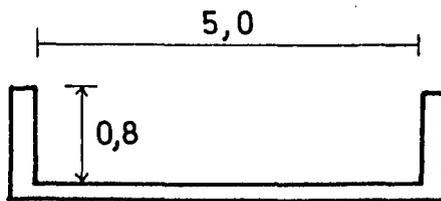
130 mDamm/ha Teichfläche: $130 \cdot 3420 / 10\ 000 = 44,-/m^2$

Gesamtkosten für Teichfläche: 44,- + 56,- S 100,-/m²

Bei der Ermittlung der Kosten für die Stapelteiche wird einheitlich für die Varianten 1 bis 3 mit 100,- S/m² gerechnet. Bei Variante 1 und 3 werden zwar die Dämme etwas höher, dafür kann die Unterteilung in größere Einheiten

erfolgen (100 bis 120 m Damm/m² Teichfläche), sodaß die Festlegung eines Einheitspreises für alle Teichanlagen vertretbar erscheint. Wird eine absolute Dichtigkeit der Teichsohle gegen das Grundwasser gefordert, so erhöhen sich die Kosten um mindestens 100,- S/m² Teichfläche.

Bei der Ermittlung der Kosten für die Betonrinne der Variante 2 wird folgendes Profil vorausgesetzt:



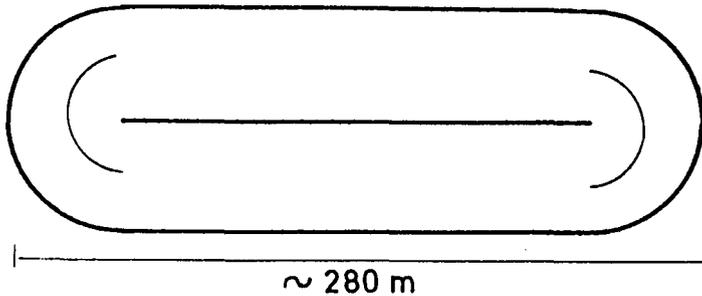
2 m ² Wandbeton/lm	800,-/m ²	S 1600,-/lm
5 m ² Sohlbeton/lm	500,-/m ²	S 2500,-/lm
Sauberkeitsschichte, Planum 60,-/m ²		<u>S 300,-/lm</u>
Summe		<u>S 4400,-/lm</u>

Bei der Berechnung der Kosten für die Belüftungsaggregate wird von Oberflächenbelüftern ausgegangen. Dort ergeben sich zur Zeit Kosten von im Mittel S 6500,-/kg O₂·h Sauerstoffzufuhrvermögen. Für schwimmende Aggregate muß wegen des erforderlichen Schwimmkörpers und der schwierigen Stromzuführung für die beweglichen Aggregate (Schleifringe) mit wesentlich höheren Kosten gerechnet werden. In der Zuckerindustrie Deutschlands sind vorwiegend schwimmende Rotoren zur Teichbelüftung eingesetzt, bei denen die Kosten ca. 20.000,- S/kWh installierten Leitung betragen. Bei der Kostenermittlung wird mit diesem Preis gerechnet.

Für die Belebungsanlage der Variante 3 (Hochlastverfahren) wird ein Preis von S 2000,-/m³ Beckeninhalte angenommen.

Diese Kosten ergeben sich für kleine Becken mit vielen Einbauten (Belebungsbecken und Nachklärbecken).

Das Belebungsbecken der Variante 4 (Langzeitbelebung) kann in Erdbauweise ausgeführt werden. Wird ein Umlaufgraben mit ca. 30 m Breite und 2,2 m Wassertiefe gewählt, ergeben sich folgende Baukosten:



$$V_{BB} = 31000 \text{ m}^3$$

$$F_{ges} \hat{=} 2 \text{ ha}$$

Aushub + Humusabtrag	60,-/m ³	15000 m ³	S	900.000,-
Dammschüttung: 600 m wie Variante 2			S	2,052.000,-
190 m mit beidseitiger Befestigung			S	809.000,-
4260,-/lm				
Sohle mit Bitumenbelag	300,-/m ²	14000 m ²	S	4,200.000,-
Sonstiges (Leitwände, Leitungen etc.)			S	538.000,-
Summe			S	<u>8,500.000,-</u>

Für das Nachklärbecken (7000 m³) der Variante 4 wurde ein Preis von 1300,-/m³ angenommen. Das Becken ist dabei als Rundbecken in Betonbauweise ausgeführt gedacht. Kostengünstiger sind solche Becken mit einer flachen Sohle aus Bitukies herzustellen, wobei der abgesetzte Schlamm abgesaugt wird. Nach mündlichen Berichten müßte auf Kostenbasis 1976 umgerechnet ein solches Becken inklusive maschineller Ausrüstung etwa 1100,-/m³ kosten.

Das Vorbelüftungsbecken kann z.B. als einfaches Rechteckbecken in Betonbauweise ausgeführt werden, es wurde dafür ein Preis von 1250,-/m³ Beckenvolumen angenommen.

Für alle übrigen hier nicht gesondert aufgeführten Kosten wurden Werte aktueller Kalkulationen der Berechnung zu-

grundegelegt bzw. Literaturangaben benützt (VIEHL et al. 1974, v.d.EMDE 1969).

Der Betriebskostenrechnung werden folgende Preise zugrundegelegt:

Strom aus öffentlichem Netz	S	0,90/kWh
Kampagnestrom (von Fabrik erzeugt)	S	0,30/kWh
Kalk (CaO)	S	400,--/t
Flockungsmittel	S	50,--/kg
Phosphor	S	32,--/kg
Schaumdämpfungsmittel	S	20,--/kg

Personalkosten: 0,2 Mio S/Beschäftigtem und Jahr.

Für Instandhaltung und Reparatur werden 3 % p.a. der Kosten für die maschinellen und 0,5 % p.a. der Kosten für die baulichen Anlagenteile angesetzt.

