

No.16

March 1978

REPORTS OF

THE GOVERNMENT INDUSTRIAL DEVELOPMENT LABORATORY, HOKKAIDO

北海道工業開発試験所報告

第 16 号

昭和53年3月

工業技術院

北海道工業開発試験所

オゾンによる下水高度処理に関する研究

研究期間

昭和46年度～昭和50年度

研究担当者

池畑 昭・藤垣省吾・熊谷裕男
先崎哲夫・石崎紘三・緒方敏夫

本研究は環境庁特別研究費によって行われたものである。

オゾンによる下水高度処理に関する研究

目 次

第 1 章	緒 論	1
	池畑 昭, 藤垣省吾, 熊谷裕男	
第 2 章	オゾンを用いる下水高度処理に関する中間試験	17
	池畑 昭, 藤垣省吾, 熊谷裕男 先崎哲夫, 石崎紘三, 緒方敏夫	
第 3 章	オゾン処理に関する基礎試験	67
	先崎哲夫	
第 4 章	下水 2 次処理水の高度処理を目的としたろ過処理 (砂ろ過) に関する研究	77
第 1 節	河川排水の接触凝集ろ過特性	77
	藤垣省吾	
第 2 節	中間プラントによる下水 2 次処理水のろ過処理	87
	藤垣省吾	
第 5 章	微生物の呼吸反応の自動測定法	97
	熊谷裕男, 藤垣省吾	

資 料

1. 中間試験装置設計図
2. 中間試験データ (各工程処理水の水質変動)
3. 中間試験データ (主要装置所要電力)

オゾンによる下水高度処理の研究

第1章 緒 論

池畑 昭・藤垣省吾・熊谷裕男

1・1 下水高度処理の意義

わが国の年間降雨量は約1,600mmで量的には恵まれていると云えるが、年間の降雨は季節的変動が大きくかつ山丘地帯と海が接近しているという地形的条件が加わり、水資源の利用面から見るときわめて制約的な環境にある。農業が主要産業であった時代では、この様な降水パターンはそれ程大きな問題ではなかったが、上水や工業用水など年間を通じて平均した水量を必要とするにつれ、水資源の不足が顕在化し、ダム等の貯水施設によって水を確保せざるを得なくなっている。

図1-1-1に近年の工業用水道のダム依存度を示したがこれに見られる様に年々ダムの依存度は高まっており、今後建設される工業用水の大半は水源施設を必要とする傾向にある¹⁾。しかし、河川ダムの建設は年々経済的にも社会的にも困難になりつつある。すなわち、有利なダム地点が減少したため立地条件の不利な開発水量当りの建設費が著るしく高騰する奥地にダム地点を求めざるを得なくなつて来ており、経済的な用水供給が限界に

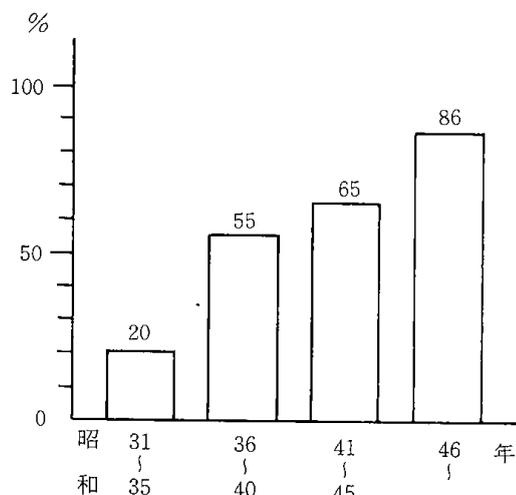


図 1-1-1 工業用水道のダム依存度
(竣工ベース給水量比)

達しつつあること、さらにダム建設が長期間を要する上に補償問題の難航から開発が遅れがちとなっており、水需要の増大に供給が対応出来ないという事態が生じている。

これに対処するため水資源開発を進める制度として、特定多目的ダム法(昭和45年改正)、水資源開発促進法(昭和41年改正)、水資源公団法(昭和45年改正)さらに水源地域対策特別措置法(昭和48年)が制定され、水資源開発の円滑化を期しているが需要の増加を満たすには程遠い現状である。

また、地下水は従来最も安価な用水供給源であったので、特に都市部に於いて無計画な揚水が行われ、その結果地下水の枯渇、地盤沈下の弊害が起り、大都市では地下水の使用制限、大口需要の使用禁止をせざるを得なくなった。この様な水資源のひっ迫のため大量に用水を必要とする産業では、排水の循環利用によって用水量をカバーせざるを得なくなっている。表1-1-1に主要産業に於ける近年の再生水利用率を示した。この傾向は今後さらに増大して行くと思われる。

一方、下水は量的に見ると重要な水資源と云える。建設省の下水道整備計画達成後(昭和53年)の全国下水処理量は年間約50億トンと見込まれ、これは関東、関西および北九州の都市圏に於ける年間用水水量に匹敵する。

この様に下水は最も身近にある水資源として極めて貴重であり、これの再利用技術の開発が急務となる所以である。高度処理の今一つの必要性は環境保全である。

工場排水や下水による環境汚染による弊害が指摘されてからすでに久しい。この間多くの水処理技術開発が行われ、また相次ぐ排水規制措置により現在かなり環境改善が成されたかに見える。しかし、すべての生物が健全に生存し得る環境になるまでにはなお程遠い現状にあることは科学的論

表 1-1-1 業種別工業用水使用量

業 種	鉄 鋼	石油精製	石油化学	ア ル ミ ニ ウ ム	非 鉄 金 属	計	
生 産 規 模	粗鋼 2,000万t/年	100万 BPSD	エチレン 200万t/年	新地金 50万t/年	電気銅 36万t/年 電気亜鉛24万t/年 電気 12万t/年		
用 水 量	6,576,800	1,590,000	6,288,200	673,200	175,000	14,532,800	
排 水 量	114,400	43,500	279,000	28,700	35,000	500,600	
排水を処理 後排出する 場 合	補給水量	480,400	90,000	542,000	46,200	52,550	1,211,150
	回収率(%)	92.7	94.3	91.4	93.1	76.9	91.7
排水を利用 する場合	補給水量	378,000	46,500	263,000	17,500	17,550	722,550
	回収率(%)	94.3	97.1	95.8	97.4	90.0	95.0

議を持たずとも衆目の認めるところである。主な二、三の例を取ってみる。たとえば、現在下水処理場でいわゆる上級処理が行われている所でも、処理水中にはBOD約20ppm、アンモニア性窒素10~30ppm、オルトリン酸態リン1~5ppm等が含まれており、かなり汚染度の高いものである。また、51年度実施の排水一般規制値はCOD、BOD各160ppmである。さらに染色、染料工場排水などの有色成分や発泡成分に至っては現在全く規制されていない。また、一方既設の水処理施設より排出される有機性、無機性固形物が年々増加して居るが、狭い国土では適当な廃棄場所も限られているため陸圏汚染の大きな要因になっている。さらに、水処理施設に於ける焼却炉、活性炭および石炭再生炉等より出る排出ガスの大気汚染やろ過槽およびイオン交換体などの再生排水、洗浄排水などによる水圏汚染も無視出来ない。

この様に現状は理想的環境から程遠いものであるが、この現状レベルが既存環境保全技術の到達し得る限界であるとも云える。すなわち、環境保全技術史上の一時期の終えんを意味するものと考えられる。換言すればこの時期は水処理分野に関しては、一次処理の時期であったと云えよう。従って、今後は生物相が安全に生存し、健全な種属保存を保障する環境実現を目指す時期に入ったと思われる。水処理分野から見れば高度処理あるいはクローズドシステム化の時期に至ったと思われる。

すでに米国では首府ワシントンを通るポトマック川(Potomac River)の汚染防止のため1968年に委員会を組織し(Potomac Enforcement Conference)、1982年度の同川に放流する下水水質基準をBOD 4.5mg/l、リン0.22mg/l、全窒素2.5mg/lに決定し、このための高度処理技術の確立を計るため、米国環境保護庁(EPA)は同市ブルー

プレインズ(Blue Plains)下水処理場に総合的機能を有する大型の高度処理中間試験設備を設置し現在に至っている²⁾。

1・2 下水高度処理の現状

1・2・1 歴史的展望

下水高度処理は水処理技術の立場から見れば歴史的に極めて新しく、その必要性が認識されたのは1950年代であり、3次処理を含めて実用プラントが稼動し始めたのは60年前半である。このうち、先駆的事業として世界的に有名なのは米国カリフォルニア州にあるタホ湖(Lake Tahoe)南岸にある南タホ下水処理場である。タホ湖は人工湖であるが、バイカル湖、摩周湖と並んで世界でも透明度の高い湖として知られ、その南岸は古くからリゾートエリアとして親しまれてきた。しかし、近年の急テンポの観光開発による観光、居住者の増加に伴って1950年代から湖の汚染が懸念され始め、排水水による所謂ユートロフィケーション(eutrophication)と呼ばれる汚染現象が目立ち始め、タホ湖は急速に死の湖化して来た。このユートロフィケーションとは下水中の有機物質による富栄養化により藻類が異常繁殖し水が濁り湖が沼地化することで、ユートロフィケーションを自然に起こさせると何千年もかかるといわれている。この汚染防止のため1961年南タホ公益事業地区(South Tahoe Public Utility District)が発足し、連邦政府水質保全管理部門からの助成金を得て高度処理技術の開発に着手し、1965年に1日約9,500トン(2.5mgd)処理規模を有する3次処理場が誕生した。その後、約2,800トン/日(7.5mgd)に拡張され現在に至っている。

ここでの処理プロセスは次節で述べるが、処理水は飲用に足る水質で、特にリンと窒素の除去率が高いのが特徴で、實際上この処理水をタホ湖へ

放流しても何ら問題は起らないが、カリフォルニア州とネバダ州は約43km離れた人工湖(インディアンクリーク貯水池)へパイプラインで導き放流している。この貯水池は灌漑用、レジャー用および鱒の養殖場として多目的に利用されている³⁾。

南タホに並んで歴史的に有名なのは、西南アフリカのウィンドホーク(Windhoek)処理場である。ここは下水を飲料水として再生している世界初の高度処理場である。1962年同地区の水不足を補うため国立研究所が下水処理水の再利用技術開発に着手し、1968年日産3,800トン(100mgd)の処理プラントが完成した。これは同市の必要とする飲用水の27%に相当する。その後、更に改善された処理装置が追加され、現在日産能力4,500トン(120mgd)の高度処理水が上水として使用されている。

南タホ高度処理施設に引続いて完成したのが、コロラド川コロラドスプリング(Colorado Springs)の再生設備である。これは同市の下水、工場排水を再生して火力発電所の冷却用水として使用するために開発され、日産処理能力は7,600トン(200mgd)である。処理水の水質は、BOD11ppm、COD17ppm、浮遊固形分1.5ppm以下、オルトリン酸3.0ppm、濁度1.7J.Tである⁴⁾。

一方、わが国の下水の再利用は主に大都市に於いて地下水のくみあげによる地盤沈下防止の立場から下水3次処理水を工業用水として利用したのが始まりである。下水3次処理水は専用工業用水道を通じて供給され、主に冷却水、雑用水に使用されている。昭和46年度の建設省の調査による再利用状況を表1-2-1に示した。

都市下水を工業用水として再利用する利点は、水量が豊富で安定している、需要地に近いと経済的に送水し得る、処理費が用途によっては低廉で

ある、工業用水としてのみならず水洗便所、洗車などの雑用水として利用出来る、などである。しかしながら表に示した程度の3次処理では良好な水質とは云えず、これに起因する種々の障害がしばしば問題になっている。一般に塩素イオン、アンモニウムイオン、硬度などの無機イオンや有機物が多く、このため生物細菌が増殖し、スライムの発生の原因となり、また残留塩素による腐食性がしばしば問題になる。

そこで水質改善のための高度処理方式を技術と経済性の両面から調査するため通商産業省が地方公共団体と共同して大規模な実験研究が昭和45年度から48年度迄行われた。この実験が規模内容からいってわが国の先駆的且つ代表的なものである⁵⁾。主な実験は活性炭吸着、電気透析法、逆浸透圧法で、東京都南砂町浄水場内でパイロットテストを行い実用性の評価を行った。更に、昭和48年度には造水促進センターが国の補助を受けて東京都と共同で給水能力50,000m³/日の活性炭処理プラントを建設し、昭和50年度迄連続試験を行った。これはわが国最初の実証プラントでその目的は、実用規模のプラントの安定的効率の運転の実証、コスト評価などが主である。また、大都市圏の水不足を補うため下水処理水を生活用水のうちの水洗便所その他一部の雑用水として使用しようとするいわゆる中水道構想がクローズアップされて来た。特に関西地方の大都市や日本住宅公団などがこの構想に積極的関心を示しており、それぞれの立場で独自の実験研究が行われて来た。特に住宅公団では将来公団の関係する団地、ビルを中水道化する計画を立て、独自の処理方式を設定した。中水供給の目的は利用者に受け入れ易いことを考慮し、便所、撒水、屋外清掃用水、小川、池に限定し、これに見合う水質基準を表1-2-2の如く定め、

表 1-2-1 我国における下水の再利用状況 (昭和46年度建設省調べ)

都市名	処理場名	処理水量 千m ³ /日	再利用水量 千m ³ /日	再利用開始 年月	使用者	使用目的	料金 円/m ³	再処理方法
東京都	三河島	463	138	昭 39	都水道局→300工場 日本卸売市場(芝浦屠) 日本国有鉄道(新幹線) 都清掃局砂町洗淨槽	雑用水 洗淨水 洗淨水 洗淨水	0.25 1.15 1.15	薬沈、急濾、滅菌 急濾、滅菌
	芝浦	770	0.47	39				
	砂町	626	2	40				
名古屋	千 年	90	30	40	市水道局→12工場	雑用水	0	薬沈、急濾、滅菌
川崎	入江崎	200	29	37	市水道局→2工場	雑用水	1.1	塩素滅菌
大阪	中 浜	239	10	45	市公園部	大阪場 外ボリ用	0	急濾、ABS除去他
北九州	皇后崎	64	30	45	三菱化成黒崎工場	冷却水	1.1	滅菌、工水混入

表 1-2-2 中水水質基準 (日本住宅公団)

基準項目	単位	基準値	(参考) 清瀬旭ヶ丘団地における実験データ
臭	気	不快臭を感じないこと 5.8-8.6	臭気なし 6.4-7.5
色	度	10 以下	2 以下
濁	度	5 以下	1 以下
蒸発残留物	ppm	500 以下	368 以下
浮遊物	ppm	5 以下	5 以下
化学的酸素要求量	ppm	20 以下	7 以下
生物化学的酸素要求量	ppm	10 以下	8 以下
塩素イオン	ppm	200 以下	84 以下
陰イオン界面活性剤	ppm	10 以下	0.4 以下
大腸菌群	箇	検出されないこと	0
一般細菌	箇	100箇/ml 以下	59 以下
硬度	ppm	200 以下	66 以下
残留塩素	ppm	0.2 以上	0.35 以上
鉄	ppm	0.5 以下	0.05 以下
マンガン	ppm	0.5 以下	0.27 以下

このための処理方式として次の様なプロセスを設定した⁶⁾。汚水→活性汚泥法→凝集沈澱→濾過→オゾン酸化→活性炭吸着(一部)。同公団では、千葉県船橋市の同公団飯山満団地を最初の中水道実施地区に定め51年度に施設を完成させた。供給人口は3,200人である。

この様に、中水道計画に対する関心が高まっているが、これの最大の障害は建設費、特に既存の大都市に中水管を埋設する費用が膨大であること及び利用者拒否反応であろう。昭和47年日本河川協会が東京近郊の住宅団地を対象に行ったアンケート調査で再生水利用に対する住民の意識について表1-2-3の様な結果を得ている。この表を見ると利用者の中水使用に対する拒否反応が予想外に高く、せいぜいトイレの水洗水、撤水、洗車に使用する程度で、これは生活用水の約20%を占めるに過ぎない。最近の高度処理技術はかなり進歩し、ほぼ飲用水並の水質を得ることも可能であるが、

表 1-2-3 再利用に対する意識調査

利用項目	使用可と答えた数	※割合 %
トイレの水	281	92
庭へまく水	176	58
車を洗う水	138	45
洗濯の水	43	14
掃除の水	97	32
風呂の水	21	7
計	756	

※「割合」はデータ数305に対するもの

この様な科学的事実を利用者に信頼させ、汚ないと云う観念を取除くためにはどの様な啓蒙をすべきかが問題であろう。

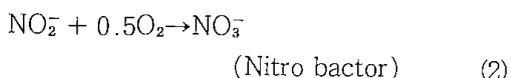
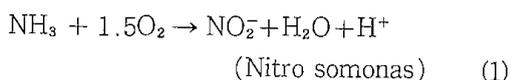
1・2・2 代表的な高度処理システムと問題点

高度処理(Advanced Wastewater Treatment)は3次処理(Tertiary Treatment)としばしば混同されるが厳密な定義の差はなく、2次処理の不十分さを補うために付加される処理を一般に3次処理と称し、1次処理、2次処理を含めて合理的かつ有効的に、より良質な処理水を得る処理法を高度処理と称している。又、高度処理は3次処理以上の処理についても使用される言葉で、いずれも下水処理用語から由来している。従って、高度処理プロセスは処理水の用途、目的によっても異なるが、いずれにせよ単位操作群の単なる羅列ではなく相乗効果が期待される単位操作の選択及び配置、即ち最適化プロセスに近づく様に考慮することが最も重要である。さもなければいたずらに建設費、運転費、維持費がかさみ実用不能の技術に終わってしまう。この様な観点から見ると現在使用されている高度処理プロセスは完全とは云えず、理想的な高度処理プロセスの確立は今後の研究にかせられた課題である。

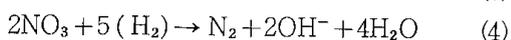
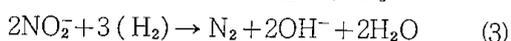
現在、稼動又は試験中の高度処理プロセスは、生物学的処理(Biological Treatment)と物理化学的処理(Physical Chemical Treatment)のそれぞれの特質を取り入れて組合せた方式が多く、又物理化学処理のみで構成されたプロセスもある。生

物学的処理は栄養源濃度の高い2次処理に専ら用いられており、高度処理では主に生物学的脱窒素処理に利用されている。生物学的脱窒素プロセスは活性汚泥あるいは撒水ろ床などのスライムに野生的に生息している件性好気性硝化菌と通性嫌気性脱窒素菌の生理作用を合理的に組合せることによって、排水中に溶存している各種の窒素化合物を最終的に気体状の窒素ガスないし酸化窒素に変換して大気に放散させる方法であり、プロセスの構成は、基本的には硝化工程と脱窒素工程の2つの工程にわけられる。

前段の硝化工程では、排水中のアンモニア性窒素 ($\text{NH}_3\text{-N}$) 及び BOD 酸化菌の異化代謝によって有機態窒素から転換される $\text{NH}_3\text{-N}$ を硝化菌により $\text{NO}_2\text{-N}$ もしくは $\text{NO}_3\text{-N}$ へと酸化する。亜硝酸菌 (Nitro somonas), 硝酸菌 (Nitro bactor) はともに二酸化炭素を唯一の炭素源として、次に示す様な反応によって得られるエネルギーを利用して増殖している。



後段の脱窒工程では、硝化工程で硝化された混合液を溶存酸素の存在しない嫌気的な条件下におき、通性嫌気性窒素菌の硝酸呼吸あるいは亜硝酸呼吸代謝を利用して、 $\text{NO}_2\text{-N}$ 、 $\text{NO}_3\text{-N}$ を次の反応に従って窒素ガス体まで還元する。



(3), (4)式の (H_2) は微生物、脱窒素工程では脱窒素菌の脱水素・酸素により水素供与体(基質)から与えられ、基質にメタノールを利用するケースが多い⁷⁾。

生物学的脱窒素法は適当な条件を設定すると $\text{NH}_3\text{-N}$ のみならず有機態窒素も生物学的な脱アミノ反応によってほとんど $\text{NH}_3\text{-N}$ にまで分解され、さらに硝化されるのであらゆる形態の窒素をかなり高度の除去率(総窒素除去率90%以上)が期待されかつ最終反応物が無害の窒素ガスであるなど優れた性能を有するが、1) 処理に比較的長時間を要すること、2) 水温、pH のコントロールを必要とする。最適水温 35°C 、最適 pH、硝化工程 6.5~8.0、脱窒工程 8.0、3) メタノール等の有機炭素源の添加を必要とし、これらの過剰添加によ

る2次汚染の憂えがあるなど、運転操作、管理が複雑でありこれらの問題の解決が必要とされる。

又、生物処理による脱磷についても種々調査研究がなされ、特定な条件下では微生物の構成及び代謝に必要な量よりかなり過剰な磷を細胞内に蓄積するいわゆる磷の過剰取り込み (Luxury Uptake) 現象を利用し、この条件を制御することが出来れば生物処理による磷除去が有効であると思われる。

過剰取り込みは通気性溶存酸素、pH、有機物質などに影響される。たとえば、生下水に活性汚泥を添加した実験では DO が高い程汚泥中への正磷酸の取り込み量が多くなる^{8,9,10)}。又、pH は 6.6~6.7 の範囲ではあまり変化はない¹¹⁾。又、有機物炭素源負荷の多い場合は取り込み量も多くなるなどの報告があり、以上の様な条件で処理を行うと活性汚泥法で下水中のリンの 85~90% を除去することなどが知られているが、微生物処理のみで完全に磷を除去することは原理的に不可能である。

以上述べた様に、微生物学的処理は多くの利点があるが得られる処理水の水質に限度があり、微生物処理プロセスのみで高度処理を行うことは無理で、物理化学処理との併用または物理化学的処理のみのプロセスが一般に用いられている。

図1-2-1に3次処理として生物処理を主体とした処理プロセスの例、図1-2-2に生物処理と石灰処理を併用したプロセスの例を示す。これらは米国に於けるパイロットプラントの例であるが、図1-2-1で2次処理に於いて活性汚泥槽にアルミニウム塩を添加するのは、汚泥フロクの沈降性を良くすることとリン化合物の除去が目的である。又、図1-2-2で石灰を使用するのは、やはり脱リンと pH コントロール及び凝集促進が目的である。

高度処理に用いられる物理化学処理の単位操作はスクリーニング凝集沈澱または浮上分離、ろ過、吸着、イオン交換、透析、逆浸透、酸化および還元、中和、減圧蒸留、エアレーションによるストリッピング等が使用され、スラッジ処理には遠心分離、加圧または減圧ろ過、冷凍脱水、加温乾燥、燃焼などの技術が用いられている。凝集処理 (Clarification) は上水処理や多くの排水処理に古くから使用されている技術で、適応範囲が広く、浄水性能が高いので、凝集剤の開発や凝集機構の究明、処理技術の工夫改良などが多くなされて来た。高度処理では主に浮遊物質、コロイドなどの

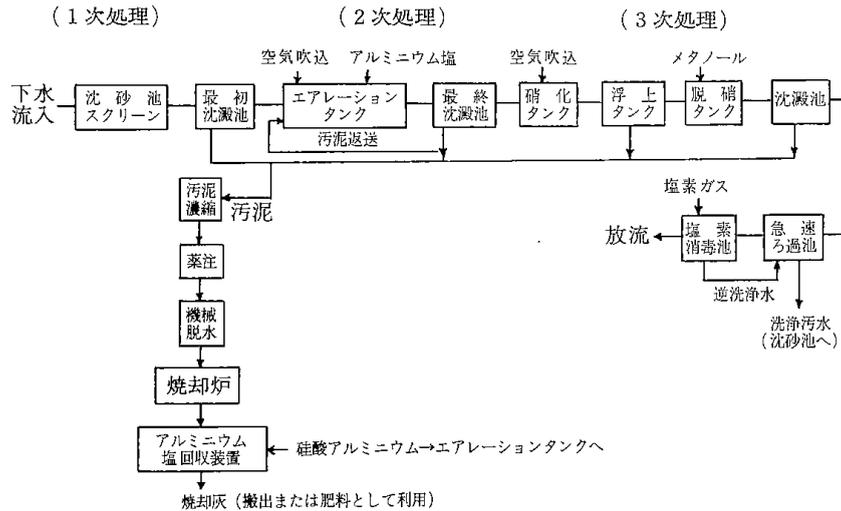


図 1-2-1 3次処理として生物処理を主体として行った場合の下水処理場フローシートの例

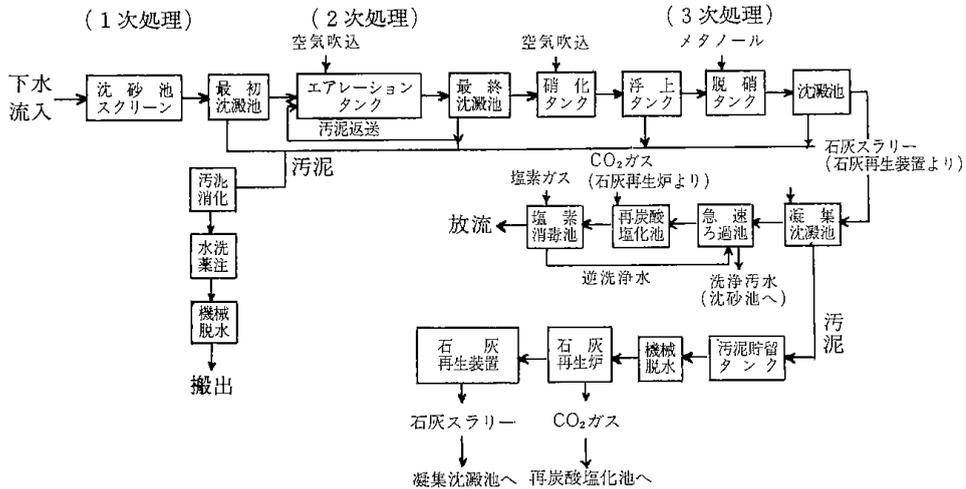


図 1-2-2 3次処理として生物処理と石灰処理を併用した場合の下水処理場フローシートの例

除去の他に PO_4-P の除去(アルミニウム, 又は鉄の塩化物, または硫酸塩及び水酸化カルシウムを凝集剤として使用)に使用されている。又, 活性汚泥法の気槽内に上記の無機塩を添加し, 凝集促進や脱磷に使用される場合もある。しかし凝集処理法の最大の問題点は排出するスラジの対策である。ろ過も古くから使用されて来た方法で専ら砂層単一ろ層が用いられていたが, 近年では吸着特性を持つろ材などの組み合わせで複層, 多層のろ層を使用する場合もある。又, 少量の凝集剤の添加によりろ層内でフロックを形成させる吸着ろ過 (Coagulation and filtration) 法も検討されている。

