

高濃度廃水向け上向流式生物膜 濾過装置WBFの開発

Development of Upflow Type Biological Contact Filter (WBF)



(環)技術室
 耕 田 耕 平
 Kohei Masuda
 野 中 信 一
 Shinichi Nonaka
 山 崎 慎 一
 Shinichi Yamasaki

An upflow type biological contact filter (WBF) has been developed in place of the activated sludge process to aerobically treat wastewater that contains relatively high concentration organic matter and suspended solid. The WBF can prevent the media bed from clogging, allow significant energy saving and reduce installation space by adopting a newly developed high efficiency oxygen dissolving unit and granular media. The advantages of WBF, steady operation under highly organic loads and reduced backwash water, have been proved by a pilot plant treating food processing wastewater.

ま え が き

廃水処理分野において、従来活性汚泥法（AS法）が広く採用されてきたが、近年は、より省エネ、省スペース、省メンテの技術が要求されている。

生物膜濾過法は、これらの要求に答えるべく開発されたAS法に替わる新しい処理方式であり、当社では下向流式生物膜濾過装置BCFを1985年に商品化した。

しかし、BCFは高濃度有機廃水（特に高濃度SS含有廃水）よりむしろ低濃度有機廃水に適していることが判明した。そこで、高濃度有機廃水向けとして、特にSSへの対応力に優れている上向流式生物膜濾過装置（商品名WBF）を開発した。開発に当たっては、散気装置や濾材を改良し、BCFよりさらに省エネ、省スペース化を図ることを目標とした。

本稿では、パイロット実験により得られたWBFの酸素供給性能、BOD除去性能、および経済性比較について報告する。

1. 構造と原理

1.1 構造

第1図に上向流式生物膜濾過装置WBFの構造概念図を示す。次に、装置の構成を下部より順に説明する。

1) 下部配水装置（商品名：円形レオポルド）

下部配水装置より、通水処理時に散気空気、原水、循環水が供給される。洗浄時には洗浄空気と洗浄水が供給される。下部配水装置は、空気と水の均等な分散が可能であり、独自に抜き出し洗浄も可能な構造となっている。

2) 支持層

下部配水装置への濾材進入防止のため、濾材より大きい径の砂利を充填する。

3) 生物膜濾過層

支持層の上部3500~4000mmの高さで、粒径10~30

mmの焼結多孔質濾材を充填する。濾材粒径は処理条件に応じて10~20mmと20~30mmの2種類を使い分ける。

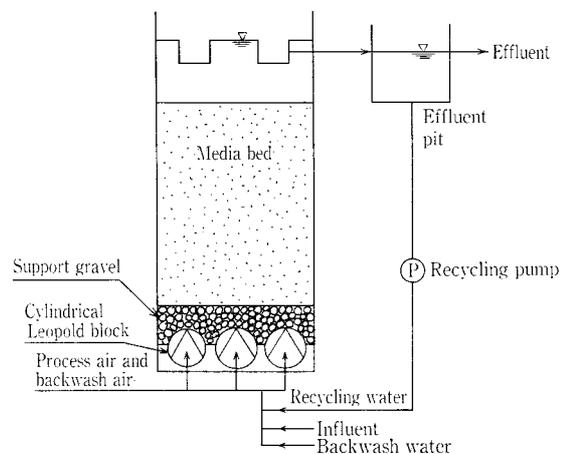
濾材は多孔質で微生物の付着性が良好であるため、微生物を高濃度に保持できる。

従来の下向流式に比べ、濾材粒径を大きくしたことおよび上向流で流すことにより、閉塞が生じることなく安定した処理を行うことができ、かつ、濾層を高くすることにより省スペース化が図られている。