Für den Erwerb der erforderlichen Flächen wird ein Grundpreis von S 50,-/m² in die Kostenrechnung eingesetzt. Die Grundpreise in Fabriksnähe können heute mit S 30,-- bis S 100,--/m² angesetzt werden, in der Rechnung wird also ein mittlerer Grundpreis berücksichtigt.

Zur Abdeckung der nicht gesondert erfaßten Nebenkosten werden für Variante 1 und 2 10 %, bei Variante 3 und 4 15 % der Investitionskosten dazugeschlagen. Damit soll gleichzeitig den bestehenden Bau- und Betriebserfahrungen bei den ersten beiden Varianten Rechnung getragen werden.

Zusammenstellung der Kosten:

Tabelle 8 - 1: Investitionskosten in Mio S

	Variante 1		Variante 2		Variante 3		Variante 4	
	baul.	masch.	baul.	masch.	baul.	masch.	baul.	masch.
Teiche	20,0		35,0		14,0			
Rinne, 1700m à 4400.-S/m			7,5					
Leitwände, 1500-S/m, 1000 m			1,5					
Pumpwerke für Rücklaufschlamm						0,2	1,5	2,0
Belebungsbecken					2,4		8,5	
							1,0	
Belüftung		16,2	1,5	2,5	1,0	6,6	1,5	11,1
Nachklärbecken					2,9	1,0	9,1	1,5
Stromverteilung, Zuleitung		2,5		1,0		2,0		2,0
Chemikaliendosierung (Kalk, Flockungsmittel, Phosphor)	0,5	0,5	0,5	0,5	1,0	1,0	0,5	0,5
Wärmetauscher						0,9		
Betriebsgebäude	1,0	0,5	0,5	0,1	1,0	0,2	1,0	0,2
Zwischensumme	21,5	19,7	46,5	4,1	22,3	11,9	23,1	17,3
Sonstiges	2,2	2,0	4,7	0,4	3,5	1,8	3,5	2,6
Summe	23,7	21,7	51,2	4,5	25,8	13,7	26,6	19,9
Grundkosten	10,0		17,5		7,0		1,2	
Gesamte Investitionskosten	55,4		73,2		46,5		47,7	

Tabelle 8 - 2: Jährliche Betriebskosten (Mio S/a)

	Var.1	Var.2	Var.3	Var.4
Energie: Kampagnestrom	0,13	0,03	0,39	0,50
Fremdstrom	0,88	0,45	-	-
Chemikalien: Kalk	0,5	0,50	0,50	-
Flockungsmittel	0,2	0,2	0,2	-
Phosphor			0,41	0,41
Schaumdämpfung				0,01
Instandhaltung: baulich	0,12	0,25	0,13	0,12
maschin.	0,63	0,12	0,39	0,60
Personal	0,20	0,20	0,20	0,20
Summe	2,66	1,75	2,22	1,84

Tabelle 8 - 3: Jährliche Gesamtkosten (Mio S/a)

	Var.1	Var.2	Var.3	Var.4
Kapitalkosten: baul.	2,46	5,32	2,68	2,77
masch.	2,84	0,59	1,79	2,61
Grund	1,00	1,75	0,70	0,12
Kapitalkosten gesamt	6,30	7,66	5,17	5,50
Betriebskosten	2,66	1,75	2,22	1,84
Jährliche Gesamtkosten	9,96	9,41	7,39	7,34

Tabelle 8 - 4: Kosten pro kg Zucker* (Groschen/kg)

	Var.1	Var.2	Var.3	Var.4
Betriebskosten	3,4	2,2	2,8	2,4
Gesamtkosten	12,6	11,9	9,4	9,4

* Ausbeute 150 kg Zucker/t Rübe, 7000 t Rübe/d an 75 Tagen

8.4 Vergleich der Varianten

Beim abschließenden Vergleich der hier vorgestellten Varianten ergibt sich die Schwierigkeit in der gegenseitigen Abwägung der Vor- und Nachteile in bezug auf die verschiedensten Kriterien, wie:

- Gewässerschutz
- Betriebssicherheit
- Kosten
- Platzbedarf
- Frischwasserbedarf
- Wartung und Betrieb
- Geruchsbelästigung

Bezüglich des Gewässerschutzes kann praktisch mit allen vier Varianten ein Reinigungsergebnis erzielt werden, das jenem einer kommunalen Kläranlage zumindest nahekommt. Bei den Stapelteichverfahren kann durch eine starke Algenentwicklung in der warmen Jahreszeit eine Sekundärverschmutzung des Teichwassers entstehen, die beim Ablassen der Teiche eine zusätzliche Belastung des Vorfluters hervorrufen kann. Der Vorteil dieser Verfahren liegt darin, daß das Abwasser zu einer Zeit aus den Stapelteichen abgelassen werden kann, in der der Vorfluter eine gute Wasserführung aufweist, während bei der Variante 4 die Einleitung des Abwassers während der Kampagne erfolgen muß, auch wenn der Vorfluter gerade Niedrigwasser führt.

Bei Variante 1 bis 3 können Betriebsstörungen in der Fabrik oder in der Belüftungseinrichtung zu keiner Beeinträchtigung des Vorfluters führen. Bei Variante 4 muß durch eine reichliche Bemessung ein hoher Grad der Betriebssicherheit erzielt werden, darum wurden die sehr niedrigen Belastungswerte (B_R , B_{TS}) gewählt. Im Notfall

kann das Abwasser in den Auflandeteichen zwischengespeichert werden, doch ist das Fassungsvermögen dort begrenzt (1 - 5 Tagesabwassermengen). Andererseits führen die zwar seltenen, besonders langen Kampagnen (> 90 Tage) bei den Varianten 1 bis 3 unter Umständen zu Schwierigkeiten bei der Unterbringung des Abwassers in den Stapelteichen, während bei Variante 4 die Kampagnedauer keinerlei Probleme dieser Art mit sich bringt.