吸着処理にはもっぱら活性炭が使用されているが, 高度処理用の活性炭は使用上の容易さから粒

状が望ましく, しかも物理的強度が大きく, 機械的攪拌や摩擦に対して充分耐え得ることが必要である。一般に活性炭処理は高度処理の後段すなわち仕上げの工程に使用されるケースが多いため強度の弱い活性炭を使用すると処理水が黒く着色され好ましくない。しかし, この様な性能を持つ活性炭は高価であり(1トン当り50~60万円), 従って再生利用をしなければ引き合わないで経済的かつ有効な再生技術の選択が問題である。ゼオライト鉱物も主としてアンモニウムイオンの除去にしばしば使用される¹²⁾。これは天然ゼオライト中のクリノプチロライトやモルデナイトの陽イオン交換作用によるもので, その点イオン交換処理に属する。わが国では東北地方に優良なゼオライト鉱

物が産出するので有望な処理である。コストも比較的 low (1トン約5万円) であるが、再生利用を計らねばやはり処理費が高価なものになる。脱塩や溶存汚染物質(0.1ミクロン以下の粒子)の除去を目的とした単位操作に透過法を利用した技術が近年急速に発展している。その代表的な技術に逆浸透法(Reverse Osmosis)がある。これは半透膜を境にした塩溶液の両側に濃度差を与えることによって生ずる浸透圧の現象を逆に利用したもので、この考えはすでに19世紀末にドイツで発表され、1936年にはフランスでセルローズ系の半透膜の開発が報告されている。1957年フロリダ大学のBretonが海水の脱塩にセルローズアセテート膜を用いた実験を彼の博士論文で報告し、塩分離度98%以上が可能であることを述べている。さらに1961年カルフォルニア大学で最初の脱塩デモンストラーションプラント(500GPD)が運転され、半透膜の研究に技術的、経済的面で多大の業績を残した。その後、半透膜の製法が利用技術に多くの研究開発がなされているが、現在実用的には膜材質としてセルローズ系、ナイロン系、その他、膜形状としては平膜、管状膜、うず巻形膜、中空系膜、液状膜などが使用されている²⁰⁾。逆浸透法の水処理への利用はおもに海水、かん水の脱塩処理を目的に研究開発が進められてきたが、下水3次処理および高度処理への利用についても研究開発が進められている^{21,22)}。この場合最も大きな問題となるのは前処理の検討、特にSS(けん濁性物質)を十分に除去することである。さもないと膜面の性能低下が急速に起り、逆浸透法の性能を十分に発揮することができない。また、BODも膜面でスライムを発生する要因となるので、前処理で2次処理水の90~95%除去することが望ましいとされている。

わが国では前述の通産省の委託を受けて日本工業用水協会が、東京都南砂町に逆浸透法のテストプラントを設置し、実験が行われたが規模から云って代表的な例である。試験結果は表1-2-4に示した様に良好な脱塩性能が認められた。この処理プロセスは、2次処理水→凝集多層ろ過→活性炭吸着→pH調整→ミクロンろ過→逆浸透の順である。この様に前処理にやや複雑な工程を要するが、高度の脱塩性能が期待されるので将来この分野での利用度が高まって行くと思われる。

脱イオン処理には従来イオン交換樹脂法や電気

表 1-2-4 神鋼・パーム口逆浸透装置による下水処理水質試験結果
28kg/cm² 報告 No. 73-W-334

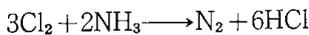
試料水名称	原水	逆浸透
	(RO給水)	処理水
採水年月日	昭48.3.9	昭48.3.9
分析年月日	無色透明	無色透明
水温(°C)	17	18
濁度	0.6	0
色度	4.0	0
pH	6.5	5.9
電気伝導度 (/cm20°C)	2395	128
Mアルカリ度 (CaCO ₃ ,ppm)	89	18
Pアルカリ度 (CaCO ₃ ,ppm)	0	0
全硬度 (CaCO ₃ ,ppm)	207	3.6
カルシウム硬度 (CaCO ₃ ,ppm)	120	1.6
マグネシウム硬度 (CaCO ₃ ,ppm)	87	2.0
蒸発残留物 (ppm)	1370	62
懸濁固型物 (ppm)		
酸素消費量 (O,ppm)	2.9	<0.1
溶存酸素 (O,ppm)		
遊存炭素 (CO ₂ ,ppm)	55.7	55.6
残留塩素 (Cl,ppm)		
塩素イオン (Cl,ppm)	48.0	233
硫酸イオン (SO ₄ ,ppm)	364	10
硝酸イオン (NO ₃ ,ppm)	0.2	<0.02
磷酸イオン (PO ₄ ,ppm)	<0.1	0.1
シリカ (SiO ₂ ,ppm)	29	1.8
アンモニウムイオン (NH ₄ ,ppm)	18	1.0
マンガンイオン (Mn,ppm)	0.4	<0.02
全鉄分 (Fe,ppm)	1.06	<0.02
可溶性鉄分 (Fe,ppm)		
ナトリウムイオン (Na,ppm)	430	27

透析法など知られているが、前者は経済的に引き合わず、後者については上述の南砂町に於けるパイロットテストの結果から硬度、塩素イオン、アンモニウムイオンの除去率が高いが、リン酸イオン、アルカリ度、酸度などの除去率が低いこと、また処理費についても設備費を含めると現在なお割高で実用化のための努力が今一つ必要である。経済性については逆浸透法も同様である。

処理水中に溶存するアンモニアや硫化水素などの揮発成分や気体を除去するためガス放散法(ストリップング)が用いられる場合がある^{23,24)}。最も有名な例は米国の南タホ湖やカリフォルニア州オレンジカウンティ下水高度処理場のアンモニアストリップング法である。共に処理水を消石灰でpH10.5~11にあげ、ストリップングタワーで霧化させかつファンで外気を流入してアンモニアを放

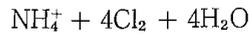
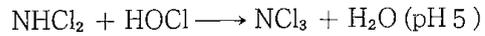
散させる方法を用いている。アンモニアの除去効率に因する因子としては温度、pH、気液比があるが、南タホに於ける実験例では水温1℃減ずるごとに約0.2~0.5%の除去率が減ずるという結果を得ている。気一液流量比は、3,000 (air)/water以上が必要とされ、冬期では5,000~6,000に高めて幾分放散率が改善される程度であったと報告されている。pHを上昇させるため多量の消石灰を必要とするため、この方式には石灰のクローズドループシステムの採用と石灰による凝集処理やリン酸除去の目的をかねた水処理プロセスが必要である。いづれにしてもアンモニアストリッピング法は問題点が多く、特にわが国では大気汚染との関連もあり実用性の評価は低い。

次に酸化、還元処理であるが、汚染物質中には物理化学的手段による酸化や還元により無害されたり除去されるものが多くあり、COD(化学的酸素要求量)が汚染指標として用いられる所以でもある。現在下水高度処理に広く利用されている酸化剤は塩素または二酸化塩素でその目的はもっぱら殺菌であるが、近年アンモニア性窒素の除去に塩素を用いる方法(Break Point Chlorination)が米国で研究され普及しつつある^{25,26,27)}。この方法は次の反応を利用するもので



水中のNH₃の量を正確に測定し、上の反応に必要な塩素の化学量論量を注意深く添加する。この場合、塩素の添加量およびpHが大きな影響因子となる。ブルーレイズパイロットプラントで行われた試験結果によると、最適pHは6~7でCl:Nの

化学量論的重量比は7.6:1でありこの様な条件下では上記反応は95~99%進行することを報告している²⁷⁾。もし、これ以外の条件で反応させると次の様な好ましくないクロルアミンや硝酸イオンが生成する。



この様に Break Point Chlorinationは簡便な脱窒素法であるが、塩素の添加量やpHが極めて厳しい制限下で運転管理されなければならないのが欠点で、現在EPAではコンピュータ制御を含めた運転管理法の研究を行っている。また、近年関心が高まっている酸化法にオゾン処理があるが、オゾン処理に関しては本研究の目的であるのでここでは省略する。

以上、物理化学的処理の代表的な単位操作につき概要を述べたが、その他にも多くの処理法が研究されているがまだ研究段階であり、実用化にはなお年数を要するものが多い。

次に、現在実用化されている代表的な物理化学処理による高度処理プロセスの二、三の例について述べる。

図1-2-3は南タホ下水処理場の高度処理プロセスである。標準型活性汚泥法による二次処理の後に2段の石灰凝集沈澱、アンモニアストリッピング、急速ろ過、活性炭吸着、塩素消毒を組合せたものである。初段の石灰凝集沈澱ではpH9.5程度でリン酸塩を90%のほかカルシウムを炭酸カルシ

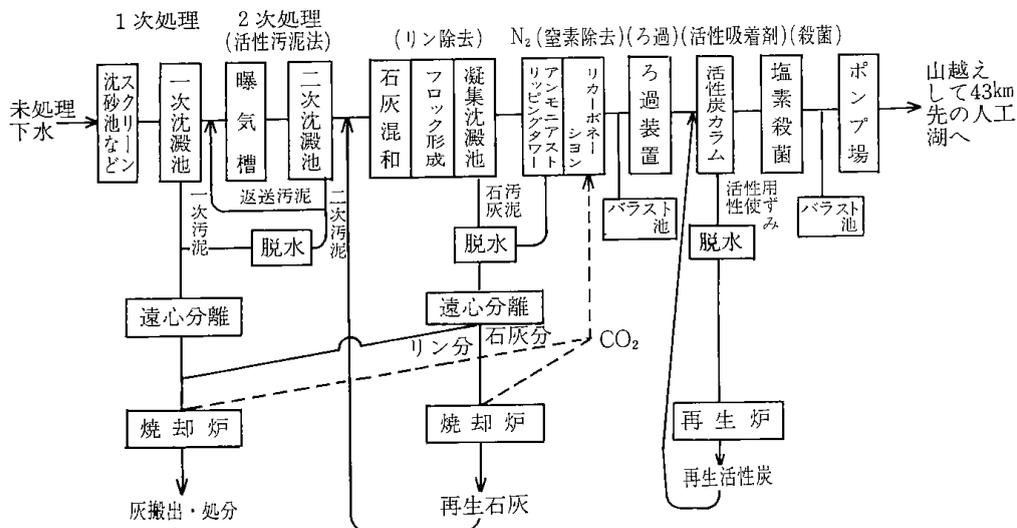


図 1-2-3 南タホ高度処理プロセスフローシート

ウムで除去出来る。2段目ではpH11.5程度でマグネシウムの除去も行われるが、その後のアンモニアストリッピングを行うのが目的で、このpHで95%以上のアンモニアを除去し得る。再炭酸塩池 (Recarbonation Tank) ではスケール形成物質を炭酸塩の形で除去するほか、pH7~8に調整する。リカーボネーションは2段に行われ、汚泥焼却炉、石灰焼却炉などの煙突から回収された圧縮炭酸ガスが中和に用いられている。中和された処理水は少量の硫酸アルミニウムが加えられ、アンソラサイト(破碎無煙炭)、ザクロ石、ろ過砂の三層のろ床からなる加圧ろ過装置に導かれる。処理水の最終仕上げは活性炭による水溶性有機物の除去である。これには8~30メッシュの粒状活性炭を充填したパルスベツト型吸着塔8基が並列に使用されている。処理水はさらに塩素消毒後43km離れた人工湖へポンプで送られる²⁸⁾。各工程での

処理水の水質の一例を表1-2-5に示す。夏季の間は表に見る様な良好な水質が得られているが、冬季はアンモニアストリッピングの機能低下などで水質が夏季程良好ではないのが問題である。しかし、南タホの高度処理は歴史的に見てもまた規模の面から見ても代表的で技術的な報告も多く出されている^{29,34)}。

図1-2-4は3次処理として石灰による薬品凝集処理の後にアンモニアを除去するためにイオン交換塔を組合せたフローシートの例である³⁵⁾。

図1-2-5はブループレインズ下水処理場内EPA高度処理パイロットプラントのフローシートで、二段石灰凝集、リカーボネーション、pH調整の後段に、図には示されていないが脱窒素工程が組合され、さらに活性炭吸着、塩素消毒の工程で仕上げられる。脱窒素処理には、1)二段生物処理(硝化、脱窒)、2)ゼオライトによるイオン交換、3)

表 1-2-5 各工程処理水の水質

水質項目	原水	活性汚泥処理 工程後 (二次処理)	水 処 理 場		
			アンモニア 除去塔出口	炭酸ガス 処理池出口	再 終 流 出 水 (活性炭処理、塩 素滅菌処理後)
MBAS*, mg/l	4-9	0.4	0.4	0.4	0.1
COD, mg/l	200-500	20-60	15-25	14-20	10
BOD, mg/l	250-300	15-30	5-10	4	1
濁度, JTUs	100	20-50	2-5	0.4	0.2
SS, mg/l	225	10-20	5-10	0.9	0.9
リン酸, リン換算mg/l	10-15	5.7	5.7	0.8	0.06
アンモニア性窒素、窒素換算mg/l	20-30	25-35	5-9	5-9	クロロミンに変換
大腸菌群, MPN/100	1,500万	15万	15万	15万	2.2以下
色調	高	高	高	10-30	無色
臭	有	有	有	有	無

*MBAS:メチレンブルー吸着物質

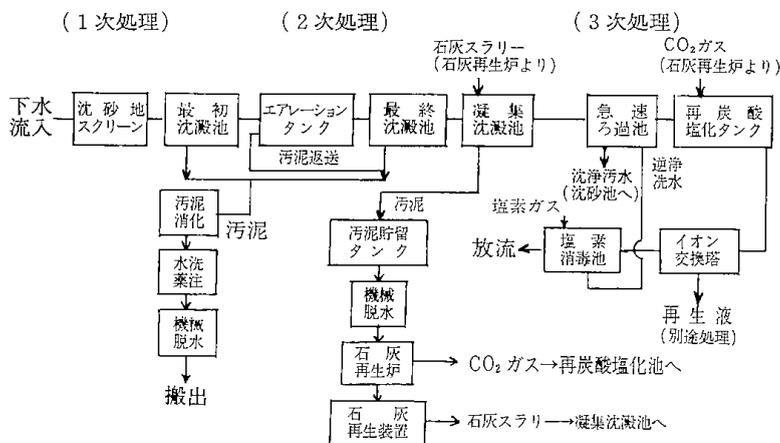


図 1-2-4 3次処理として石灰処理とイオン交換処理を併用した場合の下水処理場のフローシートの例

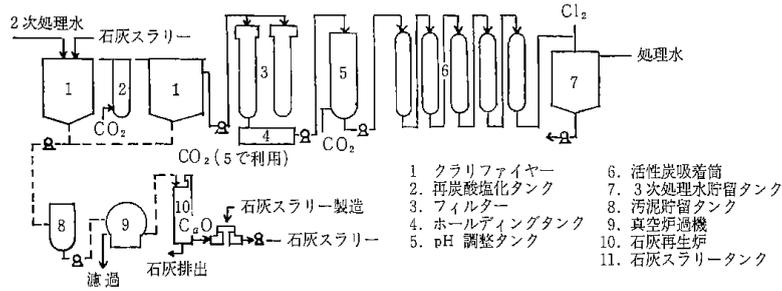


図 1-2-5 ブループレインズ EPA 高度処理パイロットプラント
フローシート

ブレイクポイントクロリネーションの各処理法を比較検討している。以上の例からもわかる様に、米国に於ける物理化学処理の一つの特徴は石灰のクローズドループ利用であろう。

次に、活性炭および電気透析を用いた例を図1-2-6、図1-2-7に示す。これらは共にレバノン市下水処理場のパイロットプラントのフローシートで、図1-2-6は粉末活性炭を高分子凝集剤と共に用いる二段凝集沈澱処理である。各沈澱槽から排出される使用済活性炭は他のスラジと共に再生炉に送られ循環利用される。再生炉中ではスラジに含まれる高分子凝集剤や他の有機物も炭化、活性化されることが期待されるので、この様な活性炭の使用—再生サイクルを繰返すことによりスラジから生成した活性炭の使用も可能になり、スラジ対策の面から見てもまた経済上からも将来検討を要する興味あるプロセスと云える。図1-2-7は粒状活性炭と電気透析の組合せからなるプロセスで、電気透析の目的は主に脱塩である。

以上、物理化学処理プロセスの代表的な例を述べたが、物理化学処理の特徴は施設、設備が小型、コンパクト化し得る。原水の水質や水温の変動に比較的追従し得るため中央制御方式による省力化が可能であるなどが挙げられるが、一方スラジや再生排水の処理および種類によってはコストが高いなど、今後課題とされた問題も多い。

1・3 下水高度処理とオゾン処理

オゾンが上水の殺菌に利用されたのは今世紀の初頭で南フランスのニース市浄水場が世界最初の処理場(1906年操業開始現在に至る)として歴史的に有名である。

その後、オゾン殺菌を行う浄水場がヨーロッパで次第に増加して来たが、世界第二次大戦後人口の都市密集化や産業の急速な発展により上水源となっていた河川、湖沼が汚染され、上水としての水質を維持する技術開発の必要性が主としてヨーロッパで生じた。特に西ドイツ、フランス、オランダ、英国など上水源を主に河川、湖沼に依存し

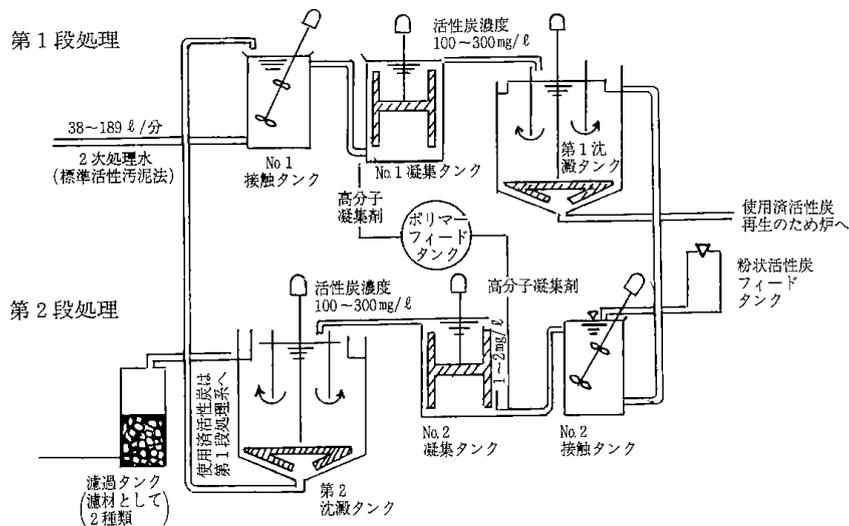


図 1-2-6 粉状活性炭処理パイロットプラントフローシート
(レバノン市下水処理場)

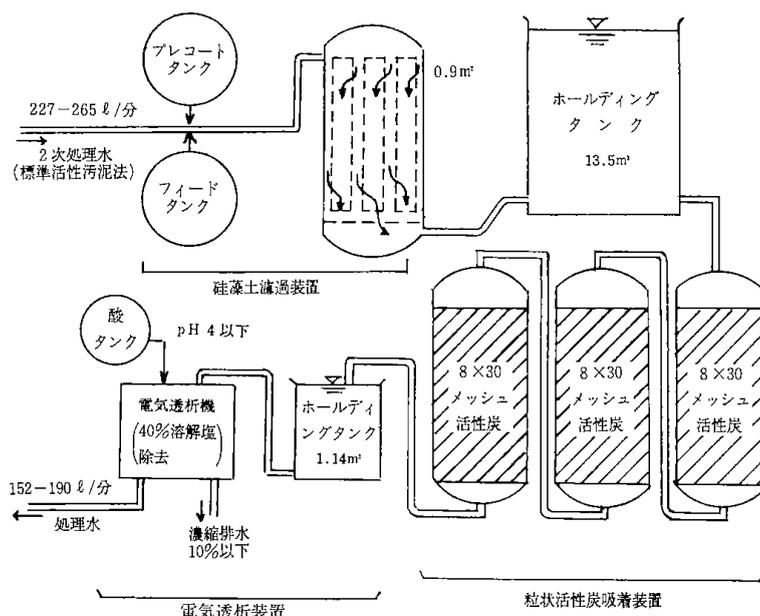


図 1-2-7 粒状活性炭及び電気透析を組合せた高度処理フローシート
(レバノン市下水処理場パイロットプラント)

ていた国では深刻な問題となり、これらの国を中心に大規模な研究を進めた結果、オゾン処理が最も効果的であるとの結論に達した。すなわち、オゾンの強力な酸化作用は殺菌のみならず脱色、脱臭、脱悪味、消泡に極めて効果的であり、また有機物質 (BOD, COD 成分) の除去、フェノール、シアン化合物など有毒、有害成分の分解、Fe (II), Mn(II)の酸化などにも有効であり、またオゾンは水中で分解して酸素に変わるため塩素の様な過剰添加による残留薬剤の二次汚染の心配がなくかつ水中の溶存酸素量が増大する好ましい二次効果が得られるなどが実験的に証明された。

1950年代後半から上記各国でオゾン処理技術 (工業用オゾン発生機の開発を含む) の開発が進められ1960年後半よりオゾン処理浄水プラントが次々と建設、操業され、現在ではヨーロッパ (東部ヨーロッパ、ソ連を含む)、カナダなどの国で数千のオゾン処理プラントが稼動している。わが国では昭和48年操業を開始した尼ヶ崎市神崎浄水場が脱臭を目的とした最初のオゾン処理プラントである。一方米国では上水のオゾン処理は種々の国情から未だ許可されていないが、そのかわり産業排水、下水およびプールやかんがい用水などのオゾン処理の研究開発が進められて来た。

この様に、下水の三次処理、高度処理のためのオゾン処理の研究開発は米国が先駆的であるが、その研究歴は未だ日が浅く、下水中のABSの分解³⁶⁾

BODの除去³⁷⁾および殺菌^{38,39)}等に関する基礎的研究が1964~65年頃より報告され初めた。1960年代の後半になってパイロットテストを含む研究結果が1968年頃より報告され出した。これら初期的段階で代表的な報告はRedridge (London)で行われた試験研究結果で、散水ろ床による二次処理の後にマイクロストレーニング、オゾン処理の組合せによる三次処理の試験を40ガロン/分の連続装置で行い、オゾン処理により脱色、洗剤分解 (陰イオン性剤, 1.1ppm→0.2ppmに減少, 中性洗剤, 0.3ppm→0.05ppmに減少), Salmonella菌およびウィルスを含む殺菌効果が顕著であることを確めた。この実験でのオゾン注入量は25mg/lである。さらに、この試験結果よりマイクロストレーニングとオゾン処理のプロセスで処理された下水二次処理水は、通常上水や工業用水源として使用される河川水より優れており、これらの目的のためには他の高度処理を考慮する必要がないと結論している。

米国ではR.A. Taft Water Research CenterとAir Reduction Companyが共同で行った大規模な一連の研究が代表的である。同グループは散水ろ床による二次処理の後化学凝集沈澱分離の三次処理をした処理水に対するオゾン処理の効果を基礎的に多角的に検討することから研究を開始し、その結果オゾンは脱色、脱臭、除濁に効果的でありまたCODや界面活性剤の分解除去にも有効で、