4) 処理水循環部

処理水ピットと処理水循環ポンプより構成される。

処理水の一部を循環することによって、酸素溶解効率を高めることができる。



第1図 WBF構造概念図
 Fig. 1 Schematic diagram of WBF

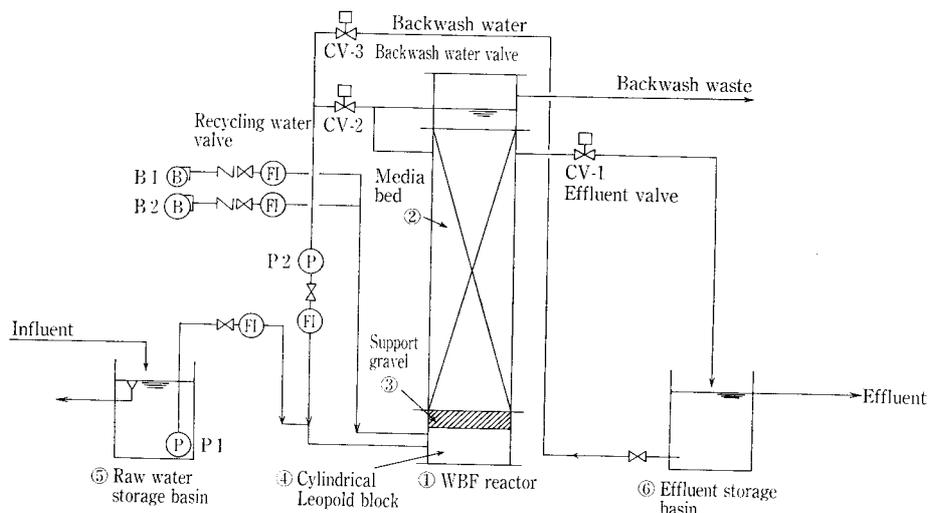
第 1 表 WBF 洗浄工程
Table 1 Time chart of backwash

Item	Service	Backwash		
		Air backwash	Air/water backwash	Sedimentation
Feed pump	■			
Recycling water pump	■			
Backwash pump			■	
Process air blower	■	■	■	
Backwash blower		■	■	
Effluent valve	■			
Recycling water valve	■			
Backwash water valve			■	
Interval		Once/day		
Time (min)		15	12	3

第 2 表 パイロット装置仕様
Table 2 Specification of pilot plant

Symbol	Component	Specification
①	WBF reactor	800 ^W × 1 000 ^L × 5 300 ^H
②	Media bed	Particle size 20~30 mm
③	Support gravel	Gravel size 32~60 mm
④	Cylindrical Leopold block	200 dia. × 1 000 ^L
P1	Feed pump	0.05 m ³ /min × 10 mH ₂ O, 0.75 kW
P2	Recycling water pump	0.4 m ³ /min × 10 mH ₂ O, 1.5 kW
P2	Backwash water pump	Ditto
B1	Process air blower	0.35 m ³ /min × 0.6 kg/cm ² , 3.7 kW
B2	Backwash blower	1.08 m ³ /min × 0.6 kg/cm ² , 5.5 kW

第 2 図
パイロット実験処理フローシート
Fig. 2
Flowsheet of the pilot plant



1. 2 原理

1) 処理工程

生物膜汚過装置はBOD酸化機能と汚過機能を合わせ持つ。下向流式生物膜汚過は高い汚過機能を有するが、一方で閉塞を生じ易い。本WBFは有機性SS成分の酸化分解を目的とせず、汚過機能を低くしており、このため高濃度廃水に適用しても閉塞が生じない。汚過機能の差は、使用している汚材粒径の違いの他に、水の流れ方向によるところが大きい。つまり、WBFは上向流で、水と空気は同じ経路を通っており、SSは一旦捕捉されても、ある時期に空気の通過によって汚層から剥離するため、汚過機能は低くなる。

BOD酸化機能は、他の固定生物床方式と同様汚材表面に付着した微生物によって行われる。汚層に原水と空気を供給すると、汚材表面に微生物が付着・増殖し、生物膜が形成され次第に厚みを増していく。肥厚化した生物膜は洗浄によって汚層から排出され一定の厚みに保持される。