Der Kostenvergleich hat ergeben, daß bezüglich der Gesamtinvestitionskosten die Variante 3 und 4 etwa gleich günstig liegen, Variante 1 erfordert ca. 9 Mio S höhere, Variante 2 ca. 26 Mio S höhere Investitionskosten als die beiden zuerst genannten. In den Betriebskosten erweist sich Variante 2 als die günstigste, gefolgt von Variante 4, 3 und 1. Bei Variante 4 wurde nicht berücksichtigt, daß die Phosphordosierung wesentlich vermindert werden kann, wenn laufend der Phosphorgehalt und der COD des Zulaufes bestimmt werden (Einsparung 0,2 bis 0,3*Mio S/a). Die Betriebskosten für den Wasch- und Schwemmwasserkreislauf wurden mit 0,7 Mio S/a angesetzt, d.s. 1240,- S/1000 t Rübenverarbeitung. Der Chemikalienaufwand ist von Fabrik zu Fabrik sehr unterschiedlich. Zu Vergleichszwecken wird daher hier noch die Reihung der Varianten bezüglich der Betriebskosten vorgenommen, die sich ergibt, wenn man die Kosten für den Schwemmwasserkreislauf nicht berücksichtigt: Variante 2 (1,05 Mio S/a), Variante 3 (1,52 Mio S/a), Variante 4 (1,54* Mio S/a), Variante 1 (1,96 Mio S/a).

In den jährlichen Gesamtkosten liegen Variante 3 und 4 in etwa der gleichen Größe (7,39 bzw. 7,34 Mio S/a), während für Variante 1 und 2 ca. 2 bis 2,5 Mio S/a höhere Gesamtkosten entstehen. Nicht in den Kosten berücksichtigt wurde der Umstand, daß bei Variante 4 ca. 30 % weniger an Kühl- turmkapazität erforderlich ist.

Insgesamt zeigt der Kostenvergleich, daß, volkswirtschaftlich gesehen, das neu entwickelte Verfahren nicht ungünstiger ist als die anderen vergleichbaren Varianten. Für bestehende Fabriken kann ein Kostenvergleich natürlich zu gänzlich anderen Ergebnissen führen.

In vielen Fällen wird der Flächenbedarf für die Wahl des Abwasserbehandlungsverfahrens von großer Bedeutung sein, und zwar nicht nur wegen der Kosten sondern z.T. auch wegen der Verfügbarkeit von ausreichenden Flächen in Fabriknähe. Bezüglich des Flächenbedarfes treten zwischen den einzelnen Varianten die größten Unterschiede auf:

Variante 1	20 ha
Variante 2	35 ha
Variante 3	14 ha
Variante 4	2,5 ha

Der im praktischen Betrieb erreichbare minimale Frischwasserbedarf dürfte bei 50 % a.R. liegen, so wie er für Variante 3 angenommen wurde. Es ist bekannt, daß bei sehr langsamer Erneuerung des Schwemm- und Waschwassers Probleme auftreten z.B. verliert das Wasser seine Transporteigenschaften. Man muß damit rechnen, daß bei allen Varianten mit Schwemmwasserkreislauf mit abnehmendem Frischwassereinsatz die Probleme zunehmen und wahrscheinlich auch der Chemikalienbedarf steigt. Bei Variante 4 dürfte eine weitere Schließung des Kreislaufes zu keinen derartigen Problemen führen. Entscheidend ist jedoch, daß nur bei den Varianten 1 bis 3 eine wesentliche Verringerung des Frischwassereinsatzes finanzielle Vorteile bringt, nämlich einen geringeren Bedarf an Stapelteichflächen. Bei den Varianten 1 und 2 müßten bei einer weiteren Verminderung des Frischwassereinsatzes die

Belüftungsaggregate vermutlich vergrößert werden um Geruchsbelästigungen auszuschließen.

Was die Erfahrungen beim Betrieb der Anlagen anbelangt, so sind nur die ersten zwei Varianten großtechnisch schon längere Zeit im Einsatz. Die biologische Stufe der Variante 3 ist auch bereits seit einiger Zeit in Zuckerfabriken eingesetzt. Praktische Betriebserfahrungen liegen, so wie bei Variante 4, bezüglich des gesamten Abwasserkonzeptes nicht vor. Nicht ausreichend untersucht ist auch der Einfluß der Regenerationswässer der Ionentauscher für die Verfahren 1 bis 3.

Bezüglich der Einfachheit des Betriebes erscheint das Umpumpverfahren (Variante 2) das günstigste zu sein. Die Steuerung des Verfahrens wird in der Reihenfolge: belüfteter Stapelteich, Langzeitbelebung, Hochlastverfahren komplizierter. Wobei vor allem die Steuerung der Reinigungsprozesse beim Hochlastverfahren eines hohen analytischen Aufwandes bedarf. Die Langzeitbelebung ist durch das große vorhandene Puffervolumen sehr unempfindlich gegen Stoßbelastungen, wie Versuche gezeigt haben. Es muß jedoch erwähnt werden, daß die Gefährdung des Vorfluters durch Betriebsfehler bei Variante 4 am größten ist. Die Langzeitbelebungsanlage kann mit dem anfallenden Abwasser eingefahren werden, die Hochlastanlagen werden üblicherweise vor Kampagnebeginn mit künstlichem Abwasser eingefahren.

Bei den Zuckerfabriken, die ihre Abwässer nach Variante 1 und 2 behandeln sind noch Geruchsprobleme aufgetreten. Die richtige Dimensionierung und Betriebsweise scheint noch nicht völlig geklärt zu sein. Bei Variante 3 sind über Geruchsentwicklungen von Stapelteichen mit biologisch teilgereinigtem Abwasser noch keine Erfahrungsberichte vor-

handen. Bei der Variante 4 erscheint das Geruchsproblem insoferne am besten gelöst zu sein, als keine Stapelung von Abwasser erforderlich ist. Beim Betrieb der Belebungsanlage treten keine unangenehmen Gerüche auf. Es muß damit gerechnet werden, daß das Geruchsproblem in Zukunft wesentlich an Bedeutung gewinnen wird (RINCKE 1977).