これらの目的にはオゾン添加量11~48mg/lが必要でありかつ酸素を原料とする方がより有効であることを確めた。また、有効なオゾン注入法を種々のシミュレーターで検討した結果、インセクション型接触塔6基を処理水の流れに対し直列に連結し、オゾンは各塔に並列に注入する方式がオゾンの自己分解による損失を防ぎ最も効果的であることが見出された⁴⁰⁾。なお、各塔の気-液接触時間は10分である。また、オゾン生成原料に酸素を用いているので、使用済酸素の循環利用システムも検討された。この様な初期的研究結果を基にしたパイロットプラントがワシントン市にあるEPAブループレインズ高度処理実験プラントに設置され、1971年より広範な実験が開始された。パイロットプラントのフローシートを図1-3-1に示す。同装置の設計流量は200m³/日である。パイロットテストの目的は、1)オゾンの気相から液相への移動速度、COD除去効率およびこれに与える前処理の効果等がスケールアップに与える影響因子の決定、2)被処理水の流量変動、水質変動、処理時間の変動および前処理プロセスの種類などがオゾンプロセスに与える影響因子の決定、3)実用プラント設計資料の収集、4)オゾンプロセスの経済評価およ

び最適オゾン注入量、接触時間および前処理法の決定等である。

オゾン処理の前処理には表1-3-1に示す9種類が比較検討された。表中に示された記号は以下の様な処理法の省略である。3 B; 3段微生物処理すなわち高速活性汚泥-好気性硝化-嫌気性脱窒、F; 複層ろ過処理、L; 石灰凝集処理、UN or UN-OX; 酸素ばっ気による活性汚泥処理、MC; 石灰および無機塩凝集剤添加による生下水の凝集処理、CL; ブレークポイントクロリネーション、DC₂; ブループレインズ下水処理場二次処理水。同表はこれらの単位操作の組合せおよび組合せ順序と各前処理水の平均COD値を示している。このパイロットテストにより豊富な技術資料が得られ、また詳細な経済評価がなされ、以後のこの分野の研究に貢献する貴重な成果として高く評価されている^{41,42)}。1970年になると中間試験を含めた研究結果が相次いで報告され、下水高度処理に於けるオゾンの効果が次第に認識され、オゾン処理に対する期待と関心が高まりつつあることが伺われた。そのうち主な例について略記する。

シカゴのHanover Parkで行われたパイロットテスト(9l gpm)では、活性汚泥処理後三次処理

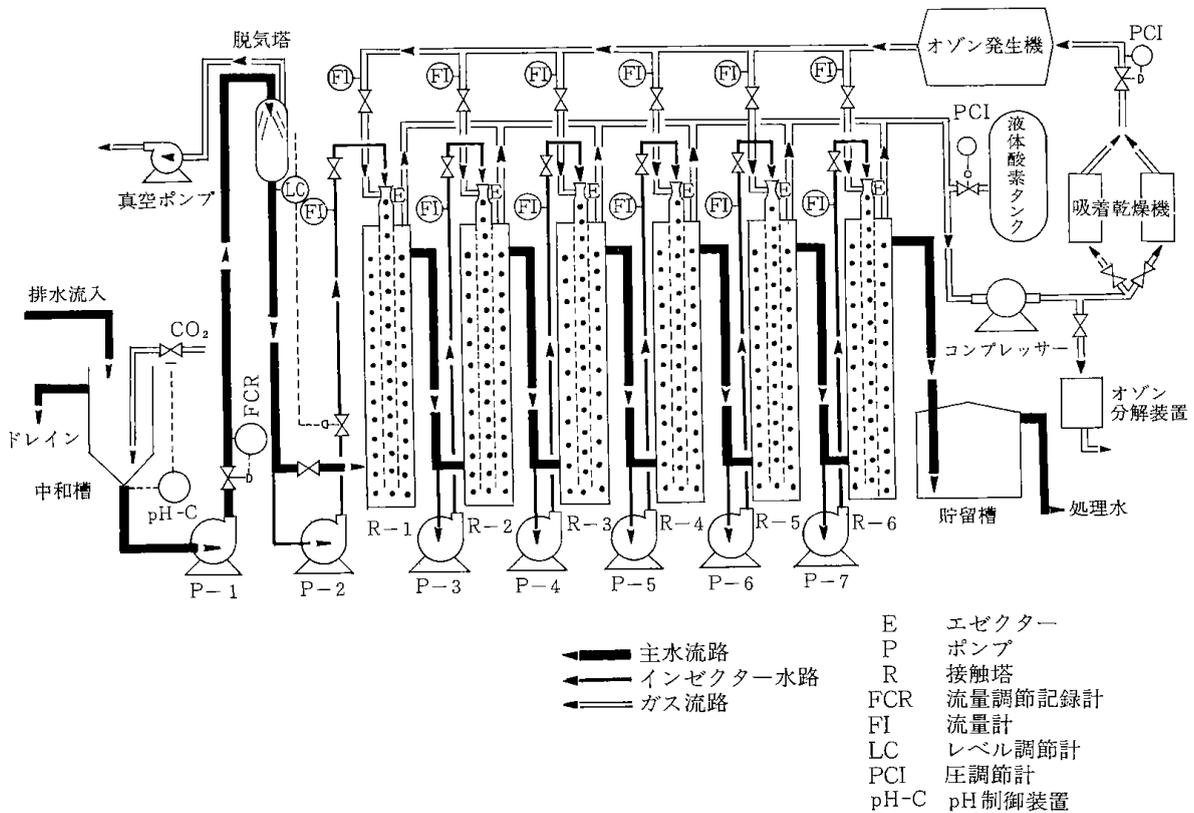


図 1-3-1 ブループレインズオゾン処理パイロットプラントフローシート

表 1-3-1 オゾン処理パイロットテストに用いた前処理

Pretreatment	Average COD	Date
3B + F	13.5	8/27-9/12/71
3B + L + F	25.9	2/1-5/7/71
UN	26.1	8/2-8/18/71
UN + L + F	16.9	5/10-5/20/71
MC	53.7	7/12-7/30/71
MC + CL	46.6	8/20-8/27/71
MC + CL + C	14.7	5/21-7/9/71
DC ₂	98.8	9/13-9/23/71
DC ₂ + L	72.4	9/24-9/30/71

としてマイクロストレーニングを用いた処理水にオゾン処理を行い、オゾン5ppmの添加(接触時間5分間)によりBOD30%が除去され、色度、濁度、シアン化合物、フェノールが効果的に除去された。また、殺菌効果も優れ、たとえば大腸菌のカウントは2,000/100ml (Fecal Coliform), 5,000/100ml (Total Coliform) に減少した。

フィラデルフィア市で合流式下水処理場に於ける雨水の溢流水の処理を目的とした中間試験(20 gpm)では、雨水溢流水をマイクロストレーナーで処理後オゾン10ppmの添加で98%の殺菌率を得、米国内の大都市や古い都市に多い合流式下水処理場の雨期に於ける溢流水の処理対策に有効であると報告している⁴³⁾。なお、この年代には米国のみならずソ連を含めたヨーロッパの研究報告も多い^{44,54)}。

下水高度処理に対するオゾン処理の関心が高まって来た理由は要約以下のように思われる。

- 1) 在来型の処理法では不可能であった脱色、脱臭、除泡が、オゾン処理では容易にほぼ完全に除去出来る。また、微量の溶存有毒、有害有機物質の分解が期待される。
- 2) 殺菌力が従来使用されている塩素や二酸化塩素に比較し数十倍強力であり、また塩素では藻類、サルモネラ菌なども容易に除去し得る。また、オゾンによるウィルスの不活性化作用は塩素の数百倍強力で、少量の添加により100%除去し得る。
- 3) オゾン処理はスラジやその他二次汚染物質を生成しない。また、有機性濁度、微生物スラジをも除去し得る。
- 4) 工業用オゾン発生の開発が急速に進み、耐久

性が強く、高性能の実用機が経済的価格で生産されるようになった。

- 5) 酸素ばっ気による好気性処理法(二次処理)が開発され、その効果が認められる様になるにつれて余剰酸素をオゾンの発生原料にしようとする考えが出て来た。

この様なオゾン処理の関心の高まりに応じて1974年国際オゾン学会(International Ozone Institute, I.O.I.)が特にオゾンの環境利用を目的としてワシントンに設立され、同学会主催の国際シンポジウムや隔月に刊行される機関誌 Ozone news を通して国際間の情報交換、研究交流が頻繁に行われ、各国の研究状況が詳細に報告される様になった。これらの中から特に建設中または計画中の実用プラントおよび大型パイロットプラントを抜粋する。

1. コロラド州 East Park 下水処理場; オゾン処理プラント, 処理量3mgd (300万ガロン/日), 殺菌, 1976年完成
2. オハイオ州 Mahoning Country; 処理量8mgd, 殺菌, 1976年完成
3. フロリダ州 Indian Town; Sonozone Process (オゾン+超音波処理) についての中間試験実施中
4. ミズーリ州 Spring Field; 処理量32mgd, プラント建設中, 1977年完成。
処理法一酸素バッキによる活性汚泥処理+オゾン処理(殺菌)
5. テネシー州 Murfreesboro; 処理量10mgd, 処理法同上, 運転中。
6. 次に示す各下水処理場でパイロットテストがほぼ終了し、特に殺菌に関し次亜塩素酸塩と比較検討した結果オゾン処理のコストが20~25%安価であることが証明された。
カリフォルニア州 Pomona, テキサス州 Dallas, オハイオ州 Cleveland, ニューヨーク市。
7. カリフォルニア州 Chino Basin では独創的なオゾン三次処理を開発中である。すなわち、活性汚泥二次処理水に10mg/lのオゾンを添加し、溢流けん濁物質を分解除去するものである。
8. オハイオ州 Cleave Land 高度処理実験プラントでは物理化学処理による高度処理プロセスの中間試験を行い、オゾン処理を活性炭処理の前段で行うと次の様な利点があることを見出した。すなわち、オゾン処理をせずに活性炭処理

を行うと、BOD, COD が基準レベル迄除去されず、また活性炭槽内に嫌気性微生物が繁殖し、処理水に硫化水素臭を発生する。オゾン処理を前段に行うと槽内の微生物は好気性に変わり硫化水素臭は除去され、また BOD, COD の除去率も基準値以内になる。しかも活性炭再生用の逆洗浄水の使用量も大幅に減少する。そして、オゾン添加量が大なる程この様な活性炭に与える効果も良好となる。この様な知見に基づいて、Cleave Land ではフルスケールプラントの建設を 1980 年完成を目指して計画中である。

この様に、主に米国で近年急速にオゾン処理による下水の三次処理および高度処理が注目される様になったのは、各州に於ける下水、排水の放流水質基準が年を追って厳しくなって来たことによるものと思われる。

たとえば、カリフォルニア州の Chino Basin では現在 5mgd のオゾン高度処理プラントを建設中であるが、その目的はこの地方の下水放流規制が以下の様に非常に厳しくなったためである⁵⁵⁾。

- 1) 残留塩素制限
- 2) 溶存固形物制限
- 3) ウィルス除去
- 4) 殺菌(2.2N/100ml 以下)

この基準は従来使用していたプロセス(二次処理水→凝集沈澱処理→ろ過処理→塩素殺菌)では果し得ないものであり、たとえば、凝集処理には従来硫酸バンド 150mg/l を使用しており、これにより処理水中に含まれる SO_4^{2-} は 75mg/l となり基準を大幅に越える。これに対し、オゾン処理を加えた新しいプロセス(二次処理水→オゾン処理→凝集沈澱処理→ろ過処理→塩素処理)による実験ではオゾン添加量 10mg/l、接触時間 10 分間のオゾン処理により硫酸バンド 10mg/l、塩素 2~4 mg/l の添加で基準内の水質を得ることが出来、しかも年間の運転費が 8~10% 軽減される好結果を得ている。

この様なオゾン処理の利点、長所が認められて来た反面、オゾン処理の問題点、弊害等を指摘する研究者もいる。たとえば、Bernharat らはオゾン処理後の処理水は貯水池での後の塩素要求量が増大すること、有機物がオゾン分解により有極性となり活性炭への吸着が減少すること、また、分解生成物中には環境保全上問題となる物質が予想されることなどから、オゾン処理は必ずしも最上の

手段ではないと指摘している⁵⁶⁾。

また、オゾン処理の効率を高めるため、超音波、紫外線照射の併用、触媒の開発などの研究も開始されている。

以上述べた様に、下水高度処理へのオゾン利用に関する研究は基礎研究、技術開発を含めてようやくその緒についたばかりであり、オゾン固有の特性から見て下水のみならず、広く環境保全の分野での強力な武器として、今後増々研究、開発の必要性があると思われる。

1・4 本研究の目的と報告の内容

以上のような内外の実情に基づき、本研究では下水の用水化を目的とした高度処理プロセスに於けるオゾン処理の技術的問題を明らかにし、処理装置、最適プロセスの設計あるいは高度処理プラントの運転管理に当たって留意すべき事項について考察した。特に本研究では、将来この分野で主流を占めると予測される物理化学プロセスについて考察を加えた。

本研究は昭和 46 年度より 5 ヶ年計画で行われ、前半を基礎研究、後半を中間試験による実用性の評価に大別されるが、基礎研究の結果についてはすでに随所で報告済みであるので、本報告は中間試験の詳細を述べることを主眼とし、合せて本プロセスを構成する単位操作について二、三の考察を加えた。

参 考 文 献 (緒 論 関 係)

- 1) 太田耕二：工業用水，昭和 49 年 6 月，189 号，p. 10
- 2) 佐伯嘉彦：工業用水，昭和 49 年 9 月，192 号，p. 2
- 3) *News of Environmental Research in Cincinnati*, Sep. 28 (1973)
- 4) *Public Works*, Dec. p. 68-94 (1968)
- 5) F.P. Sebastian: *Reclamation and Use of Wastewater at Tahoe. Wendhoeck and Colorado Springs, Environmental Seminar U.S. Department of Commerce.*
- 6) 産業排水等再生利用調査中間報告：日本工業用水協会，昭和 47 年 3 月，昭和 48 年 3 月
- 7) “水の処理”：Vol. 14, No. 1, p. 14-38
- 8) M. Alexander: *Introduction to Soil Microbiology*, p. 272-308, John Wiley & Sons, Inc., New York; London (1961)
- 9) G.V. Levin & J. Shapiro: *J.WPCF*, **39**, 800 (1965)
- 10) D. Vacker, et al.: *J.WPEF*, **39**, 750 (1967)
- 11) M. Scalf: *J.A.S.C.A.*, **95**, SA5 (1969)
- 12) W.F. Mibury, et al.: *J.WPCF*, **43**, 1890 (1971)

- 13) T.R. Camp : *Transactions American Society of Civil Engineers*, 120 : 1 (1955)
- 14) T.R. Camp : *J.AWWA.*, (1968), p. 656
- 15) H.E. Hudson : *J.AWWA.*, (1965), p. 855
- 16) J.J. Morgan & R.S. Englebrecht : *J.AWWA.*, (1960), p. 303
- 17) G.L. Culp, S.P. Hansen & G.H. Richardson : *J.AWWA.*, (1968), p. 681
- 18) S.P. Hansen & G.L. Culp : *ibid.*, (1967), p. 1134
- 19) S.P. Hansen & J.R. Stukenberg : *J.WPCF.*, (1969), p. 1421
- 20) A.P. Livingston : *Water and Sewage Works*, Apr. (1969), p. 119
- 21) G.L. Morris, L.V. Denberg & G.L. Culp, et al. : *Public Health Service Publication*, No. 999-WP-8 (July, 1963)
- 22) W.J. Weber, C. Hopkins, et al. : *J.WPCF.*, (1970), p. 83
- 23) K.M. Yao : *J.WPCF.*, (1970), p. 218
- 24) M.C. Mulbager, et al. : *J.WPCF.*, (1969), p. 2070
- 25) C.R. O'Melia : *Public Works*, May. (1969), p. 87
- 26) L.A. Shmit & R.E. McKinney : *J.WPCF.*, (1969), p. 1259
- 27) W. Stumm & J.J. Morgan : *J.AWWA.*, (1962), p. 971
- 28) W.R. Comley, Jr. : *J.AWWA*, Apr. (1969), p. 1333
- 29) G.L. Culp & S.P. Hansen : *Water and Sewage Works*, Feb. (1967), p. 46
- 30) G.L. Culp : *ibid.*, Apr. (1968), p. 145
- 31) B. Lynam, G. Ehelt & T. McAloon : *J.WPCF.*, (1969), p. 247
- 32) G. Tchobanoglous, R. Eliassen : *T. Sanitary Eng. Division, Am. Soc. of Civil Eng.* (1970), p. 243
- 33) F.D. Bishop, et al. : *J.WPCF.*, Feb. (1967)
- 34) J.C. Cooper : *Chem. Eng. Progress*, 62 : 85, Oct. (1966)
- 35) R.L. Culp : *J.AWWA.*, (1968), p. 84
- 36) D.G. Hagaer & M.E. Flenfje : *J.AWWA.*, (1965), p. 1440
- 37) R.S. Joyce, J.B. Allen & V.A. Sukenik : *J.WPCF.*, (1966), p. 813
- 38) J.D. Parkhust, F.D. Dryden, G.N. McDermott & J. English : *J.WPCF.*, (1967), p. R70
- 39) G.L. Culp & A.F. Slechta : *Water and Sewage Works*, 9, 425 (Nov., 1966)
- 40) A.J. Juhola & F. Tupper : *F.WPCA.*, Report No. TWRC-7, Feb. (1969)
- 41) A.F. Slechta & G.L. Culp : *J.WPCF.*, (1967), p. 787
- 42) B.W. Mercer : *J.WPCF.*, 45, R45 (1970)
- 43) *Water Desalination Report*, 9, 4, Jan. (1973)
- 44) H.I. Mahon : *U.S. Pat.* 3, 228, 876 ; 3, 228, 877 Jan. (1966)
- 45) E.A. McLain : *U.S. Pat.* 3, 422, 008, Jan. (1969)
- 46) T.A. Orofino : *O.S.W. Report* No. 549 (1970)
- 47) *U.S. Pat.* 3, 497, 451, (1970)
- 48) *Brit. Pat.* 1, 177, 748, (1970)
- 49) *Ger. Pat.* 1, 941, 932, (1970)
- 50) 東工ニュース : 化学工業資料, Vol. 6, No. 6, p. 12, 表 3
- 51) E. Hindin & P.J. Bennett : *Water and Sewage Works*, 116, 66 (1969)
- 52) K.A. Kraus : *Water Pollutional Research Series ORD-17030 EOHOI/70, U.S. Dept. of the Interior, Federal Water Quality Administration*, Jan. (1970)
- 53) W.J. Wrek & R.H. Snow : *Ind. Eng. Process Des. Develop.*, 11, 3 (1972)
- 54) E.C. Adams : *Environmental Science & Technology*, 7, 8 (1973)
- 55) Culp, Russell : *Water and Wastes Eng.*, 6, 4 (1969)
- 56) G.J. Stander & L.R.J. Van Vuuren : *Jour. Water Poll. Control Fed.*, 41, 355 (1969)
- 57) T.A. Pressley, et al. : *presented at the 160th National ACS Meeting*, Chicago, Sep. (1970)
- 58) P.D. Haney : *J.AWWA.* (1969), p. 512
- 59) L.H. Scott : *ibid.*, (1940), p. 93
- 60) R.L. Culp & G.L. Culp : "Advanced Wastewater Treatment", *Van Nostrand Reinhold Company*, 1971
- 61) H.E. Morer : *Public Works*, Dec. (1968), p. 87-
- 62) J.G. Gonzales & R.P. Culp : *ibid.*, May and June (1973), p. 78
- 63) T.P. O'Farrell & F.P. Frauson, et al. : *J.WPCF.*, 40, 8 (1972), p. 1527
- 64) R.L. Culp : *P.ASCE, Civil Engineering-ASCE*, July (1972)
- 65) 大場 : 自然, 1973年1月号, p.82
- 66) *EPA Water Pollution Control Research Series, "Advanced Wastewater Treatment as Practiced at South Tahoe"*, Publ. No. 17010 EQ-08/81
- 67) 柏谷 : 用水と廃水, 13, 1 (1971), p. 49
- 68) F.L. Evans III & D.W. Ryckman : *Purdue Univ. Eng. Bull., Eng. Ext. Ser.*, 115, 141, May (1964)
- 69) G.R. March & G.H. Panula : *Water and Sewage Wks.*, 112, 372 (1965)
- 70) F. Drkos : *Korose Ochrana Mater*, 10, 44 (1966)
- 71) W. Stumm, J. Boston : *Soc., Civil Engrs*, 45, 68 (1958)

- 72) P.L. Boucier : *Proceeding of the 22nd Ind. Waste Conf., Produe Univ. Eng. Ext. Series*
- 73) A. Robert : *Taft Water Research Center Report* No. TWKC-4, PB 187758 (1969)
- 74) EPA-R₂-73-146, Jan. (1973)
- 75) F.F. Evans III : *Ann. Arbor Science Pubrishers INC* (1972)
- 76) Cochrane Division : *Crane Co., Report* No. 11023 EVO, *Adv. Waste Treat. Reb. Lab.*, June (1970)
- 77) R. McNabny & J. Wynne : *Water and Wastes Eng.*, 46, Aug. (1971)
- 78) D.Th.A. Huibers, et al. : *U.S. Clearing Fed. Sci. Tech. Inform.* PB Rep. (1969), PB-187-758
- 79) D.K. Gardiner & H.A.C. Montgomery : *Water and Waste Treatment*, **12**, 92, Sept. 10ct. (1968)
- 80) A. Halfon, et al. : *Amer. Chem. Soc., Div. Water, Air Water Chem., Gem. Pap.* **8**, 32 (1968)
- 81) D. Thirumurthi : *Water and Sewage WKS. Reference*, No. R-106 (1968)
- 82) H. Bauch & H. Burehard : *Wasser, Luft Betr.*, **14**, 134 (1970)
- 83) A. Grossman, et al. : *Zesz. Naczk. Polited, Slask. Tnz. Samit* (1970), 27
- 84) L.A. Kul'skii, et al. : *Khim. Prom. Ukr.* (1970), 58
- 85) I.I. Malkina & V.G. Perevalov : *Neft, Khoz.* **48**, 60 (1970)
- 86) P.F. Kandzas & A.A. Mokina : *Ochistka Proszvod, Stochnykh Vod* (1969), 76
- 87) Ch. Bischoff, Fortscher : *Wasserchem Ihrer Grenzgeb.* (1968), 121
- 88) "Ozoneus", 2, 3, Mar. (1975)

第2章 オゾンを用いる下水高度処理に関する 中間試験

池畑 昭・藤垣省吾・熊谷裕男
先崎哲夫・石崎紘三・緒方敏夫

序

本研究の初期に於ける基礎研究で下水二次処理水の再利用を目的とした高度処理にオゾン処理を用いた場合、次のような効果が明らかにされた。

- 1) 迅速かつ完全な脱色，脱臭：殺菌作用
- 2) 高分子有機化合物の切断低分子化
- 3) TOD, COD, 発泡物質，n-ヘキサン抽出物の除去
- 4) $\text{NO}_2\text{-N}$, Fe^{2+} , Mn^{2+} の迅速酸化
- 5) 微生物フロックに起因する濁質の除去
- 6) ウィルスの迅速かつ完全な不活性化
- 7) 溶存酸素の増大

この様な効果は二次処理水中のけん濁質を前処理により除去するとオゾン量約 30g/m^3 (処理水) の添加で充分進行すること，またオゾンとの反応時間は60分以内である。2), 3), 5)を除いた各項については瞬間反応あるいは非常に速やかな反応であり，ほぼオゾンが気相から水相へ移行する拡散速度が律速となる段階であり，2), 3), 5)については反応速度が律速段階であることが見出された。この様にオゾン処理は高度処理に有利な特徴を持ち，特に1), 2), 6)については既存の処理法にない特質であり，従って将来下水の再利用を考える際，不可欠の要素を持つ強力な手段であることが認められた。

しかしながら，オゾン処理単独では大量のオゾン消費し不経済であること， $\text{PO}_4\text{-P}$, $\text{NH}_3\text{-N}$, 重金属イオン，塩類などが除去出来ないこと，COD, TODの除去率が70%，TOCの除去率は30%程度であり，これらの成分を除去しかつオゾン処理の効率を増大させる他の単位操作の選択とそれらの最適な組合せからなるプロセスの開発が必要となった。先づ脱リンに関しては従来用いられている凝集分離法を検討した結果，凝集剤とし

て硫酸バンドまたはPACを使用し，pH7，凝集剤添加量アルミニウム換算5~10ppmの条件で約90%の $\text{PO}_4\text{-P}$ 除去率が得られ，かつけん濁質の除去効果も高いことからこの方法を採用することに決め，また脱窒素については種々検討の結果，東北地方に多量に産出する天然ゼオライトが NH_4^+ とカチオン交換による吸着性が高くかつ重金属イオンの除去にも効果的であることがわかりこれを使用することにした。さらに，残余の有機物を除去するため粒状活性炭を使用することにした。