2) 洗浄工程

WBFの洗浄工程を第1表に示す。洗浄工程の開始は、下向流式ではタイマー洗浄と損失水頭の検知の両方で行うが、WBFは損失水頭の上昇がほとんどないためタイマー洗浄のみで行う。洗浄頻度は、損失水頭の上昇がなくとも1回/日を標準とする。WBFの洗浄では、処理工程での

捕捉SS量が少ないこと、洗浄後の処理工程でも剥離したSSを排出できること理由から、捕捉SSおよび増殖SSを汚材から剥離させる空気洗浄工程に重きを置き、下向流式に比べ洗浄空気速度および洗浄時間をそれぞれアップしている。水洗浄工程は剥離したSSを完全に排出する必要が無いため、総洗浄水量は下向流式に比べ約1/2に低減できる。洗浄工程の総時間は約30分である。

2. 実験装置および実験原水

実験装置は、寸法0.8 m^W × 1 m^L × 5.3 m^H、汚材容量2.7 m³の鋼板製角型槽である。この装置を用いてWBFの処理性能を調査した。パイロット処理フローを第2図に、機器仕様を第2表に示す。実験は、乳飲料製造工場にて実施した。実験原水には、スクリーン処理後の調整槽貯留水をpH調整して使用した。第3表に原水の水質を示す。

3. WBF 処理性能

3. 1 酸素供給性能

WBFで高負荷処理を行うためには高効率な酸素供給装置が必要であるが、WBFのような生物膜汚過法では、微細化された気泡は汚層を上昇する間に、集合、粗大化され、酸素溶解効率は一般に低くなる。より高効率な酸素溶解効率を得るために、カラム基礎実験により各種方式を検討したが、散気ラテラル管方式にて処理水を循環するラテラル循環方式が最も効率的、経済的であるという結果が

第3表 実験原水水质
Table 3 Influent properties

Item		Range	Average
pH	(-)	6.33~8.66	6.90
SS	(mg/ℓ)	64.0~260	153
T-BOD	(mg/ℓ)	88.7~594	328
S-BOD	(mg/ℓ)	77.1~314	196
T-COD	(mg/ℓ)	54.9~223	144
S-COD	(mg/ℓ)	37.8~149	83.5
S-TOC	(mg/ℓ)	45.6~175	108

第4表 理論酸素溶解効率
Table 4 Theoretical oxygen dissolving efficiency

BOD volumetric load kg/m ³ ·d	(Ea) Theoretical oxygen dissolving efficiency %
1	16.4
2	13.0
3	11.4
4	10.5
5	10.1

第5表 平均処理水質 (BOD 負荷 2~2.5 kg/m³·d)
Table 5 Test results at 2~2.5 kg-BOD/m³·d (average)

	Influent mg/ℓ	Effluent mg/ℓ	% Removal	
			① ³⁾	② ⁴⁾
pH	6.73	7.28	—	—
SS	198	139	29.8	—
T·BOD ¹⁾	432	106	75.5	97.3
S·BOD ²⁾	239	11.5	95.2	—
T·COD	175	76.5	56.3	84.5
S·COD	85.3	27.1	68.2	—
S·TOC	139	20.5	85.3	—

Notes 1) T: Total
2) S: Soluble
3) ①: (T-T)/T or (S-S)/S % Removal
4) ②: (T-S)/T % Removal

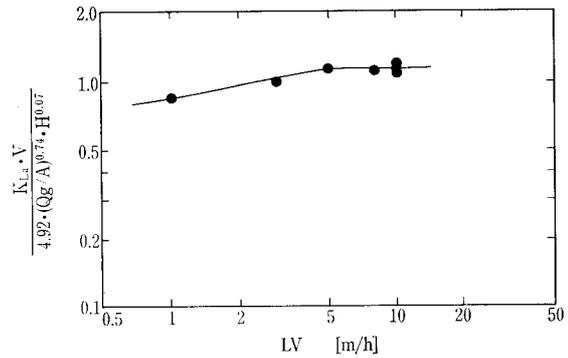
得られた。よって、WBFではラテラルー循環方式を採用することとし、空気・水一体組み込み型の円形レオポルド配水装置を用いる構造とした。