Zusammenfassend kann gesagt werden, daß das neu entwickelte Verfahren der direkten aeroben biologischen Reinigung von Zuckerfabriksabwasser mit Wiederverwendung des biologisch gereinigten Abwassers im Betrieb sich als echte Alternative zu den anderen Verfahren der Abwasserbehandlung erweist.

9. Zusammenfassung

Bei der Produktion von Zucker aus Zuckerrüben kann je nach dem Wasserschema der Fabrik die Abwassermenge stark schwanken. Die Schmutzfracht, die je Tonne Rübenverarbeitung in das Abwasser gelangt, dürfte nach einem Vergleich von Literaturangaben mit eigenen Messungen davon relativ unabhängig sein.

Durch die historische Entwicklung bedingt, hat sich als erste Maßnahme zur Sanierung der Abwässerhältnisse der Zuckerindustrie die Reduzierung der Abwassermenge durch den sogenannten Wasch- und Schwemmwasserkreislauf weltweit durchgesetzt. Durch diese Maßnahme ist es möglich, das gesamte Abwasser einer Kampagne zu speichern und vorerst dem Vorfluter fernzuhalten. Durch konsequente Verfolgung dieser Technik läßt sich der Abwasseranfall in der Praxis bis auf ca. 50 % a.R. reduzieren (0,5 m³/t Rübe). Das dabei entstehende hochkonzentrierte Abwasser benötigt aber immer noch große Flächen für seine Stapelung (10 bis 50 ha).

In den Stapelteichen erfolgt der Abbau der gelösten organischen Verunreinigung durch die natürliche Selbstreinigung (1. Stufe: anaerob, 2. Stufe: aerob) in flachen Teichen mit Tiefen von weniger als 1 m. Bei tieferen Teichen muß der Reinigungsprozeß durch künstliche Sauerstoffzufuhr unterstützt werden um den erforderlichen Abbau und die Geruchs- bekämpfung zu erzielen. Neuerdings werden auch hochbelastete Belebungsanlagen zur biologischen Teilreinigung des zu stapelnden Abwassers eingesetzt um das gleiche Ziel zu erreichen, ohne außerhalb der Kampagne die Teiche belüften zu müssen. Die Literatur zum Thema Abwasserreinigung beschäftigt sich jedenfalls ausschließlich mit der Reinigung der bei Kreislaufführung anfallenden hochkonzentrierten

Abwässer, wie sie heute bei den meisten Zuckerfabriken anfallen.

Bei der Suche nach einer Lösung des Abwasserproblems einer Zuckerfabrik ohne Schwemmwasserkreislauf und mit beschränkten Platzverhältnissen ergab sich die Möglichkeit, eine von den klassischen Verfahren abweichende Methode der Abwasserreinigung zu versuchen. In einer fünfjährigen Versuchsperiode wurde die direkte aerobe biologische Reinigung des frischen Zuckerfabriksabwassers mit Hilfe des Belebungsverfahrens so weit entwickelt, daß sie als Alternative zu den herkömmlichen Verfahren angesehen werden kann.

Bei den orientierenden Laborversuchen im Jahre 1972 stellte sich heraus, daß das entscheidende Problem bei der Abwasserreinigung nicht die Reinigungsleistung sein würde sondern die Beherrschung der Absetzeigenschaften des Belebtschlammes. Nach günstigen Ergebnissen in einer halbtechnischen Versuchsanlage (1973) bestätigten sich im Jahre 1974 in einer technischen Versuchsanlage ($V_{BB} = 80 \text{ m}^3$) die anfänglichen Befürchtungen bezüglich der Schlammeigenschaften. Durch Vorschaltung eines kleinen Beckens (Vorbelüftungsbecken), in dem Rücklaufschlamm und Abwasser eine Aufenthaltszeit von 0,25 bis 0,5 h haben, vor das eigentliche Belebungsbecken (Aufenthaltszeit 12 bis 24 h) und eine ausreichende Phosphordosierung konnten die Schlammeigenschaften wesentlich verbessert werden. Im einzelnen haben die Versuche (1975 und 1976) in der technischen Versuchsanlage ergeben:

a) Reinigungserfolg:

COD:	Abbau	90 %	Ablauf	40 - 70 mg/l
BSB ₅ :	Abbau	96-98%	Ablauf	5 - 10 mg/l
TOC:	Abbau	90 %	Ablauf	10 - 25 mg/l

b) Schlammigenschaften:

Durch den hohen Gehalt an anorganischen Schwebestoffen im mechanisch vorgereinigten Abwasser (Verzicht auf Flockungsmittelzugabe) konnte der Belebtschlamm beschwert werden. Es wurden Trockensubstanzgehalte im Belebtschlamm von 10 bis 35 kg/m^3 erzielt, wobei der mittlere Schlammindex I_{SV} zwischen 50 und 14 ml/g lag.

In einer Reihe von Untersuchungen wurden wichtige Detailprobleme untersucht:

- a) Die Kläranlage wird mit Beginn der Eigenstromversorgung in Betrieb genommen und mit deren Ende stillgelegt. Bei richtiger Betriebsweise kann bereits nach dem dritten Tag ein $BSB_5 \leq 25 \text{ mg/l}$ im Ablauf erzielt werden. Un genügend gereinigtes Abwasser wird in den Auflandeteichen zwischengespeichert.
- b) Das Abwasser der Auflandeteiche (gemeinsame Lagerung von Erd- und Karbonatationsschlamm) kann problemlos mit dem Rohabwasser zusammen gereinigt werden. Zu Kampagneende soll das gesamte Abwasser gereinigt und abgeleitet sein.
- c) Stoßbelastungen bis zu einer Größe von ca. 30 t COD (1 t COD \approx 1 t Zucker) bei einer 7000-t-Fabrik werden ohne wesentliche Erhöhung der Ablaufkonzentration und Störung des biologischen Gleichgewichtes der Anlage verkraftet.
- d) Der Stickstoffgehalt des Abwassers reicht für die Mikroorganismen im Belebtschlamm aus, nicht jedoch der Phosphorgehalt. Im Betrieb der Anlage sollte der gesamte, der Anlage zugeführte Phosphor im Verhältnis COD : P = 100 : 0,6 stehen um Blähschlamm bildung durch Phosphormangel auszuschließen.