この様に選択された単位操作をどの様にオゾン処理と組合せると最も効果的なプロセスとなるか，すなわち，プロセスの最適化を計ることが最も重要である。著者らは二次処理水の主成分が有機物質であり，これを最も効果的に除去し得る単位操作の配列，組合せを実験的に見出すことにより，この問題の解決を計ることにした。各処理工程での有機成分の挙動をゲルろ過による分子量分画パターンの変動を解析することにより推定することにした。その結果を図2-1に示す。図はゲルにセファデックスG-25を用いた例で，縦軸は溶

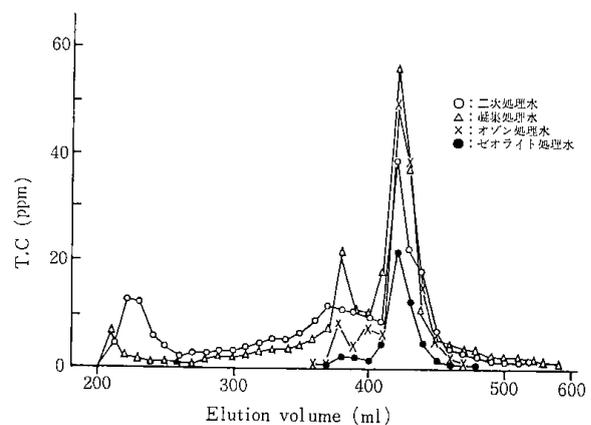


図2-1 下水2次処理水の成分の分子量分布

離液中の全炭素濃度(TC),横軸は溶出液量をそれぞれ表わす。

この様なゲルろ過クロマトグラフでは,試料中の分子量の大なる成分から順次溶出するため,あらかじめ分子量既知の試料について分子量と溶出液量の関係を求めて置くと大まかな分子量分布を求めることが出来る。

図はこの様な原理を二次処理水中の有機成分に応用した例で,二次処理水を次の順序で処理し,各処理液の分子量分画を示したものである。

二次処理水→凝集処理(凝集剤:硫酸バンド)
→オゾン処理(30分)→ゼオライト吸着処理
→活性炭処理

図よりわかる様に二次処理水の有機成分(炭素化合物)は大別三種類の分子量分画を示す。第1グループは分子量 10^4 以上の高分子グループ,第2は分子量1,000~1,500にピークを有するグループ,第3は最も量が多く分子量約100の低分子グループである。二次処理水に凝集処理を行うと第1グループの減少が起こる。すなわち,高分子炭素化合物がかなり除去されることがわかるが,第2,第3グループにほとんど影響を与えない。次いでこの凝集処理液にオゾン処理を30分行くと,高分子グループは完全に消滅し,第2グループも若干減少する,また第3グループはわずかに増加する。これらのことから,オゾンは高分子炭素化合物を切断し,低分子化させる作用が顕著であることが明らかになったが,生成低分子の増加量が少ないことから,ばっ気による一部低分子のストリッピングと推察される。さらに,オゾン処理水をゼオライトカラムで処理すると,第2,第3グループ共にかなりの減少が見られる。このことはオゾンの切断によって生じた低分子炭素化合物が,ゼオライトに選択的に吸着されたためと推定される。最後にこの処理水を粒状活性炭カラムに通すと,最終処理水は各グループ共完全に消滅する。すなわち,炭素化合物は測定値の感度内で完全除去され,比較に用いた水道水と同等の水質となる。

以上の結果から,ゲルろ過による分子量分画パターンは高度処理プロセスの最適化を検討する際極めて有効な指標であり,これにより次の様な結論が得られた。

1) 化学凝集処理は PO_4 -P除去の他に高分子炭素化合物の除去効果があり,これはオゾンの添

加量を軽減させることにもなる。従って,この工程はろ過処理と組合せて,オゾン処理の前処理工程とする。

2) ゼオライト処理は NH_3 -N除去のみならず,オゾン処理で生成した炭素化合物の吸着除去作用が明らかになったため,オゾン処理と活性炭処理の間に配置することが活性炭の負荷量の軽減のために最も効果的である。

この様に本高度処理プロセスは分子量分画パターンの情報を基に決定されたが,その特徴の一つはオゾン処理とゼオライト処理の組合せである。このプロセスの効果を検討するためベンチスケールの連続試験装置を試作し,モデル二次処理水(汚染度の高い河川水を活性汚泥処理したもの)を用いて実験を行い良好な結果を得た。また,各単位操作の装置工学的研究も行われ,圧サイクルによる排オゾン循環利用法,アルカリ循環法による排ガス中のオゾン除去法,接触凝集ろ過法(吸着ろ過法)など新しいアイデアが提唱された。以上の基礎研究については既に報告済みである^{1,2,3)}。

本章では,この様な基礎的研究で得られた高度処理プロセスの実用評価および装置設計,運転管理上必要な技術的資料を得るために行われた中間試験の報告である。

2・1 中間試験装置

本中間試験装置は札幌市豊平下水処理場敷地の一部を借用し,100m²の仮設建屋内に昭和48年度より2ヶ年で建設され,同50年度より1年間試験操業を行った。試験装置は最大処理能力5m³/時で設計された装置のフローシートを図2-1-1に示す。試水の二次処理水は下水処理場最終沈澱池(塩素殺菌前)より取水し,仮設建屋内に送られ,スラリー循環型高速凝集沈澱装置→高速ろ過装置→三段オゾン接触装置→気-液分離装置→パルスベッド型ゼオライト吸着装置→同型活性炭処理装置の順に処理される。最終処理水は貯水槽に貯えられ,オゾン発生機やオゾン回収装置用のダイヤフラムコンプレッサーの冷却水として循環使用され,ろ過層の再生のための洗浄水として定期的に使用される。さらに一部はモノベッド型イオン交換樹脂による脱イオン装置に送られ,脱イオン性能試験に供すると同時に水質分析用試薬の調製,希釈水として用いた。次に主要装置について述べる。なお,装置類の詳細設計図,配管,配線図を

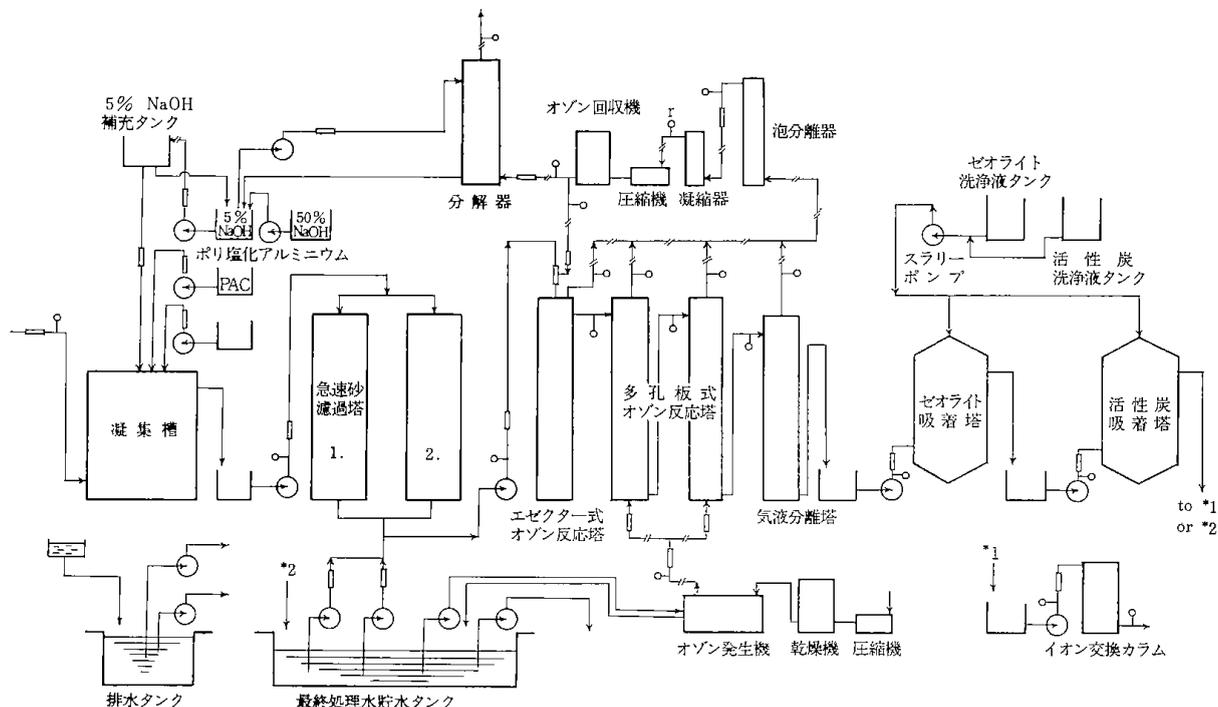


図2-1-1 パイロットプラントフローシート

付録に添付した。

(1) 高速凝集沈澱装置

エバラインフェルコ製(標準型)に pH 自動制御装置を組合せて用いた。主な性能、仕様は以下の通りである。

型式 スラジブランケット型 1台

直径 1.55 m × 高さ 2.4 m

液側上昇流速 3 m (5 m³/hr の場合)

本体鋼板製, 電動攪拌機, 圧縮空気式排泥装置, 超音波式排泥監視装置, pH 自動制御装置

薬剤 ポリ塩化アルミニウム (主凝集剤)

添加量アルミニウム換算 5, 10, 30 各 mg/l, 5% NaOH (pH 制御アルカリ剤) 制御 pH 6.5~7.5

(2) 重力式急速ろ過装置

上水用急速ろ過装置の基準設計に準じて試作したものであるが, 処理水注入口をろ槽上部の他に砂層上部より 10 cm 下の側面に設けそれぞれバルブで切替える様にしてある。主な性能、仕様は次の通りである。

本体 2台

直径 1.15 m × 高さ 3.05 m

ろ速 5 m/hr (5 m³/hr の場合)

表洗速度 12 m/hr

逆洗速度 25 m/hr

砂層高 650 m/hr ろ材 350 m/m

ろ材均等係数 1.6

本体銅板製, 自動表逆洗装置一式 (ろ過流量, 損失水頭, ろ過水濁度をそれぞれ表逆洗予知パラメーターとし, いずれかの一つが設定値に達した場合, 表逆洗ポンプを作動させる方式)

(3) オゾン処理装置

オゾン処理は次の四種の区分に分けられる。1) オゾン発生部, 2) オゾン接触部, 3) オゾン濃縮回収部, 4) 排オゾン分解処理。オゾン発生部はさらに空気乾燥機とオゾン発生機から成り立っている。空気は本実験のオゾン発生原料であるが, これを露点 -40°C 以下に乾燥するため圧サイクル型ゼオライト吸着乾燥機(ヒートレスドライヤー)を用いた。オゾン発生機は三菱電機製 OS-150-D 型カラムオゾナイザー 1 台を使用した。本機の定格性能は, オゾン発生量 150g/時 (原料空気), 空気量 200 l/分 である。

オゾン接触部はインゼクション型接触カラム 1 基, 向流散気型気泡塔 2 基, 気-液分離槽 1 基から成り, いずれもステンレススチール製で, 処理水滞留時間は処理水量 5 m³/時で, 気-液分離槽 30 分, 他のカラムはそれぞれ 10 分, 従ってオゾン

処理時間は 60 分である。

処理水は、はじめにインゼクションカラムにポンプで塔頂部に送られ、頂部にあるエゼクターでオゾンを引き、気-液混合体となってエゼクターに接続されている溶解管(Desolber Tube)を通して塔底部からカラム内に吐出され、漕流水は次の散気型カラム上部の注入口より落差でカラム内に注入され、順次第3のカラムおよび気-液分離槽へ同様にして送られる。一方、オゾン発生機より出たオゾン化空気はコンプレッサーで2基の散気型気泡塔へ並列に送られ、各塔底部に設置したセラミック管状デフューザーにより微細気泡となってカラム内を上昇する。各デフューザーの入口には手動の流量調節バルブおよび気体流量計が取り付けられており、各カラムのオゾン化空気の流量を任意に変えることが出来る。各散気型カラムおよび気-液分離槽の吐出ガスは多岐管に集められ、除泡カラム、デミスターに順次送られ、随伴する泡沫や霧状の水滴を取り除きダイヤフラムコンプレッサーで圧縮されて後述のオゾン濃縮回収装置に送られ、残存オゾンが濃縮回収される。回収オゾンはインゼクション型カラムのエゼクターで吸引される。この様に、本実験に使用されたオゾン処理プロセスはオゾン循環による閉回路プロセスが特徴で、この方式は著者らの多年の研究によって開発されたものである。

オゾン濃縮回収装置は原理的には、シリカゲルのオゾン等温吸着特性を利用したものである。すなわち、シリカゲルに対するオゾンの平衡吸着量の圧力変化を利用し、加圧下(6 kg/cm²)で吸着させたオゾンを常圧下で脱着(厳密には常圧に於ける平衡吸着量まで脱着)させる行程を繰返すことにより、オゾンをキャリアガス中に回収させる。キャリアガスは吸着行程より吐出する空気(オゾン、水分、二酸化炭素などが除去されている)の一部を用い、この流量を変えることが出来る。実験装置はシリカゲルカラム二筒を用いタイマーと連動した電磁弁の切り替えにより吸脱着を交互に繰り返す様になっている。接触装置、濃縮回収装置の主な仕様は次のようである。また、これらの外観を写真 2-1~2-2 に示した。

- 1) インゼクション型オゾン接触装置
直径 0.52 m × 高さ 5.0 m 1 台
滞留時間 10 分、ステンレス製(気液流量比 1/2, エゼクター使用)

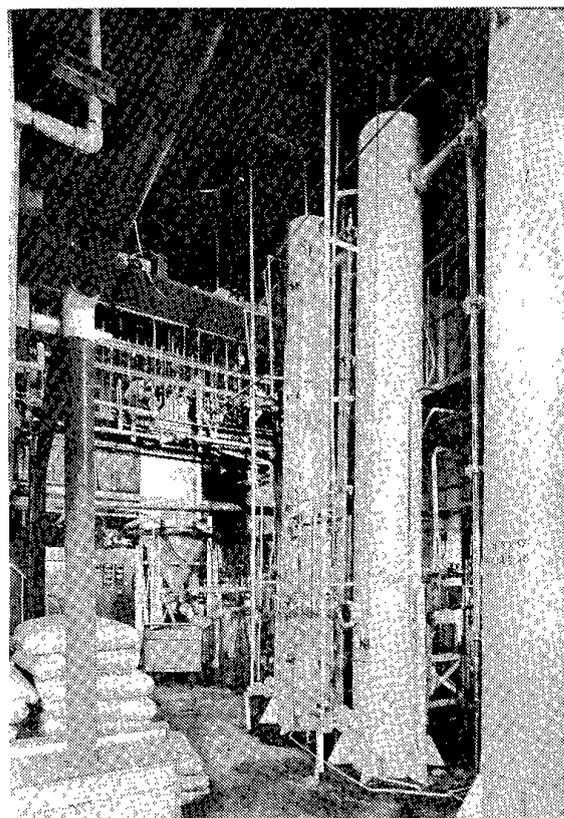


写真2-1 三段オゾン接触塔

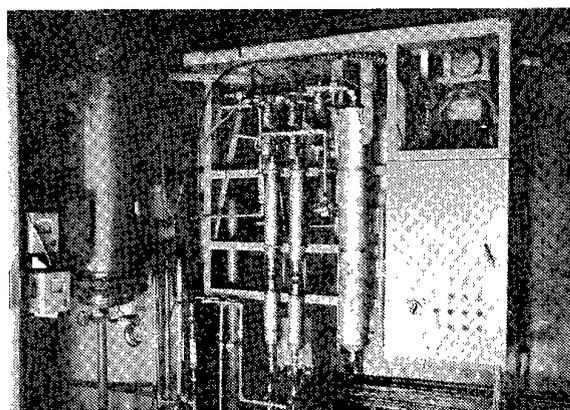


写真2-2 オゾン濃縮回収装置

- 2) デフューザー型オゾン接触装置
直径 0.96 m × 高さ 4.0 m
滞留時間 10 分、ステンレス製
円筒型セラミック散気板 2 基使用
- 3) 気液分離装置
直径 0.96 m × 高さ 4 m 1 台
液滞留時間 30 分、ステンレス製
- 4) オゾン濃縮回収装置
圧サイクル型シリカゲル濃縮カラム 1 組
テフロンダイヤフラム・コンプレッサー 1 台
オゾン最大添加量 30g/m³ 処理水

オゾン吸収率 デフューザ型 70%
 インセクション型 80%
 オゾン回収率 80%, ステンレス製

排オゾン分解にはオゾンがアルカリ溶液(主に NaOH 水溶液)内で急速に自己分解し、酸素に変わる実験事実に基づいて考案された処理装置を用いている。すでに基礎的研究で、5% NaOH 溶液が最適濃度であり、しかも自己分解速度は気相瞬間返応であることが確かめられているので、装置の設計に当ってはアルカリ循環型充填塔方式を検討することにした。また、アルカリ溶液は循環使用を繰り返しても何ら質的に変化がない(空気中の二酸化炭素により徐々に炭酸ナトリウムとなる程度)ので、凝集処理で使用する pH 調整用として併用することにした。本装置の主な仕様は以下の通りである。

充填塔: ステンレス・スチール製 1台
 塔高 2m, 充填物高さ 1.5m
 外径 5mm × 5mm 磁製ラッヒリ
 リング使用
 アルカリ溶液 / 排ガス流量 ≒ 1/60
 流 量

排オゾン分解率: 98% 以上

(4) ゼオライトおよび活性炭吸着装置

共に同型の装置を用いた。基本設計は南タホ高度処理プラントで採用されているパルスベッド方式を採用した。⁴⁾

この方式は上昇流型固定床の一種であるが、使用済吸着材は一定量づつ定期的に底部から抜き取られ、同時に同量の新しい吸着材が上部から補充される。この入れ替え操作は処理水の流入を止めることなく連続的に行えるのが特徴である。

本実験では、入れ替え時期をゼオライトについては処理水の NH₃-N 濃度、活性炭では COD 値がそれぞれ既定の値を超えた時点を目安にした。入れ替え吸着材の充填量は各 1,000 kg とし、一回の入れ替え量を各 100 kg とした。抜き取り量の計量は超音波レベル計を用いることにした。すなわち、吸着槽上部のあらかじめ計測した位置にレベル計の感知器を固定し、抜き取りにより吸着層のレベルが感知器の位置以下に降下すると自動的に抜き取り弁が閉じる。抜き取りが終了と補充が開始されるが、この場合ホッパーから落下する補充材の流れの乱れのためレベル計が使用出来ないので、補充材を毎回計量してスラリーポンプで注入する

ことにした。主な仕様、性能は以下の通りである。また、装置の本体、抜き取り弁を写真2-3~2-4に示す。

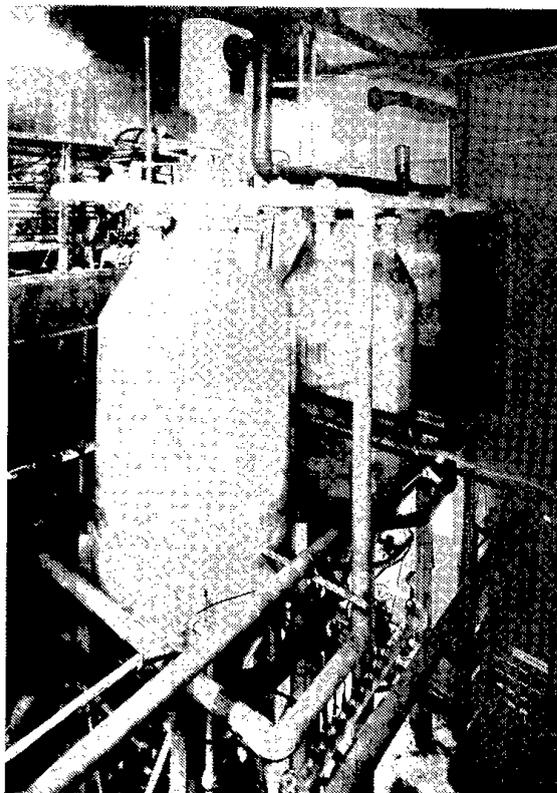


写真 2-3 パルスベッド型ゼオライト、活性炭吸着塔

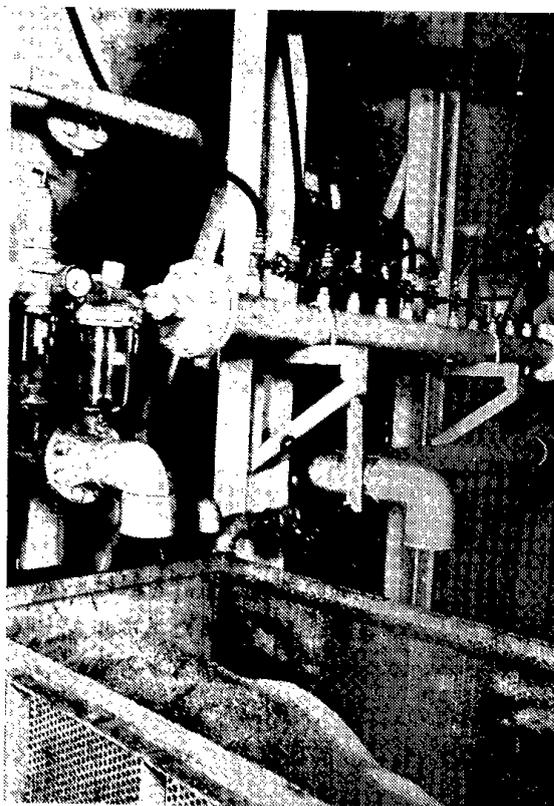


写真 2-4 使用済みゼオライトの抜き取り

吸着槽：鋼板製 直径1.15 m, 高さ 3.00 m
 両端円すい形(頂角 60°C), 容積 2 m³
 各1基
 上部漕流式注入ホッパー 各1基
 圧縮空気作動式ゲート型吸着材注入および抜き取り弁 各1組
 逆洗加圧水注入装置 各1式
 超音波式抜き取りレベル監視装置 各1式
 鋼板製吸着材洗浄槽 各1台
 吸着材送入用スラリーポンプ 1台
 処理水空間速度 2
 吸着材：天然モルデナイト(秋田県ニッ井産)
 14~30 メッシュ
 ピッツバーグ CAL粒状活性炭
 クレハビーズ BAL粒状活性炭

(5) 混床式脱塩装置

オルガノ製脱イオン水製造装置使用

処理量 50 ℓ/時

アンバーライト IR 120, 陽イオン交換樹脂

アンバーライト IRA 400, 陰イオン交換樹脂

(6) 計測・制御装置

1) シーケンス制御

全装置の運転はタイマーセットによる全自動運転し、過負荷、異常時には警報、ランプ点滅を経て全装置停止を自動的に行う様にした。

2) フィードバック制御

原水流量、ろ過水流量はオリフィス式制御装置を用い、また凝集槽内 pH 制御も同様方式を採用した。

ろ過逆洗は前述の3パラメーターによる自動運転方式とした。

3) 連続監視装置

送水量、気体流量は共にオリフィス流量計にて連続記録させ、特に気体流量には圧力、温度を同時に記録し、この3種類のパラメーターを用いて標準流量を計算する事にした。また、各工程別に積算流量計を設け、処理水量を積算する事にした。またエネルギー収支のために各種所要電力を積算する事にした。その他の連続記録項目は、オゾン濃度、pH、電導度、濁度、溶存酸素、水温、気温である。

また、定時測定項目は、TOC、TOD、NH₃-N、PO₄-P、溶存オゾン等である。

2・2 実験方法

2・2・1 実験期間およびタイムスケジュール

中間試験は昭和50年度より開始し、四季を通した連続試験を計画したが、実際には装置の修理、改良および定期的な水質全分析などのためしばしば中断せざるを得なかった。タイムスケジュールは1週5日、1日8時間連続運転を原則とした。

2・2・2 実験条件、測定項目

中間試験の前期では処理水量、凝集剤添加量、オゾン発生量、気体一液体流量比、各オゾン接触塔へのオゾン供給比、各吸着槽の空間速度などをパラメータとし、最適処理条件の検討を行った。試験後期は主として前期で得られた最適処理条件の下で装置を運転し、季節変動を含めた水温、水質変動などの影響、長期連続運転が各工程におよぼす影響および所要電力、投剂量、吸着材使用量など、本プロセスの技術的評価および経済評価に必要な資料を収集することにした。

また、ゼオライトや活性炭の破過曲線や吸着等温線などの測定には、別に小型の実験装置を用いて行った。ゼオライトの再生利用サイクルを評価するため、食塩、苛性ソーダ混液による再生試験を行った。さらに、オゾン回収濃縮法の効果を調べるため同装置を使用せず、オゾンワンパス処理を行い比較検討をすることにした。