パイロット装置により、清水を用いてKLaを測定した。ラテラルー循環方式では、KLaは第3図に示すように5 m/h以下では通水LV(原水+循環水)に影響されるが、5 m/h以上では一定となる。したがって、最適LVは5 m/hであると言える。LV=5 m/h以上の時、KLaは(1)式で表すことができる。

$$KLa = 4.92 (Qg/A)^{0.74} \cdot H^{0.07} \quad (1)$$

ここに、KLa: 総括酸素移動容量係数 (1/h)
Qg: 散気風量 (m³/h)
A: 槽面積 (m²)
H: 水深 (m)

(1)式において、水深Hの影響が無視できるほど小さくなっている。これは、汙材存在下では気泡の会合により、酸素溶解度は水深圧の影響を受けなくなっているものと考えられる。生物処理における必要空気量(Qg)および酸素溶解



第3図 KLaに対するLVの影響
Fig. 3 Effect of LV on the KLa

効率(Ea)はそれぞれ(2)~(4)式で求めることができる。

$$Qg = \frac{O.C}{0.279 \cdot Ea \cdot \alpha} \quad (2)$$

$$O.C = a' \cdot \Delta L + b' \cdot X \\ = KLa \cdot V \cdot (Cs - C) \quad (3)$$

$$Ea = \frac{KLa \cdot V \cdot (Cs - C)}{0.279 \cdot Qg \cdot \alpha} \quad (4)$$

ここに、Ea: 酸素溶解効率 (-)
O.C: 必要酸素量 (kg/d)
 ΔL : 除去BOD量 (kg/d)
 α : 廃水補正係数 (-)
X: 保持菌体量 (kg)
a': 菌体増殖利用率 (-)
V: 槽水容積 (m³)
b': 内生呼吸利用率 (1/d)
Cs: 平均酸素分圧に対する飽和溶存酸素濃度 (kg/m³)
C: 槽内溶存酸素濃度 (kg/m³)

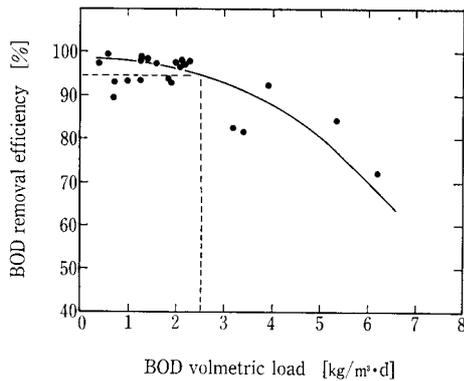
(2), (3)式から、BOD負荷を高くするとO.C, Qgが大きくなり、KLaは大きくなると言える。しかし、一般的にはQgを大きくするとEaは小さくなる傾向がある。

(1)~(4)式を用いて、WBFの理論酸素溶解効率をBOD負荷1~5 kg/m³·dの範囲で求めると、第4表に示すように10.1~16.4%となる。実廃水処理実験における酸素溶解効率は、BOD負荷2~5 kg/m³·dにおいて8~12.5%であると推定された。

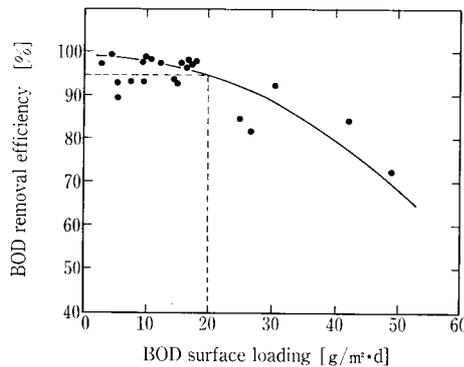
2.2 処理水質

代表例としてBOD負荷2~2.5 kg/m³·dにおける処理結果を第5表に示す。S-BOD除去率は95.2%と高いがT-BOD除去率は75.5%と低い。これはSS除去率が29.8%と低いためであり、COD, TOC除去についても同じことが言える。BODに比べCOD除去率が低い、これは廃水に生物難分解性物質が含まれるためである。一般に生物膜浮遊のような固定生物床方式では、高負荷処理で液滞留時間が短いため生物難分解性物質の除去率は低くなる。