- e) Der Anlage soll laufend eine Wärmemenge zugeführt werden, die bei der mittleren zu erwartenden Außentemperatur, und einer Belebungsbeckentemperatur von 10 bis 20° C, der Abkühlung im Becken entspricht. Man erreicht dadurch eine gleichmäßige Temperatur im Belebungsbecken, was während der Kampagne (Oktober bis Jänner) von ausschlaggebender Bedeutung für die Betriebssicherheit des Verfahrens ist. Die diesbezüglichen Zusammenhänge wurden auf Grund theoretischer Überlegungen und empirischen Daten abgeleitet.
- f) Die Rücknahme des biologisch gereinigten Abwassers für die Kondensation und die Rübenschwemme und -wäsche müßte auf Grund der Ablaufkonzentrationen problemlos möglich sein. Eine Störung der biologischen Prozesse durch Akkumulierung abbauresistenter Stoffe ist nicht zu erwarten.

Theoretische Untersuchungen in Zusammenhang mit den Fragen der Bemessung haben ergeben:

- a) Die Gesamttrockensubstanz des Belebtschlammes eignet sich wegen des extrem hohen Erdgehaltes nicht als Parameter für die Bemessung.
- b) Ausgehend von einer COD-Bilanz des Abbaugeschehens im Belebungsbecken wurde eine aktive, d.h. am Abbaugeschehen beteiligte, Trockensubstanz aTS definiert.
- c) Die Aufstellung der Bemessungsformeln für Sauerstoffverbrauch und Überschußschlammanfall auf der Basis von COD und der aktiven Trockensubstanz führt zu widerspruchsfreien und praktisch anwendbaren Zusammenhängen. Die Steuerung der Anlage kann auf Grund des erforderlichen Schlammalters erfolgen. Bei diesen Untersuchungen zeigte sich auch, daß sich Zuckerfabriksabwasser ähnlich verhält wie abgesetztes häusliches Abwasser.

In einem abschließenden Variantenvergleich werden vier Lösungsmöglichkeiten für die Abwasserbehandlung untersucht, die in bezug auf Gewässerschutz, Umweltbelästigung durch Geruchsentwicklung und den Frischwasserbedarf als vergleichbar angesehen werden können. Dem neu entwickelten Verfahren werden bereits ausgeführte Varianten (belüfteter Stapelteich mit Oberflächenbelüftern, Stapelteich mit Belüftung durch Umpumpen) und eine teilweise erprobte (Stapelung des Abwassers nach Teilreinigung in einer hochbelasteten Belebungsanlage) gegenübergestellt. Die wichtigsten Vorteile des neuen Verfahrens sind demnach:

- Geringer Platzbedarf
- Abwasserbehandlung ausschließlich während der Kampagne
- Keine Geruchsentwicklung von Stapelteichen
- Kreislauf mit biologisch gereinigtem Abwasser ist problemloser als mit nur mechanisch gereinigtem
- Kühlleistung der Kläranlage wird genützt, daher ist eine geringere Kühlturmkapazität erforderlich.

Als Nachteile stehen dem gegenüber:

- Abwasserableitung während der Kampagne, wenn die Flüsse oft Niedrigwasser führen
- Zur Speicherung für ungenügend gereinigtes Abwasser durch Betriebsstörungen stehen nur sehr begrenzte Volumina zur Verfügung (Auflandeteich).

Um den Nachteilen entgegenzuwirken, orientiert sich die Bemessung vorwiegend an der Betriebssicherheit, was zu einem sehr weitgehenden Abbau der biologischen Substanzen führt (Ablauf-BSB₅ ≤ 10 mg/l).

Ein Kostenvergleich nach volkswirtschaftlichen Gesichtspunkten zeigt, daß die jährlichen Betriebs- und Gesamtkosten für das neue Verfahren nicht ungünstiger liegen als bei den anderen untersuchten Varianten.

Die Kosten für den Schutz der Gewässer vor den Abwässern der Zuckerindustrie belaufen sich auf ca. 1 bis 1,5 % des Endverbraucherpreises von Zucker, im Vergleich mit anderen abwasserintensiven Industriezweigen ein nicht ungünstiges Verhältnis.

Literaturverzeichnis

- ADAMS Jr. C.E., ECKENFELDER W.W., NOVOTNY V. (1974)
Equalization and biological treatment for a high salinity,
complex organic waste water.
Proceedings IAWPR Paris Conference.
- AKERMARK B. (1975)
The Swedish System for effluent treatment and the different
measures taken to decrease the requirement of water.
International Sugar Technical Staff Conference.
- ARGAMAN Y., ADAMS Jr. C.E. (1976)
Comprehensive temperature model for aerated biological
systems.
IAWPR Sidney Conf.
- ATV-Lehr- und Handbuch der Abwasser-Technik (1976)
Band II
Verlag von Wilhelm Ernst und Sohn, Berlin - München
- BEDBURG (1975)
Mündliche Information bei einer Fabriksbesichtigung.
- BLEIER H. (1971)
Ein Analysenautomat zur Bestimmung der organischen Belastung
von Wasser und Abwasser.
Dissertation, TH Wien
- BLACK, DERMOTT (1952)
Industrial Waste Guide - Beet Sugar
Sewage und Industrial Wastes, Vol. 24, Nr. 2, 1952
- BIFFL W. und PINZ K. (1970)
Versuch zur Reinigung von Preßwasser aus Zuckerfabriken
durch Hefe
Österr. Abwasserrundschau 1970
- BORODAJKIEWICZ A., KROISS H., SCHOPPER U. (1974)
Sauerstoff- und Kohlenstoffbilanz einer Belebungsanlage.
Österr. Abwasserrundschau, Heft 4, 1974
- BRENTEN R.W. (1971)
Treatment of Sugarbeet Wastes by Recycling
26th Annual Purdue Industrial Waste Conference 1971
- CHUDOBA J., OTTOVA V., MADERA V. (1973)
Effect of activated sludge filamentous bulking.
I: Effect of the hydraulic regime of degree of mixing in
an aeration tank
Water Research 7, 1973, Seite 1163 - 1182