日常の測定のために表2-2-1に示すデータシートを作成し、各項に概当するデータを記入することにした。測定は1日1回とし、試料採取は全装置が定常状態に達した頃(運転開始後約4時間)行うこととした。測定項目は表に示す様に処理水量、凝集剤添加量、気一液流量比、オゾン注入量、各接触塔出口に於けるオゾン濃度、オゾン回収装置および排オゾン分解装置各出入口のオゾン濃度、溶存オゾン濃度、水温、pH、濁度、COD、TOD、TOC、NH₃-N、NO₂-N、PO₄-P、色度、溶存酸素、電導度、所電力などである。

試水採取点は原水(下水処理二次処理水RW)、凝集処理水貯水槽(CLE)、ただしpH、濁度のみ測定、ろ過処理水貯水槽(FLE)、各オゾン接触塔出口(OC₁~OC₄)、ゼオライト処理水貯水槽(ZE)、活性炭処理水貯水槽(最終処理水AC)、脱イオン処理水(IE)および地下水(下水処理場で上水として使用しているもので比較のため定期的に測定)。

また、上記の日常測定項目の他に、定期的に各工程処理水の総分析を行った。分析項目は省令上

表2-2-1 データシート

DATE						TIME				TOTAL							
MONTH	DAY	WEEK	WEATHER	TEMP	HUMI	STA	FIN	FEED WATER (m ³)	POWER (KW)								
1	0	1	3	月	晴	16.4		1	0	3	0	1	7	0	0	22.75	

INDEX OF TREATMENT PROCESS TYPE										PROCESS ABBREVI	
RW	CL				O ₃			ZE	AC	No.	
FRE	DOSA	FEED(ppm)	PH	PH	FG(Nm ³ /h)	G/L	O ₃ FEED(ppm)	SV	SV		
3.5	PAC	10	10			6.92	1.98	9.2	2	-	

WATER QUALITY										
	RW	CL _E	FL _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC	IE
Ca	14.8		24.2				19.5	3.9	6.2	
TEMP (°C)	16.5	16.0	16.0	16.0	16.0	16.0	16.0	15.5	16.0	
PH	6.9	6.6	6.6	6.7	6.95	7.10	7.3	7.7	7.1	
TURB										
COD (ppm)	14.48		6.12	6.02	4.34	2.36	2.4	2.20	3.60	
TC (ppm)	47	23	16	17	9.5	9	8.5	8.5	12	井戸水2
TOD (ppm)	55	22	16	9.5	6	6	5	0	0	" 3
NH ₃ -N(ppm)	19.88	11.34	7.0	6.86	6.44	6.02	4.76	0.765	0.84	
NO ₂ -N(ppm)	0.61		0.42	0.01	0	0	0	0.17		
PO ₄ -P(ppm)	2.66	0.163	0.146						0.066	
CHRO	うす黄色	"	"	"	無色	"	"	"	"	"
DO (ppm)										
COND /cm	360	420	400	360	330	410	370	310	300	

OZONE GENERATOR											
POWER				FEED GAS					CONG		
KW	AMP	VOL	TEMP (°C)	PRESS (kg/cm ²)	FG ₁	FG ₂	FG ₃	G ₁			
	1	0	2	0	2	15	1.58	6.525	4.35	2.175	9.2

O ₃ CONC, IN GAS					DISSOLVED O ₃ CONC,				
G ₂	G ₃	G ₄	G ₅	G ₆	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	
0.2	4.2	5.2	2	3.55	3.4	0.06	0.68	0.31	0.26

OZONE REGENERATOR				OZONE DECOMPOSER			
GAS FLOW RATE		O ₃ CONC,		GFR	O ₃ CONC,		NaOH (%)
FG ₄	FG ₅	G ₇	G ₈	FG ₆	G ₉	G ₁₀	
10.35	3.32	3.3	3.3	8.1	3.3	2.9	

REMARKS	FG ₁ 15°C	1.58 kg/cm ²	6.92 Nm ³ /hr	DATA BY 池 畑 管 原 管 野 藤 垣 藤 居 小 塚 PAGE _____
	FG ₄ "	1.04	7.78	
	FG ₅ "	1.03	2.48	
	FG ₆ 14	1.0	5.99	

水水质項目19成分の他にBOD, TOD, TC, IC, TOC, 結合窒素, PO₄-P, Hg, F, Cd, Al, SiO₂, n-ヘキサン抽出物, 硬度, 電導度などを加えたものである。

2・2・3 分析方法

気相中のオゾン濃度は紫外吸光度法による

連続オゾン濃度測定装置(当所開発, 富士電機製260nm使用)で測定した。装置の補正は標準ヨウ素溶液によるチオ硫酸滴定法で行った。溶存オゾンの測定は試水1ℓをボールフィルター付きの容器に入れ窒素ガスまたはオゾンを含まない空気ではっ気し, ストリッピングされたオゾンを2%ヨ

ウ化カリウム溶液 100 ml に吸収させ、これを N/100 チオ硫酸ナトリウム標準溶液で滴定することにより求めた。この方法は試水が着色、けん濁していても測定可能で、さらに試水中のオゾン以外の反応物がある場合これらの影響も防ぐことが出来る。予備実験によりばっ気時間10分で98%以上の再現性が確かめられている。TOC の測定はベックマン 915 型 TOC 測定装置により、また、TOD の測定はユアサー IONIC 225 型 TOD 測定装置を用い、NH₃-N の測定はオリオン 801 A 型イオン濃度計にアンモニアイオン電極を付属させて用いた。これらの測定機は中間試験用仮建屋の二階にあった試験室に設置した。BOD の測定には当所が開発した微生物呼吸速度計を用いた。カルシウム、マグネシウム以外の金属イオンの分析にバリアン・テクニコン 63 型原子吸光分析装置を用いた。他の水質分析法は概ね JIS-K0102 排水分析法に従った。試水のサンプリングは前述の箇所よりサンプリング管を試験室内に引き入れ、管内が定常になるまで試水を流し出して採取した。気体試料は装置内 10ヶ所からサンプリング管でオゾン濃度測定装置に導いた。現地分析の出来ない項目に対しては、試水を所内に持ち帰り冷暗所に保存し、出来るだけすみやかに分析を行うことにした。また、一般細菌、大腸菌の計数は札幌市藻岩浄水場をお願いした。

2・2・4 データの整理

データシートに記入された測定値は直ちに計算に移され、各工程に於ける各成分の除去率、添加オゾンの物質収支、標準状態に於ける気体流量、単位処理水量当りの所要電力などを算出し、統計計算用のシートに記入して保存する一方、全測定成分を折線グラフにして表示し水質の変動状況を観測し、異常があれば原因を追求し、必要があ

れば再測定を行うか或いは棄却することにした。この様にして得られたデータに統計処理を行い、相関性を検討した。

統計処理の手順は以下の様に行った。

- 1) 散布図の作成
- 2) 相関係数の計算
- 3) 相関に関する検定
- 4) 回帰曲線の作成

統計計算は横河ヒューレット・パッカー製パーソナルコンピュータ Model 20 を用いた。また、同時に同 9862 A カリキュレータープロッターによって散布図を書かせた。

2・3 中間試験結果

2・3・1 二次処理水および工程別処理水の水質変動

二次処理水は前述のように下水処理場最終沈澱池(塩素殺菌池前)の水面下約 1 m より吸水ポンプで取水し中間試験用の原水として使用されたが、外観はやや黄褐色をおびほぼ透明で、取水直後はほとんど無臭であった。昭和 50 年の早春(3~5月)にしばしば強い発泡性が見られたが、その後試験期間中はほとんど発泡することはなかった。試験期間の二次処理水の水質の月間平均値を表 2-3-1 に示す。

また、各工程ごとの処理水の水質変動を成分別に折線グラフで表わしたものを図 2-3-1~2-3-8 に示す。図の横軸は測定月日を表わすが、図の都合上大まかな記入に止めた。測定月日の詳細は付録に記した。また、最初の図の上部に実験条件とその期間を矢印で示し、すべての測定値を付録に記載した。以下に実験結果の詳細を処理工程別に述べる。

表2-3-1 二次処理水の水質変動

	水温	PH	TOD	COD	TOC	濁度	NH ₃ -N	NO ₂ -N	PO ₄ -P	伝導度	Ca ²⁺
S.50. 6	12.5	7.03	212.7	76.4	23.0	21.1	25.01		7.47	886	21.9
7	18.0	7.06	170.6	19.0	24.8	10.2	17.84		3.99	761	20.5
8	19.6	6.91	101.4		41.4	8.5	15.01		2.37	664	25.6
9	19.2	6.83	95.7	12.3	53.6	6.8	18.16	0.652	2.74	485	24.6
10	15.3	7.01	89.5	14.2	50.1	10.9	18.46	0.610	3.04	511	24.7
11	14.1	7.12	100.3	15.3	54.3	7.9	19.28	0.609	1.99	485	25.4
12	10.3	7.13		17.2	81.7	14.2	32.08	0.023	2.32	693	21.7
S.51. 1	11.1	6.96	173.0	15.0	66.8	12.4	45.46	0.175	3.12	528	20.6
2	11.5	7.14	145.6	16.8	75.8	12.1	54.60	0.443	3.89	554	26.2

2・3・2 凝集処理

凝集処理に関する実験条件は処理水流速1.6 m/hr および 2.3 m/hr, 凝集剤添加量 Al 換算 5 ppm および 10ppm の組合せで行った。pH は 5 % NaOH により調整し全期間を通じて7を維持し, また特別の凝集助剤は使用しなかった。しかし, 原水の発泡物質や低濁度のため全期間を通して良好なフロックが得られなかったため, この対策として1時的にカオリンや消石灰を添加したがその効果が見られなかったのでこれらの補助剤の使用を中止にした。従って, 液流速2.3 m/hr ではしばしばフロックが溢流し, ろ過工程にかなりの負荷をかける結果となった。この様なことから, 凝集

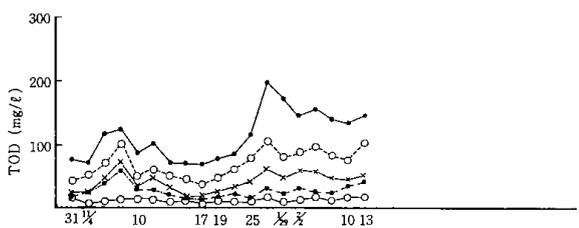
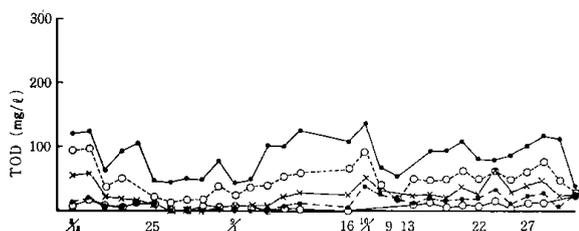
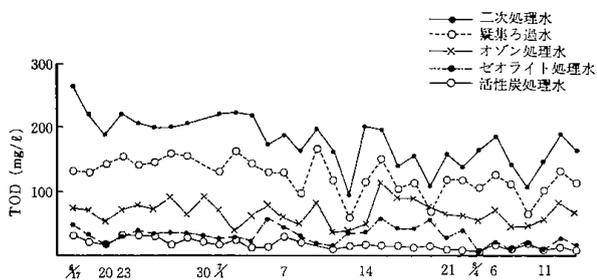


図2-3-1 各処理水中のTODの挙動

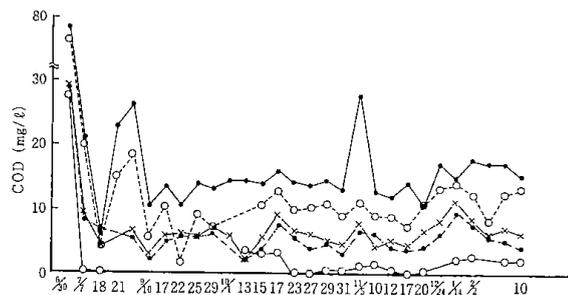


図2-3-2 各処理水中のCODの挙動

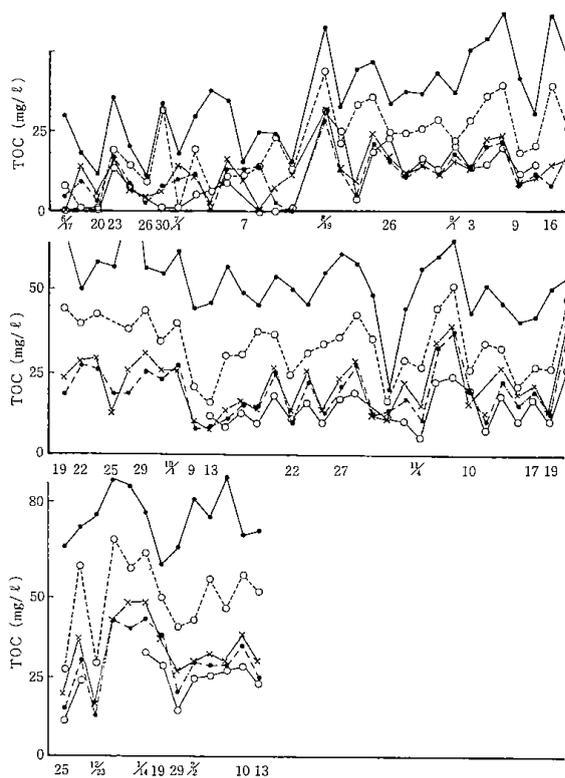


図2-3-3 各処理水中のTOCの挙動

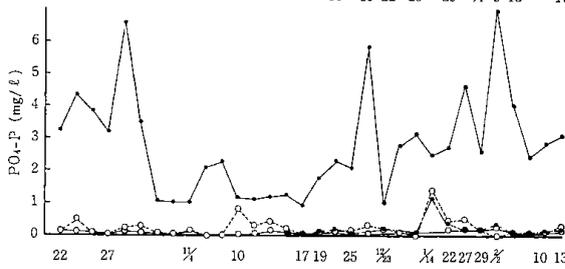
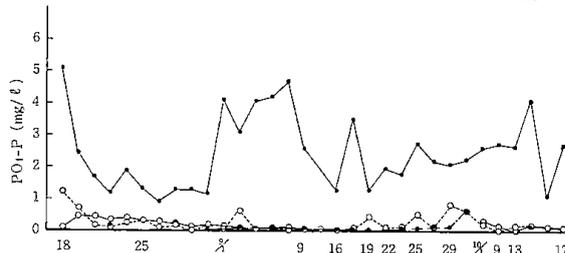
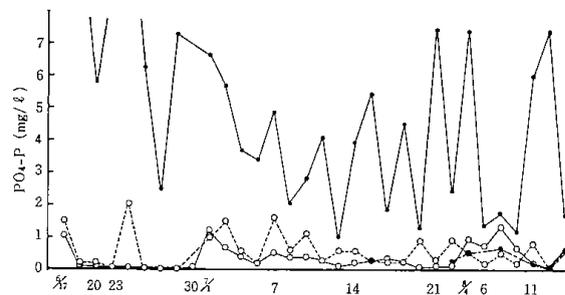


図2-3-4 各処理水中のPO₄-Pの挙動

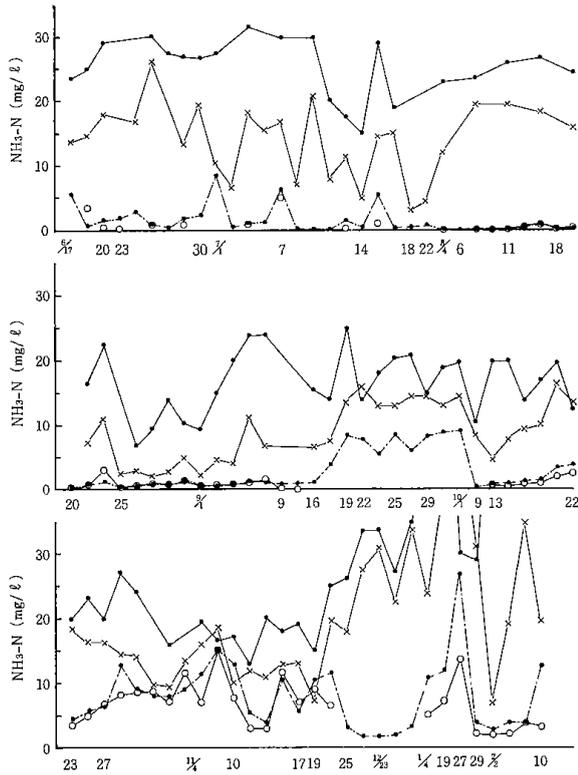


図2-3-5 各処理水中のNH₃-Nの挙動

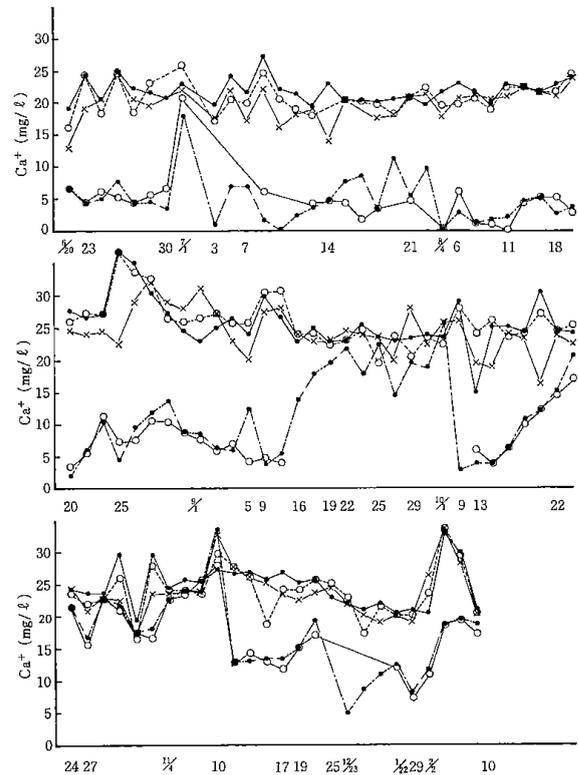


図2-3-7 各処理水中のCa²⁺の挙動

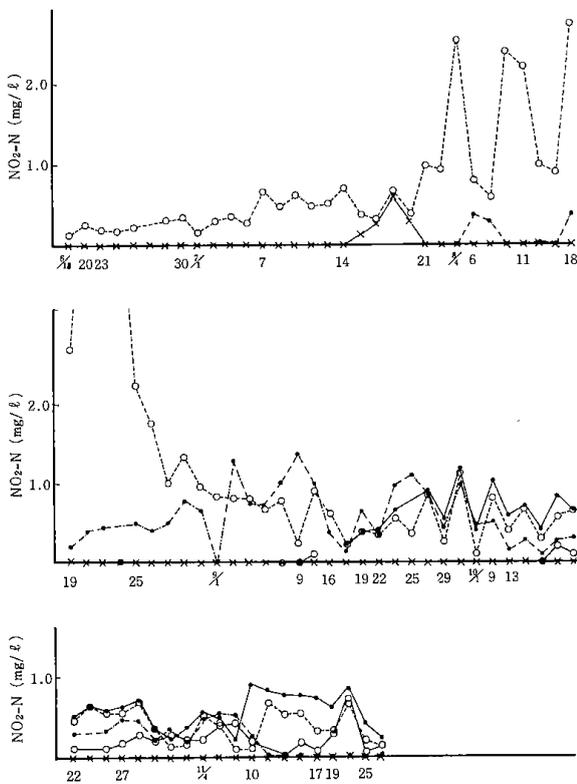


図2-3-6 各処理水中のNO₂-Nの挙動

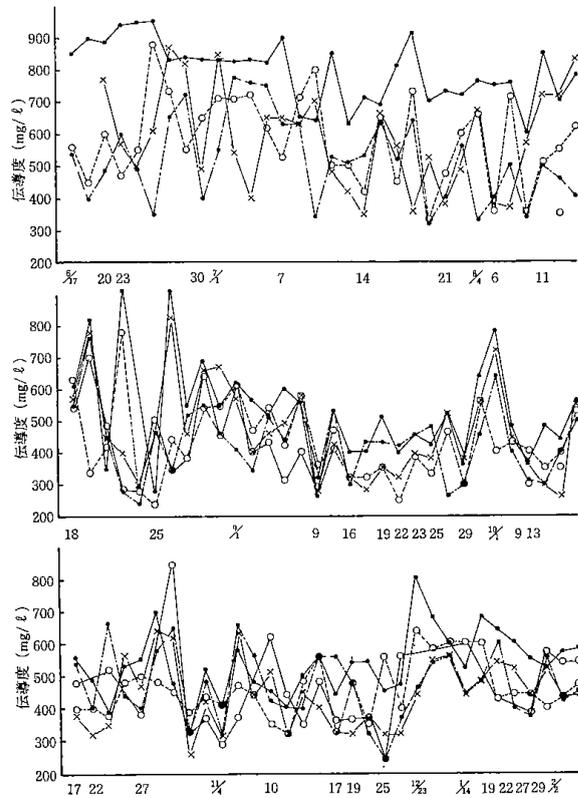


図2-3-8 各処理水中の伝導度の挙動

工程での各成分の除去については、ろ過処理水を用いて検討することにした。

上記実験条件下での各成分の月別平均除去を表2-3-2~2-3-6に示した。濁度の除去については次節ろ過工程でさらに詳細を述べる。凝集処理の主な目的はPO₄-Pの除去であるが、表に示す様に凝

集剤添加量、処理流速および季節にはほぼ無関係に平均除去率91%以上を得る良好な結果を得た。

また、COD、TOD、TCについてもそれぞれ平均28%、33%、30.8%の除去率を得、季節的変動は特に見られなかった。なお、濁度除去率は93%以上の良好な結果を得た。また、この工程で一般細

表2-3-2 凝集処理によるTOD月平均除去率

Al fw	5 (ppm)						10 (ppm)					
	2.5 (m ³ /hr)			3.5 (m ³ /hr)			2.5 (m ³ /hr)			3.5 (m ³ /hr)		
	原水	ろ過水	除去率 %	原水	ろ過水	除去率 %	原水	ろ過水	除去率 %	原水	ろ過水	除去率 %
6月	212.7	144.9	31.9									
7月	176.5	125.7	28.8				158.0	109.0	31.0			
8月	149.5	103.0	31.1	148.2	107.4	27.5				58.0	27.3	52.9
9月				95.7	46.5	51.4						
10月				92.2	51.7	43.9				87.4	52.9	39.5
11月				89.3	60.6	32.1				122.5	74.5	39.2
12月												
1月										173.0	82.0	52.6
2月										147.3	89.3	39.4

表2-3-3 凝集処理によるCOD月平均除去率

Al fw	5 (ppm)						10 (ppm)					
	2.5 (m ³ /hr)			3.5 (m ³ /hr)			2.5 (m ³ /hr)			3.5 (m ³ /hr)		
	原水	ろ過水	除去率 %	原水	ろ過水	除去率 %	原水	ろ過水	除去率 %	原水	ろ過水	除去率 %
6月												
7月	19.0	14.5	23.7									
8月												
9月										12.3	6.8	44.6
10月				14.7	7.8	46.9				13.8	9.9	28.3
11月												
12月												
1月												
2月												

表2-3-4 凝集処理によるTOC月平均除去率

Al fw	5 (ppm)						10 (ppm)					
	2.5 (m ³ /hr)			3.5 (m ³ /hr)			2.5 (m ³ /hr)			3.5 (m ³ /hr)		
	原水	ろ過水	除去率 %	原水	ろ過水	除去率 %	原水	ろ過水	除去率 %	原水	ろ過水	除去率 %
6月	23.0	12.2	47.0									
7月	24.8	12.2	50.8									
8月				57.6	44.0	23.6				39.1	27.3	30.2
9月										53.3	33.8	36.6
10月				52.0	30.6	41.2				48.5	31.6	34.8
11月				51.1	33.4	34.6				60.5	40.5	33.1
12月										81.7	51.5	37.0
1月										66.8	50.7	24.1
2月										80.0	47.7	40.4

表2-3-5 凝集処理による PO₄-P 月平均除去率

Al fw	5 (ppm)						10 (ppm)					
	2.5 (m ³ /hr)			3.5 (m ³ /hr)			2.5 (m ³ /hr)			3.5 (m ³ /hr)		
	原水	ろ過水	除去率 %									
6月	6.85	0.13	98.1									
7月	4.06	0.82	79.8				3.81	0.33	91.3			
8月	1.45	0.28	80.7	4.54	0.67	85.2				1.35	0.19	85.9
9月										2.74	0.25	90.9
10月										2.89	0.17	94.1
11月										3.00	0.18	94.0
12月										2.32	0.10	95.7
1月										3.12	0.66	78.8
2月										4.49	0.11	97.6

表2-3-6 凝集処理による濁度月平均除去率

Al fw	5 (ppm)						10 (ppm)					
	2.5 (m ³ /hr)			3.5 (m ³ /hr)			2.5 (m ³ /hr)			3.5 (m ³ /hr)		
	原水	ろ過水	除去率 %	原水	ろ過水	除去率 %	原水	ろ過水	除去率 %	原水	ろ過水	除去率 %
6月	21.1	4.6	78.2									
7月	18.0	2.0	88.9				8.7	4.0	54.1			
8月	9.6	55.0	49.2	11.7	1.1	90.2				7.3	1.1	84.8
9月										7.5	1.2	84.0
10月										10.9	0.5	95.4
11月										10.2	1.0	90.7
12月										14.2	1.3	90.8
1月										11.9	6.3	47.3
2月							5(m ³ /hr) 9.2	2.0	78.1	22.7	1.2	94.7