WBFにおいては、沈殿槽等によってSSを分離したものを処理水とするため、BOD除去率は原水T-BODと処



第4図 BOD容積負荷とBOD除去率 (パイロットテスト)
Fig. 4 BOD volumetric load vs. BOD removal efficiency



第5図 BOD表面積負荷とBOD除去率 (パイロットテスト)
Fig. 5 BOD surface loading vs. BOD removal efficiency

理水 S-BOD から求めるものとする。この計算法で BOD, COD 除去率を求めるとそれぞれ 97.3%, 84.5% となる。

2.3 項以降の BOD 除去率は上記計算で求めたものである。

2.3 BOD 除去性能

1) BOD 負荷と BOD 除去率

WBF の BOD 処理能力は充填汙材当りの容積負荷および表面積負荷で表すことができる。第4図に BOD 容積負荷と BOD 除去率の関係を示す。処理水 BOD 20 mg/l 以下を目標とすると、実験原水の BOD 濃度は平均 330 mg/l であるため、約 95% の除去率が必要であるが、この場合の BOD 容積負荷は第4図より 2.5 kg/m³·d となる。また、BOD 容積負荷 5 kg/m³·d においても約 80% の除去率を得ることができ、高負荷処理が可能であると言える。

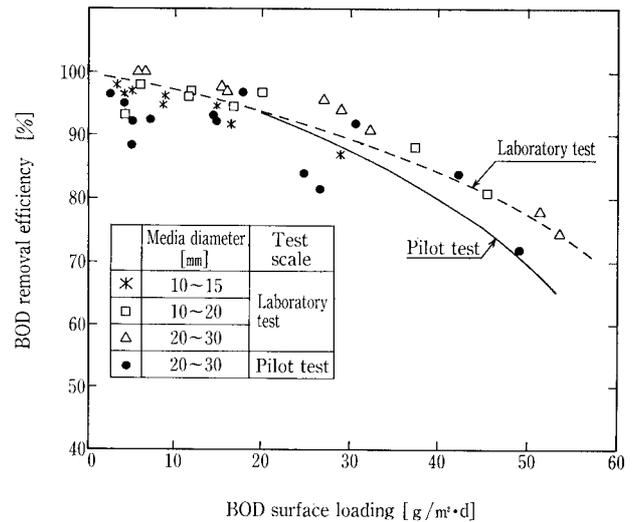
本実験で使用した汙材は、粒径 20~30 mm (平均 25 mm) であるが、汙材を球形と考えて比表面積を求めると 126 m²/m³ となり、この数値を用いて BOD 表面積負荷を求め BOD 除去率との関係で表すと第5図になる。

処理水 BOD を 20 mg/l 以下とするための BOD 表面積負荷は、第5図より 20 g/m²·d となる。

2) 汙材粒径の影響

汙材粒径の影響を調査するため、パイロット実験と並行して、汙材容量 2 l の小型ベンチテスト機を用いて、第6表に示す3種類の汙材で実験を行った。

BOD 表面積負荷と BOD 除去率の関係で整理した結果



第6図 ベンチテストにおける BOD 表面積負荷と BOD 除去率
Fig. 6 BOD surface loading vs. BOD removal efficiency

No.	Media diameter (Average) mm	Specific surface area m²/m³
1	20~30 (25)	126
2	10~20 (18)	169
3	10~15 (13)	233

第6表
ベンチテスト汙材仕様
Table 6
Characteristics of test media

を第6図に示す。3種類の汙材のデータはほぼ同一線上にプロットされ、WBF の BOD 除去性能は汙材の粒径に関係なく表面積負荷で相関される。ただし、第6図においてパイロットの場合 BOD 表面積負荷 20 g/m²·d 以上になるとベンチテストより除去率が低くなっている。