- CHUDOBA J., BLAHA J., MADERA V. (1974)
Control of activated sludge filamentous bulking
III. Effect of sludge loading
Water Research 8, 1974
- DAVIS, SHIA, SEBESTA (1972)
Temperature Prediction in Activated Sludge Basins using
Mechanical Aerators
27th Annual Purdue Industrial Waste Conference, May 1972
- DELVAUX L. (1974)
Waste water treatment in the beet - sugar industry
Sugar Technology Reviews 2
Elsevier Scientific Publishing Comp., Amsterdam
- DICKSON G. (1965)
The application of stabilization basins to vegetable
cannary wastes
Referat aus Literaturberichten über Wasser, Abwasser, Luft
und Boden 13 (1965) 93
- DOHANYOS M., GRAU P., CHUDOBA J. (1971)
Kinetic assessment of glucose removal and saccharide
accumulation capacities in activated sludge. Advances in
Wat. Poll. Res. II/3 Ed. S.H. Jenkins, Pergamon Press
Oxford
- BECKENFELDER W.W. (1970)
Water quality engineering for practicing engineers.
Barnes u. Noble, New York.
- v.d.EMDE W. (1969)
Kosten der Abwasserreinigung
Wiener Mitteilungen, Band 4
- v.d.EMDE W. (1972)
A consolidated approach to activated sludge process.
Konf. der IAWPR in Atlanta, USA
- v.d.EMDE W. (1973)
Bemessung der Parameter des Belebungsverfahrens.
Münchner Beiträge zur Abwasser-, Fischerei- und Flußbiologie,
Band 24, Oldenburg, München
- v.d.EMDE W. (1976)
Erfahrungsgrundsätze für die Wassergütwirtschaft aus ab-
wässertechnischer Sicht.
Unveröffentlicht.
- v.d.EMDE W., FLECKSEDER H. (1975)
Grundsatzkonzept über die Gewässergüte der österreichischen
Donaustrecke. Wasserwirtschaftliche Entwicklungen, Ziel-
setzungen und Anforderungen.
Unveröffentlicht, Wien.

FLECKSEDER H. (1973)

"Beitrag zur Reinigung der Abwässer aus der Sulfitzellstoffherzeugung"

Dissertation an der TH Wien

HEITZ F., BIDAN P. (1970)

Quelques problèmes concernant les eaux résiduaires de sucreries de betteraves.

Ind. alim. agr.

GORSLER, KOLLATSCH D. (1975)

Biologische Abwasserreinigung nach dem Kombinationsverfahren am Beispiel einer Zuckerfabrik (Harsum AG, Hildesheim)

Zucker 28. Jahrg. Heft 4, Seite 174 - 177

GREENBERG A.E., KLEIN G., KAUFMANN W.J. (1955)

Effect of phosphorus on the Activated Sludge Process. Sewage and Industrial Wastes

GREULICH E. (1975)

Erfahrungen mit kleinräumigen biologischen Kläranlagen in der Hannoverschen Zucker AG Rethen-Weetzen.

Zucker 28. Jahrg. Heft 10

HOFFMANN-WALBECK H.P. (1970)

Einleitungsbedingungen für die Abwässer der Zuckerindustrie Münchner Beiträge, Band 17, Oldenburg München

HOFFMANN-WALBECK H.P., PELLEGRINI A. (1975)

Stand der Abwassertechnologie in der Zuckerindustrie und Abwassergesetzgebung

Zucker, 28. Jahrg. Nr. 10

HOPWOOD A.P., DOWNING A.L. (1965)

Factors effecting the rate of production and properties of activated sludge in plants treating domestic sewage.

Journal and Proc. Inst. Sew.Purif.

HUBERLANT J. (1974)

Les circuits des eaux en campagne sucriere.

La Sucrierie Belge, Vol. 93

KALBSKOPF K.H. (1974)

Nachklärbecken für Belebungsanlagen.

Wiener Mitteilungen, Band 15

KAYSER R. (1967)

Ermittlung der Sauerstoffzufuhr von Abwasserbelüftern unter Betriebsbedingungen.

Veröffentlichungen des Institutes für Stadtbauwesen,

TH - Braunschweig

KAYSER R., v.d.EMDE W. (1969)

Schlammaktivität und Reaktionszeit als bestimmende Faktoren der biologischen Abwasserreinigung.
Berichte der ATV, Heft 23

KOLLATSCH D. (1968)

Das "Anaerob-Aerob-Verfahren" in der biologischen Abwasserreinigung.

Wasser, Luft und Betrieb, 12. Jahrg. Heft 4

KOLLATSCH D. (1974)

Besonderheiten bei der Reinigung kohlenhydratreicher Abwässer.

"Die Stärke - starch", 26. Jahrg. Heft 10

KRAMER D. (1959)

Untersuchungen über das Abwasser von Zuckerfabriken und über die landwirtschaftliche Verwertung von Abwässern.

VEB Verlag Technik Berlin, Mitteilung des Instituts für Wasserwirtschaft Berlin, 7. Mitteilung

KROISS H., RUIDER E. (1975)

Comparison of the plug-flow and complete mixed activated sludge process.