菌、大腸菌の除去それぞれ46%、30%が得られたが興味ある結果である。しかし、除色、除泡、除臭の効果はほとんど期待出来ず、また、NO₂-N、NH₃-N、結合性-Nなどの窒素化合物も除去されなかった。また、BODの除去率は平均2.8%であった。

本実験ではスラジ生成や排泥に関する定量的実験は行わなかったが、排泥操作はスラジゾーンが水面下約50cm迄膨張した場合随時行い、排水は処理場最終沈澱池へ返送した。

2・3・3 ろ過工程

ろ過処理実験の結果を表2-3-7~2-3-8に示した。本表はろ速3.5m/hr、凝集剤PAC(Al-10mg/l)、差圧設定値2m、ろ過水濁度設定値5mg/l、運転数34サイクルのろ過特性および流入水とろ過水の水質についてのデータである。

本実験の結果では、流入する溢流フロックにより損失水頭の急増によるろ過持続時間の低下および濁質の漏洩によるろ過持続時間の低下がみられ、

生産水量および洗浄水量比に影響を及ぼした。これらの観点から、1サイクルにおける洗浄原因を差圧および濁質のグループに分け、ろ過特性およびろ過水の水質についての検討を試みた。実験結果は次の通りである。

(1) ろ過特性

1) 洗浄原因が濁質によるものでは、差圧が30~170cmの範囲にあり、平均84.0cmを示した。

2) 凝集処理水濁度は、洗浄原因が差圧によるものでは2.6~13.5mg/lの範囲にあり、平均7.7mg/lを示した。洗浄原因が濁質によるものでは2.3~25.0mg/lの範囲にあり、平均11.1mg/lを示し、かなり高濁質であった。

3) ろ過処理水濁度は、洗浄原因が差圧によるものでは0.1~1.1mg/lの範囲にあり、平均0.5mg/lを示した。洗浄原因が濁質によるものでは0.5~3.8mg/lの範囲にあり平均1.7mg/lを示し、水質の悪化がみられる。

4) 濁質の除去率は、洗浄原因が差圧によるも

表2-3-7 ろ過処理試験結果 (1)

洗浄原因……………差圧

ろ速 3.5 m/hr 凝集剤 PAC (Al-10 mg/l)

No.	差 圧 (cm)	凝集処理 水濁度 (mg/ℓ)	ろ過処理 水濁度 (mg/ℓ)	除 去 率 (%)	ろ過持続 時間 (hr)	生産水量 (m ³ /m ²)	濁 質 抑 留量 (g/m ²)	洗 浄 水 量 比 (%)
1	200.0	10.7	1.1	89.7	11.0	38.50	369.6	15.6
2	200.0	4.7	0.5	89.4	5.0	17.50	73.5	34.3
3	200.0	2.6	0.3	88.5	19.0	66.50	152.9	9.0
4	200.0	4.3	0.1	97.7	12.0	42.00	176.4	14.3
5	200.0	6.5	0.2	96.9	27.0	96.25	606.3	6.2
6	200.0	13.5	0.5	96.3	9.5	33.30	432.9	18.0
7	200.0	10.6	0.2	98.1	9.0	28.50	327.6	19.0
8	200.0	8.9	0.8	91.0	10.5	36.75	297.7	16.3
平均	200.0	7.7	0.5	93.5	12.9	45.15	325.1	13.3

表2-3-8 ろ過処理試験結果 (2)

洗浄原因……………濁度

ろ速 3.5 m/hr 凝集剤 PAC (Al-10 mg/l)

No.	差 圧 (cm)	凝集処理 水濁度 (mg/ℓ)	ろ過処理 水濁度 (mg/ℓ)	除 去 率 (%)	ろ過持続 時間 (hr)	生産水量 (m ³ /m ²)	濁 質 抑 留量 (g/m ²)	洗 浄 水 量 比 (%)
1	70.0	12.9	2.4	81.4	8.0	28.00	294.0	21.4
2	74.0	18.1	1.1	93.9	6.5	22.75	386.8	26.4
3	86.0	10.8	2.8	74.1	6.0	21.00	168.0	28.6
4	70.0	10.5	2.0	81.0	5.0	17.50	148.8	34.3
5	60.0	25.0	1.5	94.0	4.0	14.00	329.0	42.9
6	60.0	12.5	1.4	88.8	7.0	24.50	272.0	24.5
7	47.0	12.0	2.0	83.3	4.5	15.75	157.5	38.1
8	34.0	10.5	0.6	94.3	5.5	19.25	190.5	31.2
9	84.0	12.3	1.3	89.4	6.5	24.75	250.2	24.2
10	54.0	3.8	1.3	65.8	7.5	26.25	65.7	22.9
11	40.0	12.0	3.4	89.2	4.5	15.75	168.5	38.1
12	80.0	13.0	1.9	73.8	3.0	10.50	100.8	57.1
13	94.0	15.0	2.1	87.3	5.5	19.25	252.2	31.2
14	30.0	2.6	2.0	19.2	6.5	2.75	11.4	26.4
15	90.0	9.0	2.1	77.2	3.5	12.25	85.8	49.0
16	40.0	16.6	2.5	87.3	6.5	24.75	329.9	24.2
17	60.0	6.0	2.8	58.3	2.0	7.00	24.5	85.7
18	84.0	4.0	0.5	87.5	8.5	29.75	104.1	20.2
19	80.0	8.7	0.6	94.2	3.5	12.25	99.2	49.0
20	100.0	8.1	0.7	91.3	7.0	24.50	181.3	24.5
21	156.0	20.8	0.7	96.6	7.5	26.25	527.6	22.9
22	152.0	6.1	2.8	54.1	9.5	33.25	109.7	18.0
23	130.0	12.0	3.8	68.3	3.0	10.50	86.1	57.1
24	110.0	13.6	0.5	96.3	9.5	33.25	435.6	18.0
25	170.0	11.4	0.9	92.1	7.0	24.50	257.2	24.5
26	134.0	2.3	0.5	78.3	6.0	21.0	37.8	28.6
平均	84.0	11.1	1.7	84.7	5.9	20.65	194.1	29.1

のでは 88.5~98.1% の範囲にあり、平均 93.5% を示した。洗浄原因が濁質によるものでは 19.2~96.6% の範囲にあり、平均 84.7% を示した。

5) ろ過持続時間は洗浄原因が差圧によるものでは 5~27hr の範囲にあり、平均 12.9 hr を示した。洗浄原因が濁質によるものでは 2~9.5 hr の範囲にあり、平均 5.9 hr を示した。

6) 生産水量は、洗浄原因が差圧によるものでは 17.50~96.25 m³/m² の範囲にあり、平均 45.15 m³/m² を示した。洗浄原因が濁質によるものでは 7.00~35.25 m³/m² の範囲にあり、平均 20.65 m³/m² を示した。

7) 濁質抑留量は、洗浄原因が差圧によるものでは 73.5~606.3g/m² の範囲にあり、平均 325.1 g/m² を示した。洗浄原因が濁質によるものでは 24.5~435.6g/m² の範囲にあり、平均 194.1 g/m² を示した。

8) 洗浄水量比は洗浄原因が差圧によるものでは 6.2~34.3% の範囲にあり、平均 13.3% を示した。洗浄原因が濁質によるものでは、18.0~85.7% の範囲にあり、平均 29.1% を示し、2 倍値である。

(2) ろ過水の水質と除去

1) 流入水の NH₃-N は、洗浄原因が差圧によるものでは 2.6~20.7mg/l の範囲にあり、平均 13.9mg/l を示した。洗浄原因が濁質によるものでは 1.0~28.3mg/l の範囲にあり、平均 13.3 mg/l で、ほとんど変わらなかった。

2) ろ過水の NH₃-N は、洗浄原因が差圧によるものでは 2.4~20.4mg/l の範囲にあり、平均 12.2mg/l を示した。洗浄原因が濁質によるものでは 0.6~23.0mg/l の範囲にあり、平均 10.4 mg/l を示した。

3) NH₃-N の除去率は、洗浄原因が差圧によるものでは 0.14~2.84 mg/l の範囲にあり、平均 0.97 mg/l を示した。洗浄原因が濁質によるものでは 0.13~4.80 mg/l の範囲にあり、平均 1.99 mg/l で、1 mg/l ほど濃度が高い。

4) 流入水 PO₄-P は、洗浄原因が差圧によるものでは 0.14~2.84mg/l の範囲にあり、平均 0.97 mg/l を示した。洗浄原因が濁質によるものでは 0.13~4.80mg/l の範囲にあり、平均 1.99mg/l ほど濃度が高い。

5) ろ過水の PO₄-P は、洗浄原因が差圧によるものでは 0.03~0.33 mg/l の範囲にあり、平均 0.14 mg/l を示した。洗浄原因が濁質によるものでは、

0.03~0.83mg/l の範囲にあり、平均 0.53 mg/l を示した。

6) PO₄-P の除去率は、洗浄原因が差圧によるものでは 7.1~97.2% の範囲にあり、平均 71.7% を示した。洗浄原因が濁質によるものでは 15.4~98.9% の範囲にあり、平均 79.6% を示した。

7) 流入水の TC は、洗浄原因が差圧によるものは 17.0~52.0mg/l の範囲にあり、平均 34.3 mg/l を示した。洗浄原因が濁質によるものでは 23.0~59.0mg/l の範囲にあり、平均 42.4mg/l で、8.1mg/l ほど濃度が高い。

8) ろ過水の TC は、洗浄原因が差圧によるものは 13.0~45.4mg/l の範囲にあり、平均 27.8 mg/l を示した。洗浄原因が濁質によるものでは 9.2~45.0mg/l の範囲にあり、平均 31.9% を示した。

9) TC の除去率は、洗浄原因が差圧によるものでは 3.9~31.0% の範囲にあり、平均 19.1% を示した。洗浄原因が濁質によるものでは 2.9~82.3% の範囲にあり、平均 23.8% を示した。

10) 流入水の TOD は、洗浄原因が差圧によるものでは 50.0~103.0mg/l の範囲にあり、平均 68.0mg/l を示した。洗浄原因が濁質によるものでは 22.0~114.0mg/l の範囲にあり、平均 71.1 mg/l で、3.1 mg/l ほど増加している。

11) ろ過水の TOD は、洗浄原因が差圧によるものでは 37.0~81.0mg/l の範囲にあり、平均 56.9mg/l を示した。洗浄原因が濁質によるものでは 16.0~78.0mg/l の範囲にあり、平均 50.4 mg/l を示した。

12) TOD の除去率は、洗浄原因が差圧によるものでは 5.3~31.5% の範囲にあり、平均 16.3% を示した。洗浄原因が濁質によるものでは 7.7~55.3% の範囲にあり、平均 25.0% を示した。

2・3・4 オゾン処理工程

オゾン処理に関する実験は以下の条件で行った。

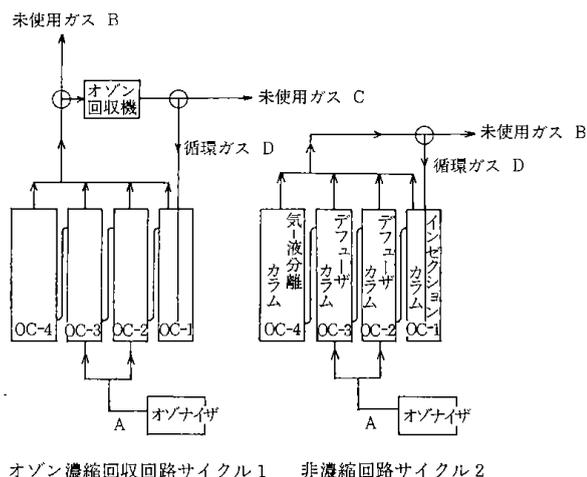
注入オゾン濃度：5~30gO₃/Nm³ (空気)

総気体流量/総処理水流量 (G/L)：

1.5, 2.0, 2.8

処理水 1 m³ 当りの添加オゾン量：10g~90g

実験は図 2-3-9 に示す二種類の気体循環回路について行った。図に示すオゾン濃縮循環回路(サイクル I)は各接触塔より出た未吸収オゾンを取り戻す装置で濃縮回収し、インセクション型接触塔に



オゾン濃縮回収回路サイクル1 非濃縮回路サイクル2

図2-3-9 オゾン処理におけるガス循環回路

送入する回収であり、非濃縮回路(サイクルII)は回収装置を通さず、直接インゼクション型接触塔に送入する循環回路である。この2系統の回路を比較検討した主な目的は当所で開発したオゾン回収システムの評価、回路IIについてはオゾン利用率(処理水への吸収率)に与える影響因子(水質、注入オゾン濃度、G/L、など)を検討し、装置設計あるいは運転管理上必要となる資料を得るためである。このような目的を満足させる実験条件は両回路共送入気体全量を循環することが最も望ましいが、使用した各装置の容量に限界があるため一部気体の循環使用について検討を行った。すなわち、サイクルIでは図2-3-9に示すように、注入ガスAの一部はB量棄却されオゾン回収濃縮装置に入り、同装置より出た回収ガスの一部C量がさらに棄却されて残量Dが循環される。なお、Bはオゾンが全く含まれない排ガスである。サイクルIIはインゼクション型接触カラムに取り付けたエゼクターの吸引力の制限からB量のガスが棄却される。両回路の気体流量収支の一例を表2-3-9~2-3-10に示した。この様な実験条件下で循環利用されたオゾンの物質収支を検討した結果を以下に述べる。

図2-3-10にサイクルIIに於ける総括オゾン吸収率を示した。縦軸は処理水に対するオゾンの吸収率、横軸はろ過水のTODと注入オゾン濃度との比、パラメータは気-液流量比をそれぞれ表わす。ここでの吸収率は注入オゾン総量に対する値で表2-3-10に示したように一部のオゾンが循環利用されている条件下で、排棄ガス中の残存オゾ

表2-3-9 サイクルIにおける気体流量収支

No.	送風量 A Nm ³ /hr	排棄量 Nm ³ /hr		循環量 Nm ³ /hr
		B	C	
1	6.4	1.3	5.1	1.9
2	6.2	1.5	4.7	1.6
3	6.4	2.8	3.6	1.7
4	6.1	2.2	4.0	1.6
5	6.0	2.4	3.6	1.6
6	6.0	2.5	3.5	1.8
7	6.1	3.2	3.0	1.1
8	7.3	-0.4	7.7	1.3
9	7.2	0	7.1	1.6
10	7.2	-0.4	7.8	1.4
11	6.5	0	6.5	1.5
12	6.0	0	6.0	1.8
13	6.0	0	6.0	1.8
14	5.6	0	6.0	4.0
15	6.0	0	6.0	4.0

注：B中(一)は外気の吸引量

表2-3-10 サイクルIIにおける気体流量収支

No.	送風量 A Nm ³ /hr	循環量 Nm ³ /hr	循環率 %
1	4.0	1.8	45
2	3.7	1.0	27
3	3.9	1.0	26
4	3.8	1.2	32
5	9.3	1.7	18
6	9.4	1.3	14
7	10.3	1.2	12
8	9.4	1.8	19
9	9.4	1.4	15
10	6.8	1.6	24
11	9.6	1.6	17
12	9.7	1.6	16
13	9.7	1.5	15
14	9.7	1.5	15
15	9.6	1.6	17
16	10.1	3.7	37
17	10.0	3.7	37
18	10.0	3.7	37
19	6.5	4.1	63
20	6.8	4.0	59
21	6.7	4.0	58
22	6.3	4.0	63
23	7.2	4.0	56
24	7.0	3.0	43
25	7.0	3.0	43
26	6.5	2.8	43
27	6.7	2.9	43
28	6.8	2.0	29
29	7.1	2.9	41
30	6.3	1.6	25
31	6.1	1.7	28
32	6.1	1.8	30
33	6.0	1.6	27
34	6.0	2.0	33
35	6.0	1.9	32

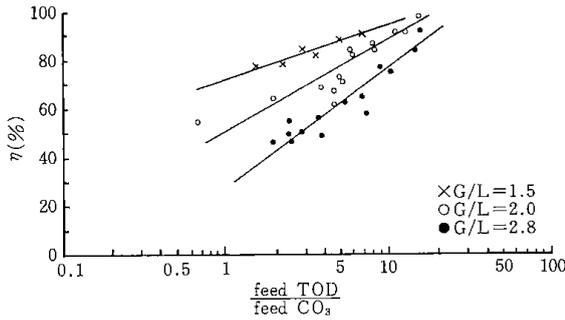


図2-3-10 オゾン処理工程における
オゾン吸収

ン量と注入オゾン量より求めたものである。温度、圧力が一定の場合、オゾンの吸収は水中の反応物質、注入オゾン濃度および気一液流量比に大きく影響されることが予測されているが、本実験では図に示したように反応物質として TOD を代表させると、これらの相関性を近似的に表現することが出来た。

サイクル I に対しては、オゾン回収装置に於けるオゾン収支の検討を行った。オゾン濃縮回収行程は図 2-3-11 に示す様にダイヤフラムコンプレッサーによる気体圧送、シリカゲル筒によるオゾンの吸着および脱着の順で行われ、吸脱着サイクルはタイマーセットにより 3 分間の繰り返しとした。送風量、排気量および回収ガス量については、表 2-3-9 に示した通りである。この様な条件で行った実験結果は表 2-3-11 に示す様にオゾン回収率は、測定精度内ではほぼ 100% であり良好な結果を得た。次に各接触塔に於けるオゾンの吸収について述べる。

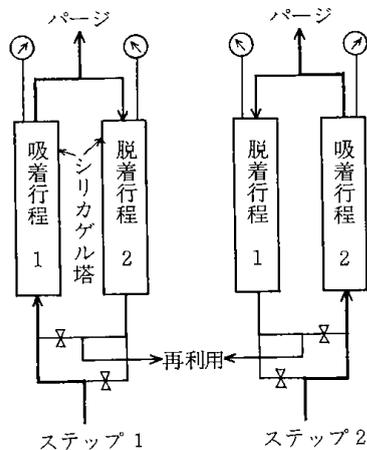


図2-3-11 オゾン濃縮回収行程

表2-3-11 サイクル I におけるオゾン収支

No.	送 オ ゾ ン 入 量 (g/hr)	回 オ ゾ ン 収 量 (g/hr)	回 収 率 (%)
1	58.65	67.80	115.60
2	57.78	65.18	112.81
3	40.28	45.90	113.95
4	59.04	66.55	112.72
5	50.63	50.43	99.60
6	47.09	49.03	104.12
7	36.89	36.94	100.14
8	26.59	25.57	96.16
9	70.07	74.95	106.96
10	47.69	46.57	97.65
11	48.20	52.89	109.73
12	60.45	56.91	94.14
13	62.95	52.54	83.46
14	55.55	63.81	114.87
15	22.77	27.30	119.89

(1) インゼクション型接触塔に於ける吸収

ろ過処理水は定流量ポンプにより一定圧 (3 kg/cm²) で塔頂部エゼクタを駆動してオゾン化空気を吸引し、オゾンと接触する。従って、ここでは最もオゾン負荷量の高い処理水と接触することになるため強度の攪拌と大きな気一液界面積を得ることが出来るインゼクション方式を用いた。エゼクタは前述の通り吸込みガス量が送水流量の 1/2 (駆動圧 3 kg/cm²) を使用したが、サイクル I・II 共に気体吐出圧が高いため、この接触塔に於ける G/L は最大 2.8~3 に達した。また、注入気体のオゾン濃度も各サイクルで異なり、2~8 g/Nm³ であった。このような条件で同塔に於けるオゾンの吸収を表 2-3-12~2-3-13 に示した。表は各サイクルについて G/L、注入オゾン濃度、負荷 TOD 濃度およびオゾン吸収率を表わしたものであり、サンプル No. は任意である。また、水温は 10℃~25℃ である。表に示す様にオゾンの吸収は上記の影響因子に関係なくほぼ 100% であった。また、溶存オゾンも無視し得る濃度であり、注入オゾンはほぼ完全に反応に消費されたと考えられよう。

(2) デフューザ型接触塔に於ける吸収

デフューザ型接触塔は同型の塔を二基直列に配した。すなわち、インゼクション型接触塔より出た処理水は、最初の塔 (OC-2) の塔頂部より自然流下で流入し、同塔を溢流し、同様にして次の塔 (OC-3) に入る。一方、オゾンはオゾン発生機のコンプレッサーで、これらの塔底部にあるデフューザで並列に分注される。従って、ここでは

表2-3-12 インゼクション型オゾン接触塔におけるオゾンの吸収-サイクル I

No.	G/L	オゾン濃度 (g/Nm ²)		オゾン吸収率 (%)	備考
		注入濃度	OC-1出口		
1	2.5	11.6	2.4	80	
2	2.0	2.8	0.5	84	
3	1.6	8.0	0.3	97	
4	1.5	6.4	0.1	98	
5	1.5	5.8	0.2	97	
6	0.7	4.6	0	100	
7	0.7	3.6	0	100	
8	0.7	2.3	0	100	
9	0.8	2.3	0	100	
10	0.7	2.3	0	100	
11	0.7	5.2	0	100	
12	0.7	6.0	0	100	
13	0.7	4.2	0	100	
14	0.7	2.3	0	100	
15	0.8	0.8	0	100	
16	1.3	1.0	0	100	
17	0.7	8.7	0	100	
18	0.6	8.6	0.9	90	
19	0.6	14.4	1.7	89	
20	0.6	10.6	2.0	81	
21	0.6	9.1	0.2	98	
22	0.6	8.2	0.7	92	
23	0.7	6.5	0.6	91	
24	0.4	7.0	0	100	
25	0.5	7.6	0.4	95	
26	0.6	5.7	0	100	
27	0.5	6.1	0.1	98	
28	0.5	8.0	1.2	88	

表2-3-13 インゼクション型オゾン接触塔におけるオゾンの吸収-サイクル II

No.	G/L	オゾン濃度 (g/Nm ²)		オゾン吸収率 (%)	備考
		注入濃度	OC-1出口		
1	0.9	8.5	0.2	98	
2	1.9	8.9	0	100	
3	2.0	6.8	0	100	
4	1.5	5.8	0	100	
5	3.8	4.2	0	100	
6	4.0	7.4	0	100	
7	3.7	6.1	0	100	
8	4.0	1.6	0	100	
9	4.0	2.2	0	100	
10	4.0	3.0	0	100	
11	4.0	3.3	0	100	
12	4.0	3.1	0.1	97	
13	4.0	5.0	0.6	88	
14	3.8	5.8	0	100	
15	4.0	4.2	0	100	
16	1.4	7.7	0.6	92	
17	1.4	0.6	0	100	
18	1.6	0.5	0	100	
19	3.1	2.7	0.3	89	
20	3.1	3.4	0.1	97	

気-液向流接触である。デフューザの圧力損失は0.2kg/cm²、動水圧が約0.4kg/cm²、従ってオゾン化空気の注入圧力は約0.8kg/cm²で実験を行った。OC-3に於けるオゾンの吸収量はOC-2より少ないと思われるので、全体のオゾン吸収率を向上させるためオゾン化空気の注入量比をOC-2の1/2にした。

図2-3-12~2-3-13に各塔に於ける吸収率を、図2-3-14~2-3-15に溶存オゾン量をそれぞれ示した。オゾン吸収率は負荷TODと注入オゾン濃度の比 $\frac{TOD_{feed}}{CO_3}$ に対してプロットし、G/Lをパラメータとした。溶存オゾンに対しても同様であ