これは、槽壁面、汙材に付着する汚泥量の差および洗浄条件の違いによって、リアクター内保持汚泥量がベンチテストの方が多くことに起因するものと考えられる。

ベンチテストにおける粒径 20~30 mm の汙材の付着汚泥量は、単位汙材容量当りで 3790 mg-VSS/l, 単位汙材表面積当りにすると 30.1 g-VSS/m² であった。この時の BOD 除去量と付着汚泥量から BOD 除去速度を求めると約 1.0 g-BOD/g-VSS となる。上記数値から BOD 負荷 2.5 kg/m³·d におけるパイロット装置の必要付着汚泥量を求めると 3150 mg/l (25 g/m²) となる。

2.4 SS 除去性能

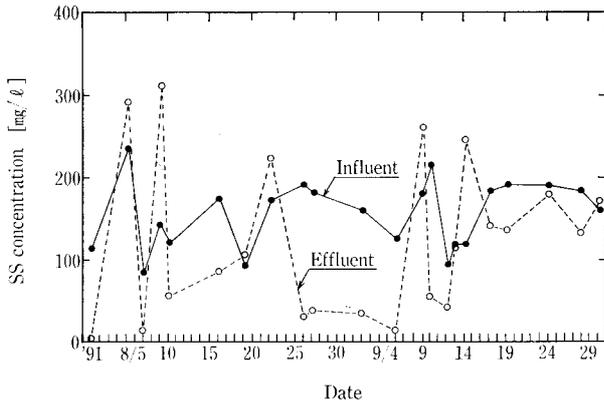
WBF では 1.2 項でも述べたように、SS 捕捉と捕捉した SS の剥離を繰り返すため SS 除去率は低く、処理水 SS 濃度は大きく変動する。

実験開始より 2 週間経過した以降の原水および処理水の SS 濃度を第7図に示す。原水 SS 濃度は 64~260 mg/l (av. 153 mg/l) であるが、処理水は 3~310 mg/l (av. 117 mg/l) と大きく変動し、原水より処理水の方が高くなることもある。この期間の平均 SS 除去率は 23.4% であった。

2.5 洗浄効率

1) 空気洗浄効果

洗浄空気速度 50 m/h と 80 m/h の 2 条件で、それぞれ洗浄時間毎 (max. 20 min) のリアクター内 SS 濃度を測



第7図 原水、処理水のSS濃度経日変化
Fig. 7 Influent and effluent SS concentration profiles

第7表 WBF, AS法ケーススタディー結果
Table 7 Case study on WBF and AS processes

Capacity m ³ /d	Installation space m ²			Power consumption kWh/d			Initial cost
	WBF	AS	WBF/AS	WBF	AS	WBF/AS	WBF/AS
250	60.3	76.3	0.79	182	205	0.89	1.14
500	105	139	0.76	305	273	1.12	1.01
1000	180	265	0.68	597	511	1.17	1.00
2500	399	637	0.63	1203	1083	1.11	0.74

定し洗浄効果を調査した。空気洗浄 20 min のSS濃度を基準とし、各時間のSS濃度と20 min のSS濃度の比率をSS濃度上昇率として、空気洗浄時間とSS濃度上昇率の関係から最適洗浄空気速度と最適洗浄時間を求めた。