Workshop der Int. Ass. on Wat. Poll. Res., Wien

KRUL J.M. (1977)

Activity of Zoogloea ramigera growing in flocs and in suspension.

Wat. Research 11

LANGEN A., HOEPNER J. (1964)

Zucker 17, Seite 546 - 552

LIMPRICH H. (1961)

Stand der biologischen Reinigung von Zuckerfabriksabwasser.
Wasser, Luft und Betrieb, Heft 5

McKINNEY R.E. (1962)

Microbiology für Sanitary Engineers S. 32

MaxGraw - Hill Book Company. Inc.

MATSCHÉ N. (1973)

Untersuchungen zur Reinigung des Abwassers der Zuckerfabrik Leopoldsdorf. Kampagne 1972.

Unveröffentlicht.

MATSCHÉ N. (1974)

Untersuchungen zur Reinigung des Abwassers der Zuckerfabrik Siegendorf, Kampagne 1973.

Unveröffentlicht.

MATSCHÉ N. (1975)

Untersuchungen zur Reinigung des Abwassers der Zuckerfabrik Siegendorf, Kampagne 1974.

Unveröffentlicht.

MEINCK F., STOOF M., KOHLSCHÜTTER H. (1968)

"Industrie-Abwässer"

Gustav-Fischer Verlag, Stuttgart

METZ K. (1975)

Biologische Langzeit- und Schwachlastverfahren.

Zucker, 28. Jahrg. Heft 10

MÜHLPFORTE H. (1970)

Zur Sedimentation der Schwemm- und Waschwässer in Absetzteichen - Beobachtungen an Zuckerfabriksabwässern.

Wasserwirtschaft - Wassertechnik, 20. Jahrg., Heft 5

NOLTE E. (1952)

Reinigung und Beseitigung von Abwässern der Rübenzuckerfabriken und Molkereien

Berichte der Abwassertechnischen Vereinigung, Heft 3

OFFHAUS K. (1958)

Tropfkörper und Belebungsbecken

Münchener Beiträge zur Abwasser-, Fischerei- und Flußbiologie,

Band 5, Oldenburg, München

OFFHAUS K. (1964)

Abwasserbeseitigung bei Zuckerfabriken

Münchener Beiträge, Band 11, Oldenburg München

OFFHAUS K. (1969)

Über den neuesten Stand der Abwasserbeseitigung aus Zuckerfabriken.

Münchener Beiträge, Band 16, Oldenburg München

OLSCHOCK W.J. (1973)

Übersicht über 58 amerikanische Zuckerfabriken bezüglich der Abwassersituation im Jahre 1968

Diplomarbeit am Lehrstuhl für Wasserversorgung

Abwasserbeseitigung und Stadtbauwesen der TH Darmstadt

PASVEER A. (1969)

Untersuchungen über Ursache und Bekämpfung eines Blähschlammes. gwf, 110 Jahrg., Heft 36

PASVEER A., HEIDE B.A. (1974)

Oxidation ditch, Prevention and control of filamentous sludge.

H₂O, 7. Nr. 18, Seite 1888 - 1894

RENSINK J.H. (1974)

De invloed van het voedingspatroon op het ontstaan van licht slib bij verschillende slibbelastingen
 H_2O (7), Nr. 22

RENSINK J.H., VOETSBERG J.W., YWEMA T.S.J. (1977)

Die Verhinderung der Entwicklung von Blähschlamm bei der vollbiologischen Reinigung von Abwasser der Pommes-frites-Industrie.

gwf Wasser-Abwasser, 118, Heft 2

RINCKE G. (1977)

Planungstendenzen unter Berücksichtigung der zukünftigen Anforderungen an die Abwassertechnik.

7. Abwassertechnisches Seminar, München

ROENNEFAHRT K. (1968)

Die biologische Abwasserreinigungsanlage einer Zuckerfabrik und Raffinerie

Wasser, Luft und Betrieb 12, Nr. 10

SIERP F. (1967)

Gewerbliche und industrielle Abwässer,

Springer-Verlag, Berlin, Göttingen, Heidelberg

SIMONART A., DUBOIS J.P., PIECK R. (1976)

Die Verwendung ammoniakhaltiger Wässer für die biologische Abwasserreinigung RT - Lefrançois

Zeitschrift für die Zuckerindustrie 3 (26. Jahrg.)

SIMPSON D.E., HEMENS J. (1973)

Sugar mill effluent treatment with nutrient addition

Journal WPCF, Vol. 45/10

SMITH J.N., BRANCH N.F., ROGERS R.H. (1975)

The role of surface aeration in effluent treatment and its application at Wisington factory (GB)

La Sucrerie Belge, Vol. 94

SCHNEIDER F., HOFFMANN-WALBECK H.P., KOLLATSCH D. (1961)

Wasserbilanzen in Zuckerfabriken im Hinblick auf die Abwasserfrage.

Zucker 14. Jahrg. 1961

SCHNEIDER F., HOFFMANN-WALBECK H.P., KOLLATSCH D. (1964)

Über den aeroben Abbau von Abwässern

Zucker 17. Jahrg., Heft 4

SCHNEIDER F., HOFFMANN-WALBECK H.P. (1968)

Wasser und Abwasser.

Technologie des Zuckers, Kapitel 16, M.u.F. Schaper, Hannover

SCHOPPER U. (1974)

Ein Beitrag zur Erfassung des Sauerstoffverbrauches in Belebungsanlagen.

Dissertation an der TH Wien

STALZER W. (1976)

Cannery Wastes and their treatment by the activated sludge process.

Progress in Water Technology, Pergamon Press, Oxford 1976.

STEVENAGE (1969)

Sludge bulking in the activated sludge process.

Water Pollution Research Laboratories

TAKII S. (1977)

Bacterial characteristics of activated sludges treating carbohydrate wastes.