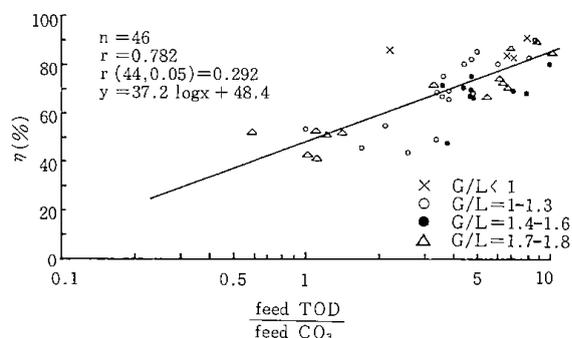


図2-3-12 OC-2におけるオゾン吸収率

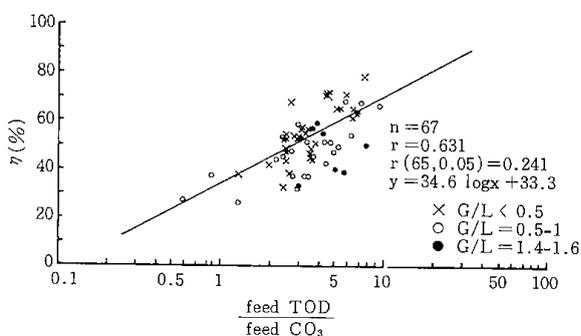


図2-3-13 OC-3におけるオゾン吸収率

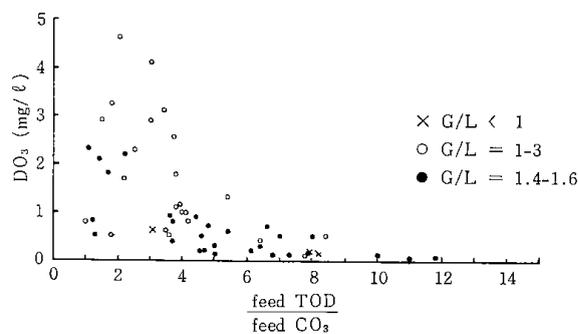


図2-3-14 CO-2における溶存オゾンと注入TODオゾン量比

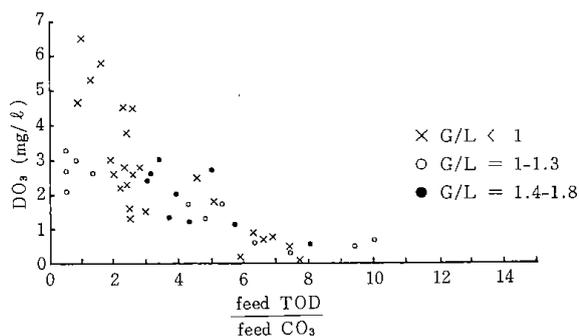


図2-3-15 CO-3における溶存オゾンと注入TODオゾン量比

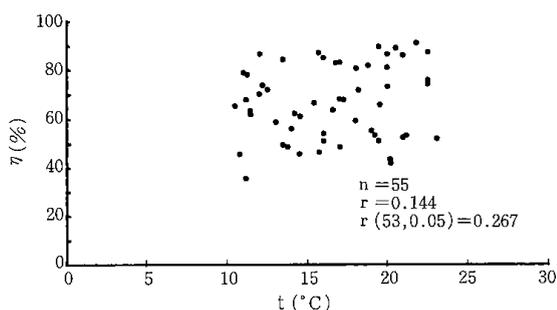


図2-3-16 OC-2におけるオゾン吸収率と水温

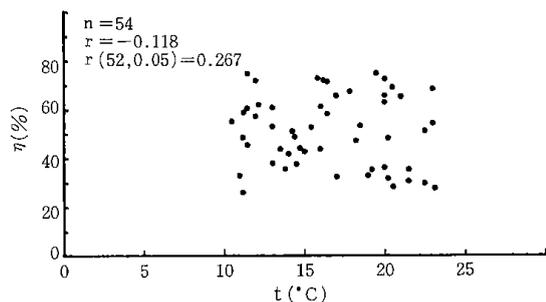


図2-3-17 OC-3におけるオゾン吸収率と水温

る。図2-3-16～2-3-17に水温とオゾン吸収率の関係を示したが、実験の範囲内では相関性は認められなかった。しかし、各塔に於ける溶存オゾンを水温に対してプロットした結果では、図2-3-18に示す様にOC-1を除き、水温の低下と共に溶存オゾンが増大する傾向が見られた。

各塔に於けるオゾンの吸収率は $\frac{\text{TOD}_{\text{feed}}}{\text{CO}_3}$ との間にほぼ相関性が見られたが、G/Lとの間には明瞭な相関性は見られなかった。しかし、G/Lが小なる程高い吸収率を示す傾向にあることが示唆された。また、溶存オゾンは逆に $\frac{\text{TOD}_{\text{feed}}}{\text{CO}_3}$ の増大と共に減少する傾向を示した。

OC-2ではOC-3に比して、吸収率が高く、溶存オゾン量が低い結果が得られ、OC-2に於いてはオゾンと溶存成分間で反応が進行中であり、OC-3

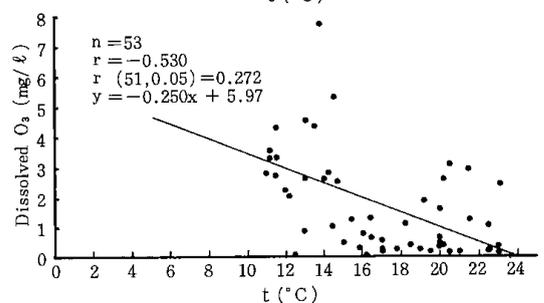
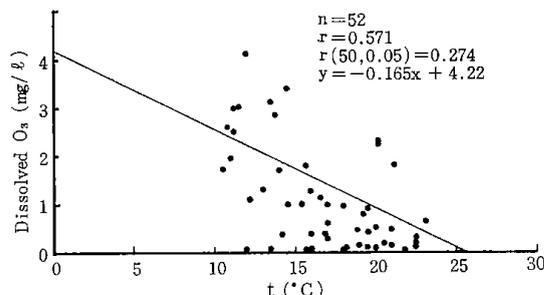
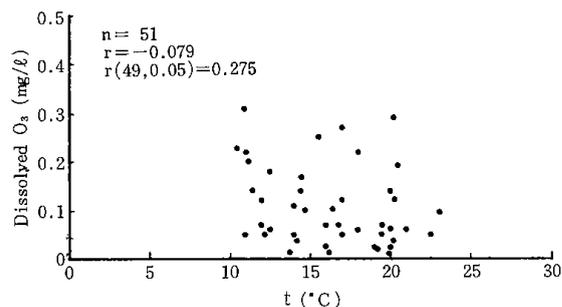


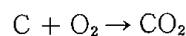
図2-3-18 各カラムにおける溶存オゾンと水温

では平衡に近づきつつあることがうかがえる。また、オゾン処理工程の末端である気-液分離槽、OC-4は溶存オゾンと溶存成分との反応のみが進行するが、処理水中のTODと溶存オゾンの間には相関性は認められず、ここでのTODは前段に於けるオゾン処理に於いて反応がほぼ終了し、オゾンと不活性あるいは難反応性の成分と思われる。

2・3・5 オゾン処理によるTOD, COD, TOCの除去

オゾン処理により二次処理により二次処理水のTOD, CODおよびTOCがどの様に変化するかを調べるため、原水中の三者の相関性を検討した結果を図2-3-19～2-3-21に示す。

図2-3-19はTODとTOCの相関を示したが、図中(cal)は理論値を表わし、以下の様な値を持つ。



$$\text{従って } \frac{[\text{C}]}{[\text{O}_2]} = \frac{12.01}{32} \doteq 0.375$$

実測値は実線で示す様にほぼ理論曲線に平行し、二次処理水中のTODは有機性炭素に基づく

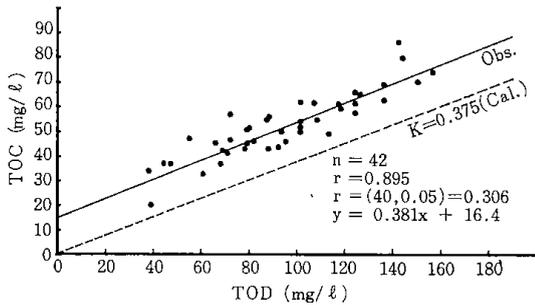


図2-3-19 二次処理水のTOC-TOD相関

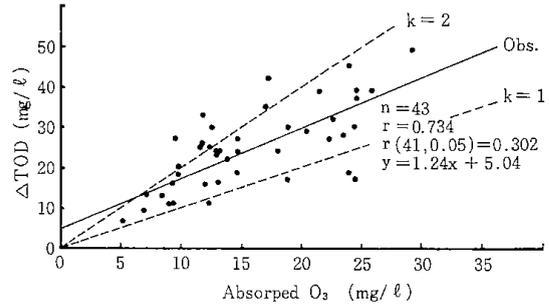


図2-3-22 オゾン処理工程における除去TODと吸収オゾン

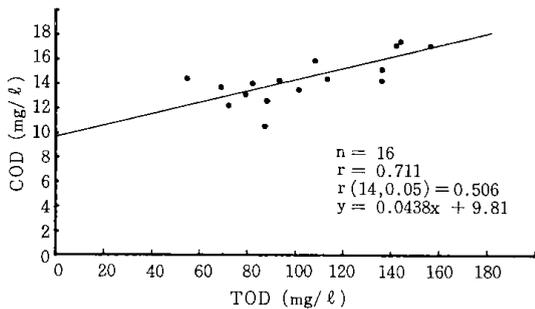


図2-3-20 二次処理水のCOD-TOD相関

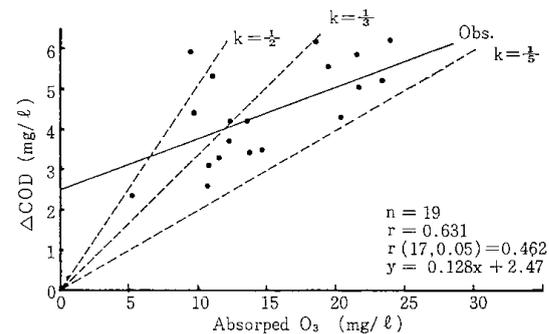


図2-3-23 オゾン処理工程における除去CODと吸収オゾン

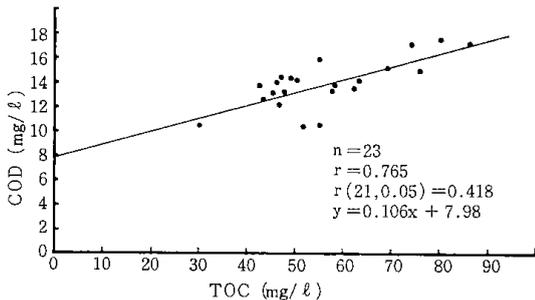


図2-3-21 二次処理水のCODとTOC相関

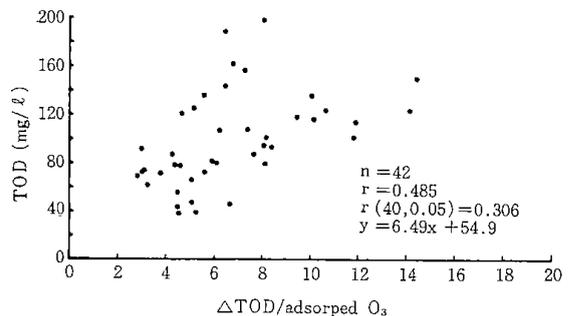


図2-3-24 オゾン処理工程に於ける除去TODと注入TOD

ものであり、また、使用した TOD 測定装置の酸化率がほぼ 100% であることが推定される。

図 2-3-20 は TOD と COD の相関を求めたものであるが図に示す様に高い相関性が認められるが係数についての理論的根拠はさだかではなく、定性的には COD (Mn) と TOD の測定方法すなわち酸化力、酸化条件の差異によるものと思われる。

また、図 2-3-21 に示す様に COD と TOC と相関性も認められたがこの理論的根拠は不明である。

次にオゾン処理によるこれら指標の変化および相互の相関性をオゾン処理全工程について検討した結果を図 2-3-22~2-3-26 に示した。

図 2-3-22 はオゾン処理により除去された TOD (ΔTOD) とその間に吸収されたオゾン量 (ΔO₃) の相関を示したものである。図中の点線は

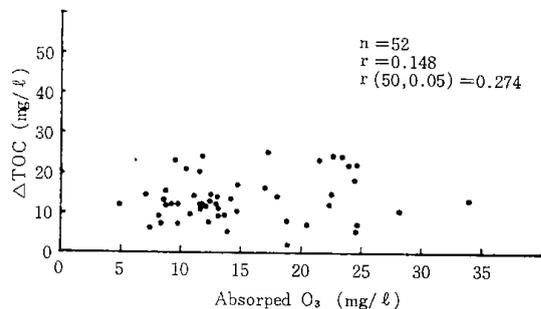


図2-3-25 オゾン処理工程における除去TOCと吸収オゾン

$\frac{\Delta \text{TOD}}{\Delta \text{O}_3} = 1$ および 2 の場合、実線は実測値による回帰線を表わすが、図に示す様に実測値はほぼ $K = 1 \sim 2$ の範囲に点在している。

また、図 2-3-23 は ΔCOD と ΔO₃ の相関を示し

たものであるが、実測値は $\frac{\Delta\text{COD}}{\Delta\text{O}_3}$ の値が $\frac{1}{2}$ ~ $\frac{1}{2}$ の範囲に点在している。

さらに、図 2-3-24 は二次処理水中の TOD 濃度と $\frac{\Delta\text{TOD}}{\Delta\text{O}_3}$ の関係を示したが、TOD 初濃度の増大と共に $\frac{\Delta\text{TOD}}{\Delta\text{O}_3}$ の値も増大する傾向が認められる。

図 2-3-25 は除去された TOC と吸収オゾンの関係を求めたものであるが、有意な相関性は認められなかった。

また、図 2-3-26 は $\frac{\Delta\text{TOD}}{\Delta\text{O}_3}$ に与える水温の影響を調べたものであるがこれも有意な相関性は見られなかった。次に各カラムについて検討した結果を述べる。

図 2-3-27 ~ 2-3-33 は OC-1 に於ける各成分の挙動および相関性を求めたものである。図 2-3-27 は OC-1 出口に於ける残存 TOD と TOC の相関を表わすが、実測値は前述の理論値 ($\frac{[\text{C}]}{[\text{CO}_2]} = 0.378$ または $\frac{[\text{CO}_2]}{[\text{C}]} = 2.67$) より可なり低い値を示し

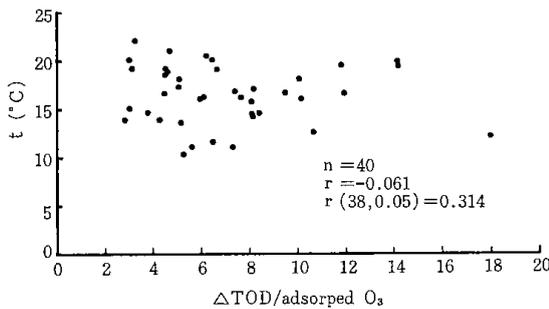


図2-3-26 オゾン処理工程に於ける除去TODと水温

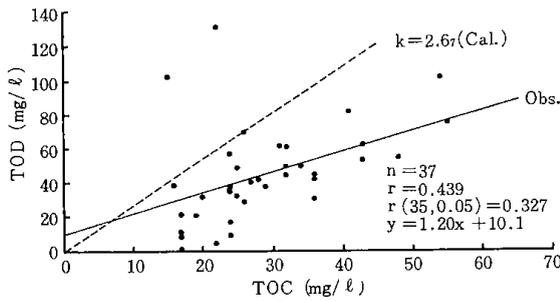


図2-3-27 OC-1におけるTOD-TOC相関

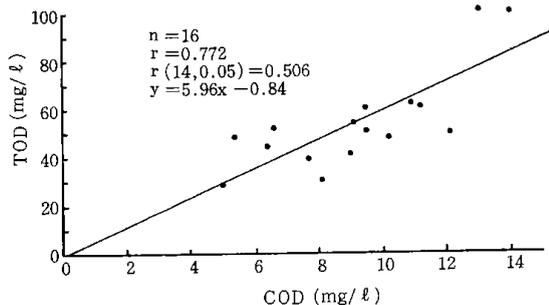


図2-3-28 OC-1に於するTOC-COD相関

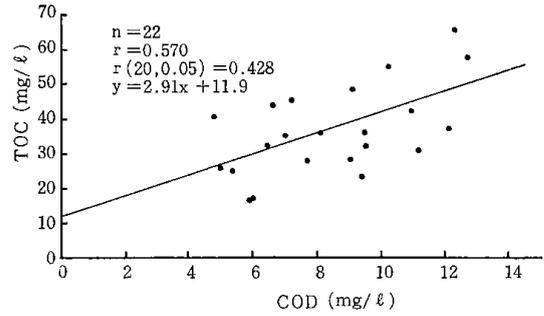


図2-3-29 OC-1に於けるTOC-COD相関

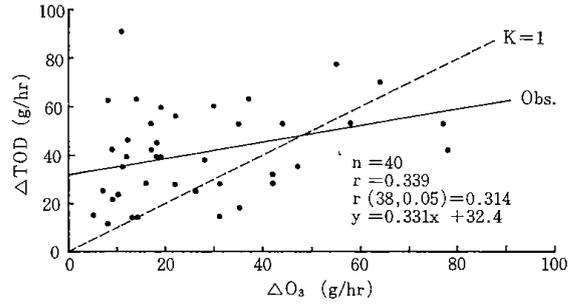


図2-3-30 CC-1における除去TODと吸収オゾン量比

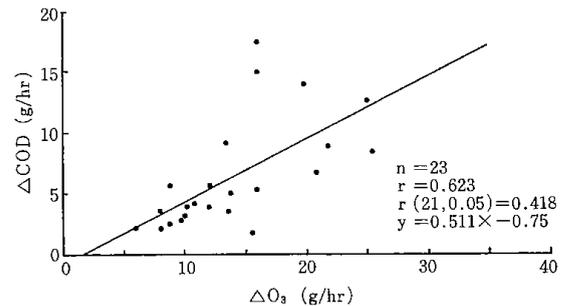


図2-3-31 OC-1における除去CODと吸収オゾン量比

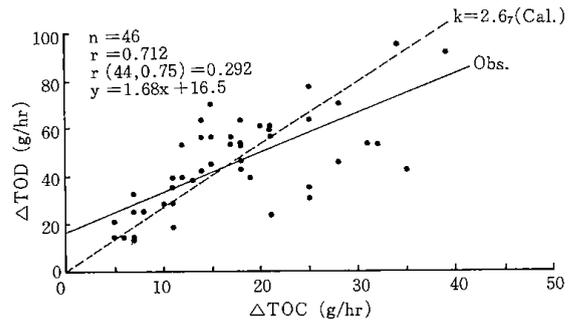


図2-3-32 OC-1における除去TODと除去TOC

かつ測定値のバラツキが目立つ。図 2-3-28 は同様にして TOD-COD の相関を、図 2-3-29 は TOC-COD の相関をそれぞれ示したものであるが共に有意な相関性が認められた。

図 2-3-30 は除去 TOD と吸収オゾン量との関係を表わしたが、吸収オゾン量の少ない領域で測定値のバラツキが多く相関性は見られないが吸収

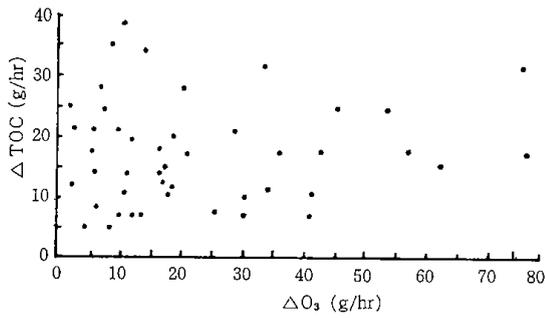


図2-3-33 OC-1における除去TOCと吸収オゾン量

オゾン量の増大と共に相関性が現われ $K = 1$ 付近に収斂する傾向が見られる。図2-3-31は除CODと吸収オゾン量との関係を示すが、回帰直線はほぼ $K = \frac{1}{2}$ の直線と一致する。

図2-3-32は除去TODと除去TOCの関係を表わしたがほぼ理論値に等しく、OC-1に於いてオゾン処理により除去されるTODはほぼ有機成分であることが推察される。しかしながら、除去TOCと吸収オゾンとの間には図2-3-33に示す様に相関性は認められず、このカラム内でのオゾンの反応吸収の複雑さが司える。次にOC-2についての結果を図2-3-34~2-3-40に示す。

図2-3-34はOC-2出口に於ける残存TODとTOCの関係を求めたものであり、両者は良好な相関性を示すが実測値は理論値を可なり下回っている。図2-3-35は同様の残存TODとCOD、図2-3-36

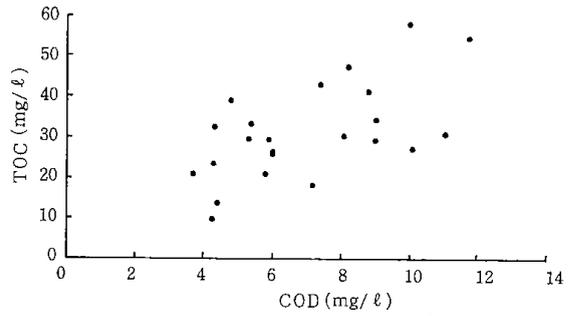


図2-3-36 OC-2に於けるTOC-COD相関

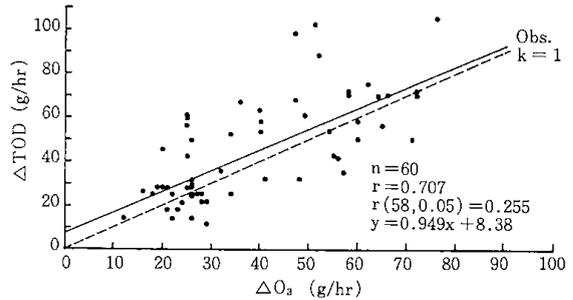


図2-3-37 OC-2における除去TODと吸収オゾン

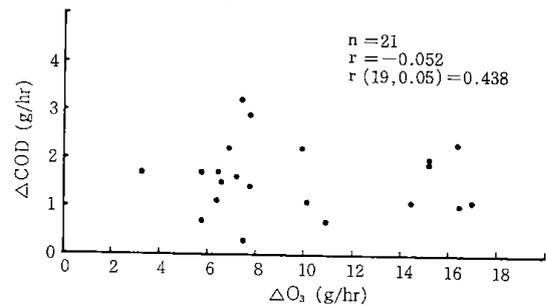


図2-3-38 OC-2における除去CODと吸収オゾン

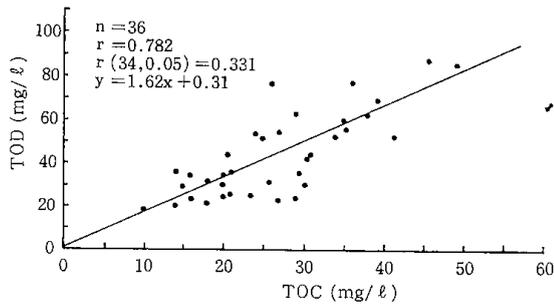


図2-3-34 CO-2に於るTOD-TOC相関

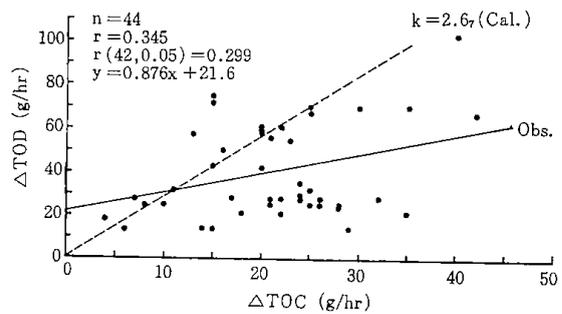


図2-3-39 OC-2における除去TODとTOC量比

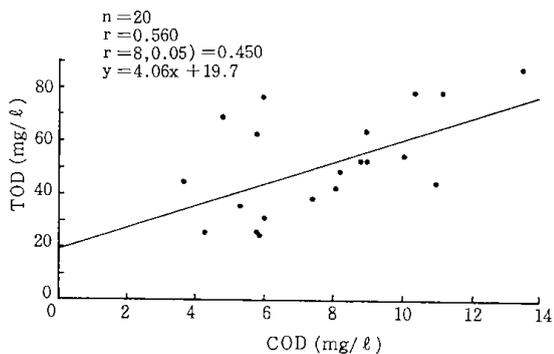


図2-3-35 OC-3に於けるTOD-COD相関

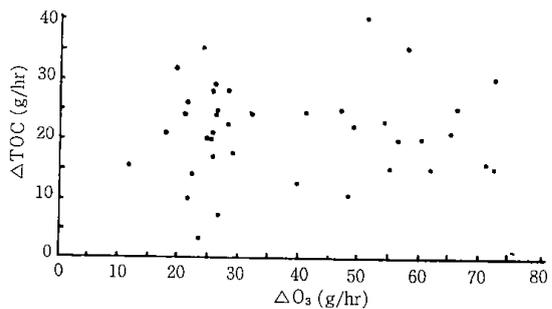


図2-3-40 CC-2に於ける除去TOCと吸収オゾン量

に TOC と COD の関係を示したが共にほぼ相関性が認められる。図 2-3-37 はこのカラムで除去された TOD とここで吸収されたオゾン量との関係を表わしたが、実測の回帰直線は $\frac{\Delta \text{TOD}}{\Delta \text{O}_3} = 1$ の直線にはほぼ一致する結果が得られた。しかし、除去 COD と吸収オゾンとの間には図 2-3-38 に示す様に相関性は認められなかった。また、除去された TOD と TOC との間には図 2-3-39 に示す相関性が得られたが、実測の $\frac{\Delta \text{TOD}}{\Delta \text{TOC}}$ の値は図中点線で示す理論値よりかなり下回る結果となっている。図 2-3-40 は除去された TOC と吸収オゾンとの関係を表わしたが、両者間の相関性は認められなかった。次に OC-3 についての結果を図 2-3-41~2-3-47 に示す。