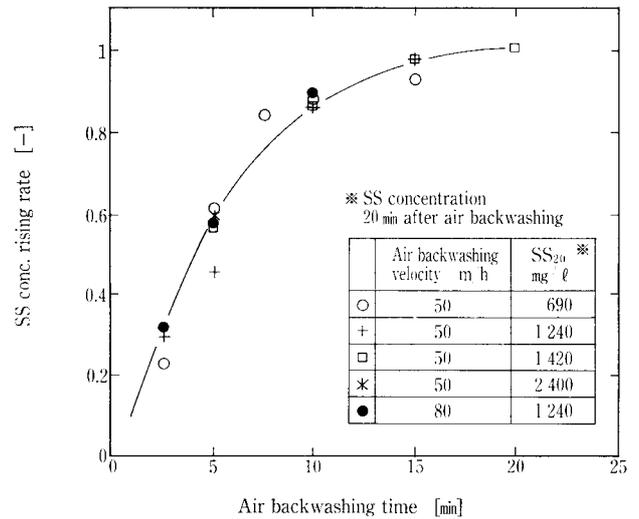
洗浄空気速度 50 m/h における4回の測定結果を第8図に示す。洗浄 20 min 後のSS濃度は 600~2400 mg/l とそれぞれ異なるが、SS濃度上昇率で表すと全て同じ線上にプロットされる。洗浄空気速度 80 m/h の場合も第8図に示すように、50 m/h と同じ線上にプロットされる。SS濃度上昇率は、洗浄時間 10 min までは直線的に上昇するが、10 min 以上では上昇率は緩やかとなり、時間を長くしても効果は小さい。したがって、WBFの空気洗浄条件は、速度 50 m/h、時間 15 min を標準とした。

2) 水洗浄効果

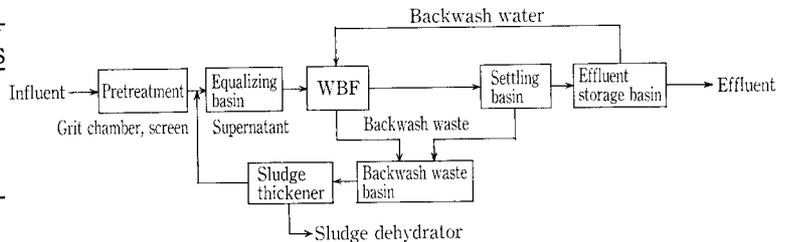
パイロット実験に先立ち実施した 100 mmφ カラム実験により、水洗浄速度 10~30 m/h の間ではSSの排出効果は洗浄速度に関係なく、総洗浄水量によって決まることが判った。よって、本パイロット実験においては、洗浄速度 10 m/h、洗浄時間 12 min とした。汚層に蓄積したSSと洗浄により排出されたSSを、BOD、SS収支計算より求め、水洗浄効果を調査した結果、汚層に蓄積したSSの74~88%が水洗浄によって排出されることが判った。排出されなかった12~26%のSSは洗浄工程後の通水処理工程で排出される。

3. WBF 処理プロセス

WBFの適用分野は広いが、大別すると前処理分野（二次処理前の粗取りや下水道放流する場合）と二次処理分野



第8図 空気洗浄時間とSS濃度上昇率の関係
Fig. 8 Air backwashing time vs. SS concentration rising rate



第9図 WBF 処理プロセス例
Fig. 9 An example of WBF process

がある。

WBFはSS除去率が20%程度と低いため、二次処理に適用する場合、WBFの後段にSS分離装置を設置する必要がある。SS分離装置としては、洗殿槽、浮上分離槽、ドラム式回転汚過機などが挙げられる。第9図に二次処理に適用した場合の処理プロセスの一例を示す。

4. 経済性比較

WBFは、汚層を高くでき、かつ高負荷処理が可能であるため、特に敷地面積の低減化に優れていると考えられる。WBFとAS法（活性汚泥法）について、処理水量 250~2500 m³/d の4段階でケーススタディーを行った。

第7表にケーススタディー結果を示す。

WBFはAS法と比較すると、建設費および所要動力はAS法と同等もしくは若干大となるが、敷地面積はAS法より20~40%と大幅に低減できる。

むすび

WBFは、高濃度廃水の処理が可能であり、高い負荷を取れるため敷地面積を大幅に低減化できるなどの優れた特長を有していることが明かとなった。

廃水処理装置の選定は、廃水の性状、処理目標水質、経済性などの条件により決定されるが、本WBFは、WBF単独、あるいは他装置との組合せによって多くの分野に適用でき、今後、実装置への採用が広がるものと期待される。