Wat. Res. 11, Heft 1, p. 85 - 89

TEICHMANN H., LESWAL H.D. (1976)

Die biologische Reinigung von Zuckerfabriksabwässern.

Wasserwirtschaft 66, Heft 10, Seite 275 - 280

ULLMANN'S ENCYCLOPÄDIE DER TECHN. CHEMIE

Urban und Schwarzenberg, München-Berlin-Wien

3. Auflage, 19. Band.

VIEHL K. (1942)

Über die Reinigung von häuslichem Abwasser durch Ausfaulen.

Gesundheitsingenieur 1942

VIEHL K. (1968)

Gutachten betr. Abwasserhältnisse der Zuckerfabrik Bedburg. Unveröffentlicht.

VIEHL K., TEICHMANN H., LESWAL H.D. (1974)

Die Reinigung von Zuckerfabriksabwasser mit Hilfe des Umpumpverfahrens.

Z.Zuckerindustrie 24, Nr. 10

de VLETTER R. (1971)

Measures against water pollution in beet sugar processing industries.

IUPAC, industrial Waste water, International Congress, Stockholm 1970, Butterworth, London

WEBER E. (1962)

Die Ursachen der häufig auftretenden Fischsterben in der March Wasser- und Abwasser, 1962

WUHRMANN K. (1964)

Grundlagen für die Dimensionierung der Belüftung bei Belebtschlammanlagen.

Schweiz. Zeitschrift für Hydrologe XXVI

W I E N E R M I T T E I L U N G E N

Wasser - Abwasser - Gewässer

- Band 1 : W. KRESSER
Das Wasser (1968)
- Band 2 : H. BREINER
Die Gesetzmäßigkeiten der stationären Flüssigkeitsströmung
durch gleichförmig rotierende zylindrische Rohre (1968)
- Band 3 : W.v.d.EMDE
Abwasserreinigung - Grundkurs (1969)
- Band 4 : Abwasserreinigungsanlagen vergriffen
Entwurf - Bau - Betrieb
Vorträge des 4. ÖWWV-Seminars, Raach (1969)
- Band 5 : Zukunftsprobleme der Trinkwasserversorgung
Vorträge des 5. ÖWWV-Seminars, Raach (1970)
- Band 6 : Industrieabwässer vergriffen
Vorträge des 6. ÖWWV-Seminars, Raach (1971)
- Band 7 : Wasser und Abfallwirtschaft
Vorträge des 7. ÖWWV-Seminars, Raach (1972)
- Band 8 : F. SCHMIDT
Das vollkommene Peilrohr (Zur Methodik der Grund-
wasserbeobachtung) (1972)
- Band 9 : M. DOLEISCH
Über die Auswertung von Abflußmessungen auf
elektronischen Rechenanlagen
W. PRUZSINSKY
Über die Anwendung von radioaktiven Tracern in
der Hydrologie (1972)
- Band 10: 1. Hydrologie-Fortbildungskurs
Hochschule für Bodenkultur (1972)
- Band 11: D. GUTKNECHT
Vergleichende Untersuchungen zur Berechnung von Hoch-
wasserabflüssen aus kleinen Einzugsgebieten (1972)
- Band 12: Uferfiltrat und Grundwasseranreicherung
Vorträge des 8. ÖWWV-Seminars, Raach (1973)
- Band 13: W.v.d.EMDE, H.FLECKSEDER, L.HUBER, K.VIEHL
Zellstoffabwässer - Anfall und Reinigung (1973)
- Band 14: Hydrologie-Fortbildungskurs 1973
Hochschule für Bodenkultur (1973)

- Band 15: Neue Entwicklungen in der Abwassertechnik
Vorträge des 9. ÖWWV-Seminars, Raach (1974)
- Band 16: W.v.d.EMDE, R.BUCKSCH, H.FLECKSEDER, H.KROISS
N.MATSCHKE, W.STALZER
Praktikum der Kläranlagentechnik
- Band 17: O.BEHR
Stabilitätsuntersuchung von Abflußprofilen mittels
hydraulischer Methoden und Trendanalyse
- Band 18: Hydrologie-Fortbildungskurs 1975
Universität für Bodenkultur (1975)
- Band 19: 1. Hydrologisches Seminar des ÖWWV 1976
Universität für Bodenkultur (1976)
- Band 20: Abfall- und Schlammbehandlung aus wasserwirtschaftlicher Sicht
Vorträge des 11. ÖWWV-Seminars, Raach (1976)
- Band 21: 2. Hydrologisches Seminar des ÖWWV 1977
Technische Universität Wien (1977)
- Band 22: Abwasserreinigung in kleineren Verhältnissen
Vorträge des 12. ÖWWV-Seminars, Raach (1977)
- Band 23: W.BARON, W.HEINDL, O.BEHR, J.REITINGER
Methoden zur rechnerischen Behandlung von
Grundwasserleitern (1978)
- Band 24: A.BEGERT
Ein Beitrag zur Reinigung der Abwässer eines Chemiefaser-
werkes, eines chemischen Betriebes und einer Kokerei (1978)
- Band 25: H.KROISS
Ein Beitrag zur Reinigung von Zuckerfabriksabwasser (1978)
- Band 26: D.GUTKNECHT
Methoden der hydrologischen Kurzfristvorhersage (1978)

Zu beziehen durch:

Band 1, 2, 8, 9, 11, 12, 17, 21, 23, 26

Institut für Hydraulik, Gewässerkunde und Wasserwirtschaft
Technische Universität Wien

Band 4, 5, 13, 15, 16, 24, 25

Institut für Wasserversorgung, Abwasserreinigung
und Gewässerschutz, Technische Universität Wien

Band 7, 20

Institut für Gewässerregulierung, landwirtschaftlicher
Wasserbau und Abfallwirtschaft, Technische Universität Wien

Band 10, 14, 18, 19, 22

Institut für Wasserwirtschaft
Universität für Bodenkultur, Wien