図 2-3-41 は OC-3 出口に残留している TOD と TOC の相関を示したが、図に見られる様に良好な相関性が得られた。しかし、 $\frac{\text{TOD}}{\text{TOC}}$ の値は理

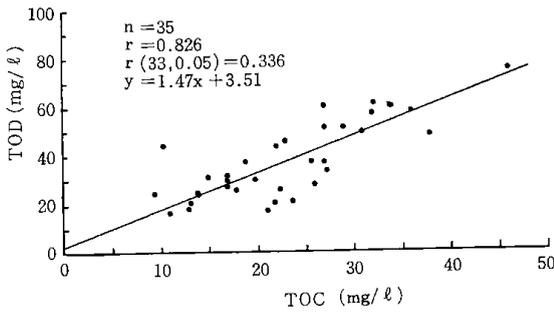


図2-3-41 OC-3に於けるTOD-TOC相関

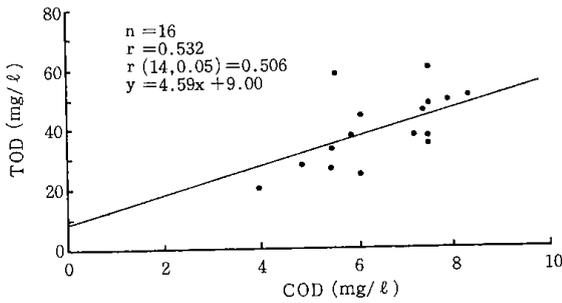


図2-3-42 OC-3に於けるTOD-COD相関

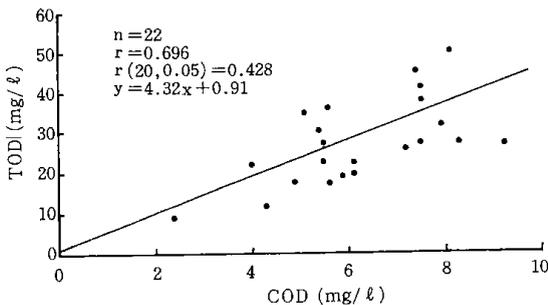


図2-3-43 OC-3に於けるTOD-COD相関

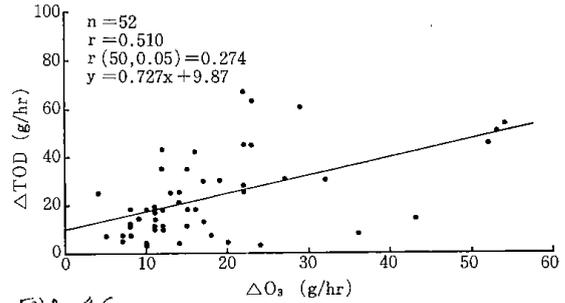


図2-3-44 OC-3における除去TODと吸収オゾン

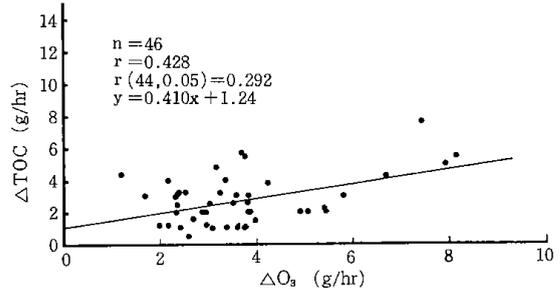


図2-3-45 OC-3における除去TOCと吸収オゾン

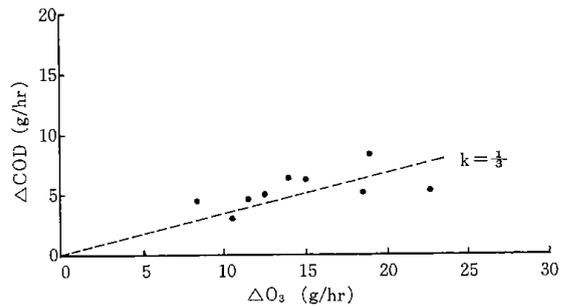


図2-3-46 OC-3における除去TODと吸収オゾン

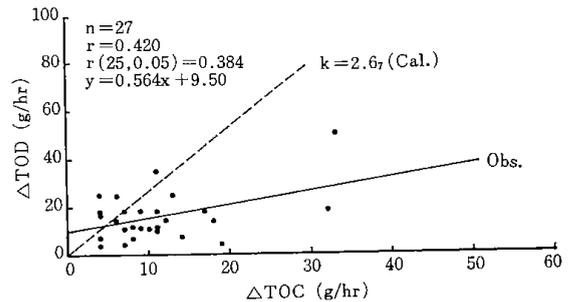


図2-3-47 OC-3における除去TODとTOC量比

論値よりかなり低い結果となっている。また、TOD と COD の関係も図 2-3-43 に示す様に相関性が認められている。図 2-4-44 はこのカラムで除去された TOD と吸収オゾンの関係を表わしたものであるが、図に見られる様に良好な相関性は得られていないが、 $\frac{\Delta \text{TOD}}{\Delta \text{O}_3}$ の値がほぼ 1 に収斂す

る結果となった。また、除去 TOC と吸収オゾンとの間では図 2-3-45 に示す様な相関性が見られるが、かなり低く水中に炭素化合物のオゾン酸化物がかなり存在することが推定される。図 2-3-46 は除去 COD と吸収オゾンの相関を示すが、 $\frac{\Delta\text{COD}}{\Delta\text{O}_3}$ の値がほぼ $\frac{1}{3}$ に収斂する結果が得られた。さらに、除去 TOD と TOC の関係を図 2-3-47 に示したが $\frac{\Delta\text{TOD}}{\Delta\text{TOC}}$ の値は理論値を大巾に下回っており、図 2-3-45 の結果と同様のことが推察される。次に OC-4 における結果を図 2-3-48~2-3-55 に示す。

図 2-3-48 は OC-4 の溢流水中に残存する TOD と COD の相関を表わし、図 2-3-49 は TOD と TOC、図 2-3-50 は TOC-COD の相関をそれぞれ表わしたものである。図より見られる様にこれらの間には高い相関性がみとめられる。しかし、この槽内で除去された各成分間には図 2-3-51~2-3-55 に見られる様にほとんど相関性が認められな

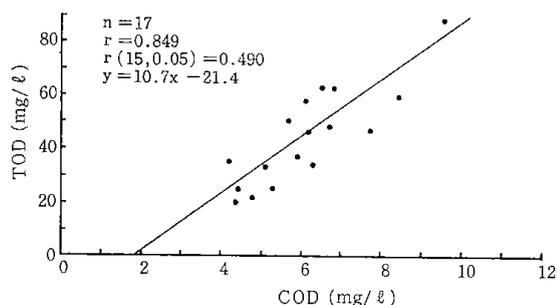


図2-3-48 OC-4に於けるTOD-COD相関

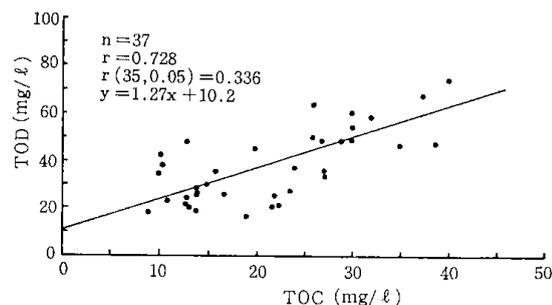


図2-3-49 OC-4に於けるTOD-TOC相関

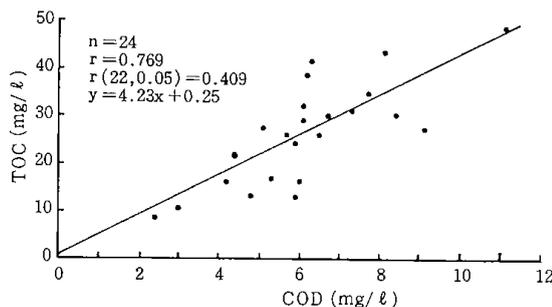


図2-3-50 OC-4に於けるTOC-COD相関

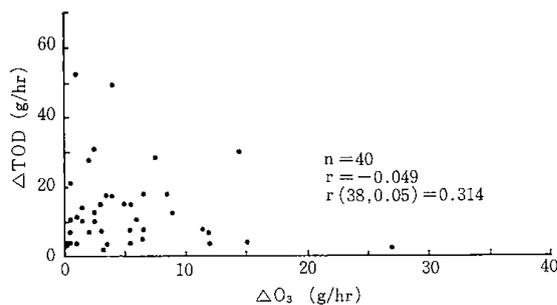


図2-3-51 OC-4における除去TODと吸収オゾン量

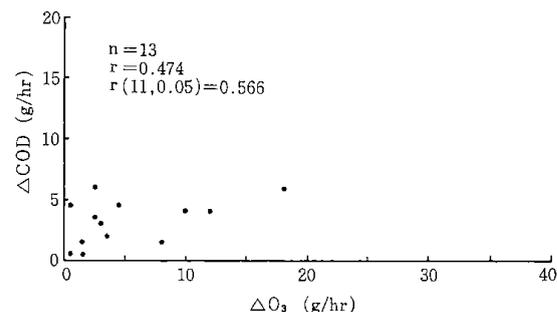


図2-3-52 OC-4における除去CODと吸収オゾン量

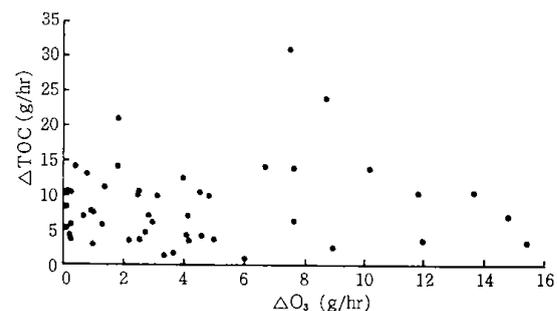


図2-3-53 OC-4に於ける除去TOCと吸収オゾン量

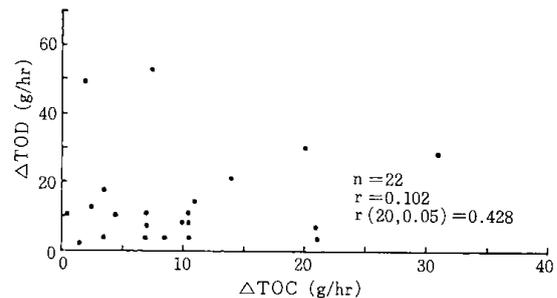


図2-3-54 CO-4における除去TODとTOC量比

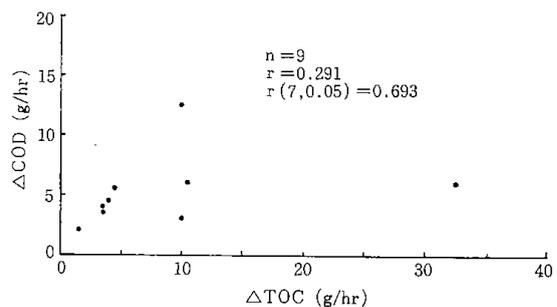


図2-3-55 CO-4における除去CODとTOC量比

表2-3-14 オゾン処理による TOD・COD・TOC 除去率

月	水温	オゾン添加量 g/m ³ (水)	TOD 除去率	COD 除去率	TOC 除去率
6	16.5	64.45	50.4	62.8	52.7
7	18.0	53.54	42.8	57.8	53.5
8	19.6	32.90	58.0	—	44.4
9	19.2	16.54	59.1	37.3	39.0
10	16.0	16.72	44.3	47.3	42.5
11	14.1	25.74	41.5	41.4	30.9
12	11.7	40.11	—	39.1	32.8
1	11.1	27.52	41.5	20.1	27.0
2	11.0	26.79	40.1	40.6	35.7

かった。これはこの槽内における各成分の変化量が極めて微小で、測定誤差の影響によるものと推定される。

以上、各オゾン反応槽における TOD, TOC, COD の変化およびこれら成分と吸収オゾン量との相関などについて結果を述べたが、次にオゾン処理行程におけるこれらの成分の月平均除去率を水温、オゾン添加量を対比して表 2-3-14 に示した。但し、各成分の除去率は凝集ろ過水に対するものである。

2・3・6 オゾン処理工程におけるその他の成分除去

(1) 脱色, 脱臭

前に述べた様に、本実験に使用した二次処理水は下水処理場の污泥焼却場より排出される濃厚着色排水の混入もあってやや褐色をおびている。この有色成分は凝集処理、ろ過処理ではほとんど除去されないが、オゾン処理により完全に脱色された。今回の実験では脱色についての定量的測定は行わなかったが、見掛け脱色速度は極めて速く、OC-1 でほぼ完全に脱色された。なお、オゾン処理によって得られた処理水の透視度はほとんど井水と同じレベルであった。また、前述したように新鮮な二次処理水はほぼ無臭でかすかな特異臭を有するが、これもオゾンにより臭覚に感じない程度に脱臭され、OC-4 の出口ではわずかにオゾン臭が感ずる程度であった。

(2) pH, 濁度

オゾン処理工程における pH, 濁度の変化を各カラムの出口の値で図示したのが図 2-3-56 である。pH はオゾン処理の進行に上昇する傾向を示し、濁度は減少する傾向を示した。

(3) 殺菌

殺菌試験は上水試験基準に従い一般細菌(Bacteria

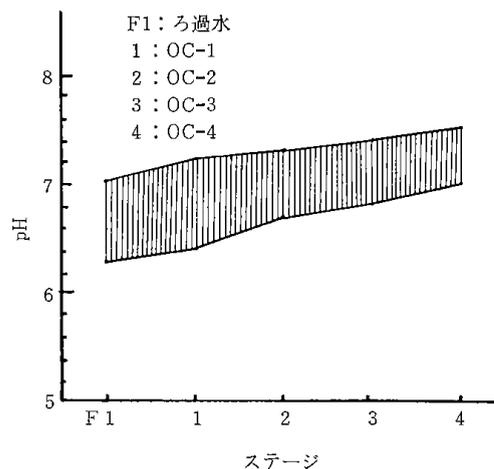


図2-3-56-(1) オゾン処理工程における濁度の除去

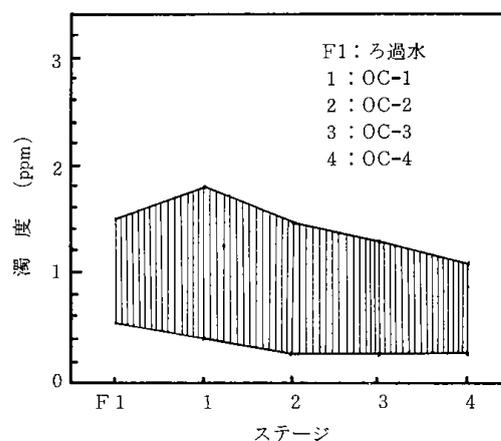


図2-3-56(2) オゾン処理における pH 変化

Counts), 大腸菌 (Coil Group) それぞれの菌数測定を行った。二次処理水中には一般細菌 3,000~4,000N/ml, 大腸菌 16,000~18,000N/ml 程度が検出されたが、凝集ろ過処理により一般細菌は約50%, 大腸菌は約70%除去された(図2-3-57)。残余の菌はオゾン処理により、ほぼ瞬間的にかつ完全に殺菌された(OC-2 で殺菌率100%)。図 2-3-58 に二次処理水を対象にしたバッチ試験による殺菌試験結果を示した。図に示す様に注入オゾン濃度 16 mgO₃/l O₂ 15 分処理で完全に殺菌されている。

(4) 窒素化合物

窒素化合物は NH₃-N, 結合N (ケールダール窒素), NO₂-N および NO₃-N についてオゾン処理の効果を調べたが、NH₃-N はほとんど除去されず、結合Nはわずかに減少した。また、NO₂-N は急速に酸化され、OC-2 で完全に消滅した。一方、NO₃-N は除々に増加する傾向を示した。NO₂-N のカラムにおける変動の様子を図 2-3-59 に示し

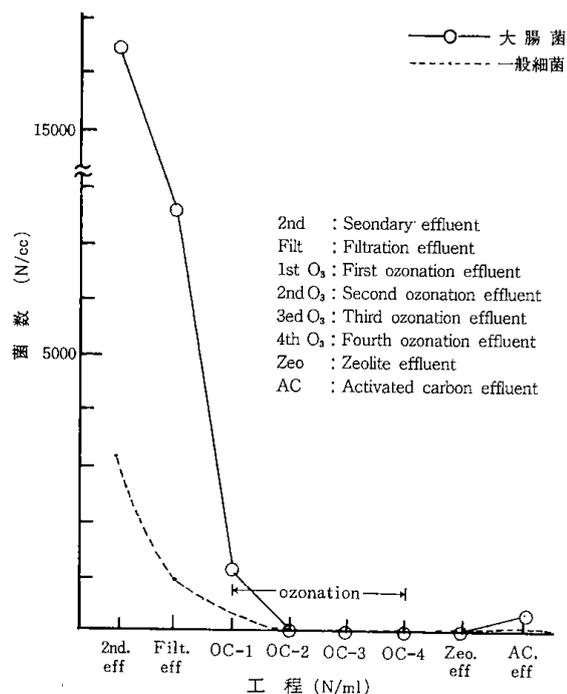


図2-3-57 各工程における一般細菌、大腸菌数

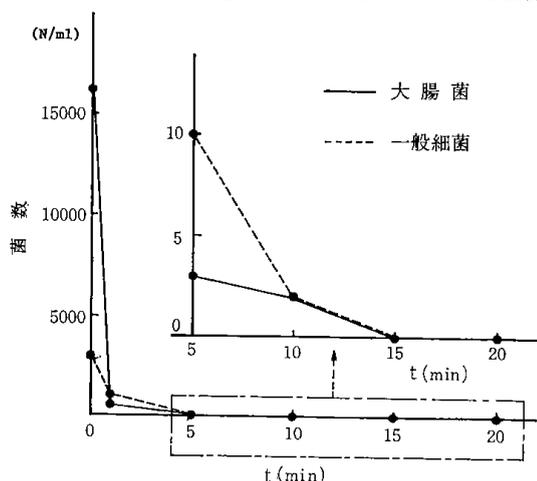


図2-3-58 オゾン殺菌速度 (バッチ試験)

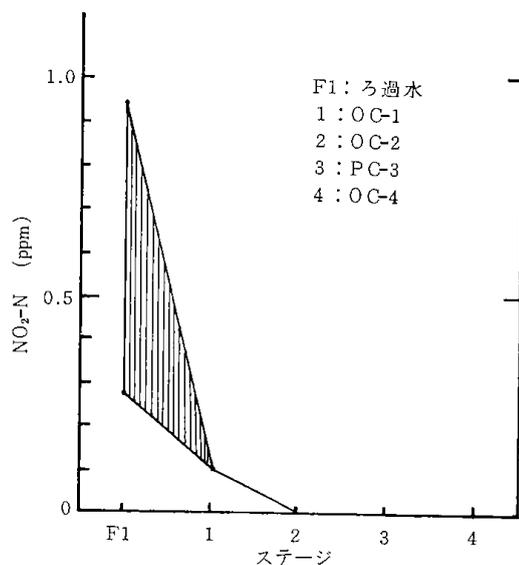


図2-3-59 オゾン処理工程における NO₂-Nの除去

た。

(5) 鉄, マンガン, その他重金属イオン

二次処理水中の鉄はほぼ Fe³⁺ で 0.1ppm 程度, マンガンは Mn²⁺ の状態で 0.05ppm 程度存在するが, オゾン処理により鉄は 0.01ppm 程度で, マンガンはほぼ完全に除去された。時折り OC-3, OC-4 の処理水がごく薄いピンク色に着色したが MnO₄ の生成によるものと思われるが, これも後段のゼオライト吸着工程で完全に除かれた。他の重金属イオンに対するオゾン処理の効果は認められた。

(6) シアン化合物, フェノール, n-ヘキサン抽出物, ABS

二次処理水中にはシアン化合物は全く認められず, フェノールは 0.03ppm 程度, n-ヘキサン抽出物 0.3~0.5ppm, ABS 0.3~0.5 ppm それぞれ検出されたが, オゾン処理によりフェノールは痕跡程度, ABS は 0.1 ppm 程度迄除去されたが n-ヘキサン抽出物はほとんど除去されなかった。

(7) その他

二次処理水はとくに冬期間高分子炭素化合物 (ABS などの界面活性剤ではなく多糖類と思われる) に起因する発泡性を示したが, オゾン処理により発泡性は著しく低下しほぼ井水なみとなった。また, オゾンの除藻作用, 藻類の発生, 増殖抑制作用は顕著で試験室にある各処理水の試水貯留槽の内壁には夏季 1 週間程度で黒褐色や緑色をおびた藻類が発生したが, オゾン処理各工程の貯留槽はすべて全期間を通してこの様な現象が見られなかった。

2・3・7 ゼオライト工程

ゼオライト吸着槽には通常 1 m³ の天然ゼオライト (秋田県二ツ井産クリノプチロル沸石型, 12~30 メッシュ) を充填し, 上昇流で試験を行った。処理水流量は適時 2~4 B.V./時 (B.V., Bed Volume は通常 1 m³, 破過試験の場合 0.64 m³) の間で変動させた。本工程の流入水は通常オゾン処理水であるが, 比較のため凝集ろ過処理水を使用したこともある。

ゼオライトの排出充填は処理水中の流出 NH₄⁺ 濃度を連続監視し, NH₄⁺ が 1~2 ppm に上昇した場合これを破過点と見なし槽底部より毎回 125 kg づつ排出し等量の新しいゼオライトを上部より補充した。

補充ゼオライトは十分に洗浄した後スラリーポ

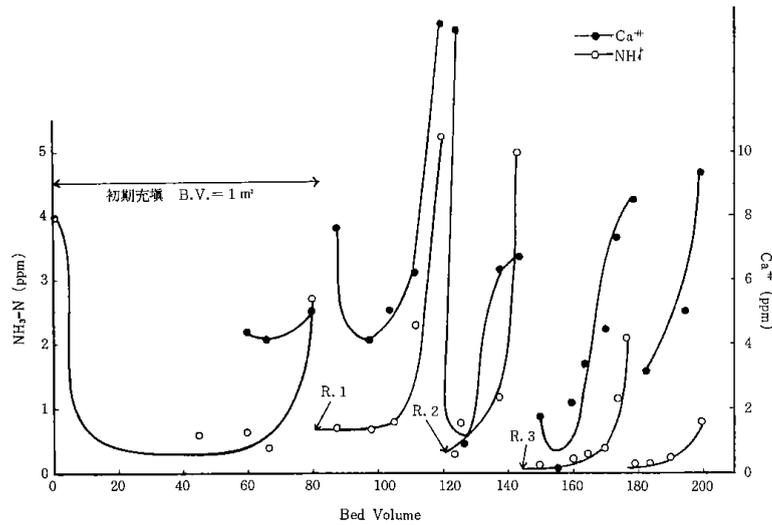


図2-3-60-(1) 脈動床型ゼオライト吸着槽における破過曲線

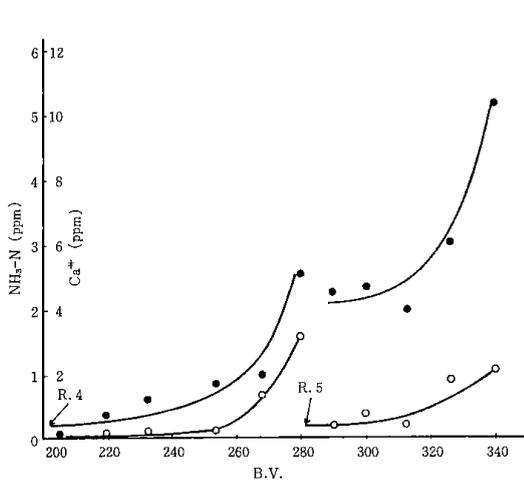


図2-3-60-(2) 脈動床型ゼオライト吸着槽における破過曲線

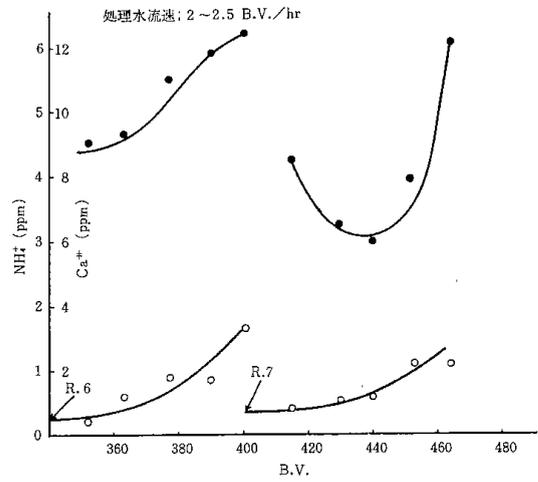


図2-3-60-(3) 脈動床型ゼオライト吸着槽における破過曲線

ンプで上部ホッパーへ送られ補充した。当初の計画ではゼオライトの排出補充を装置運転中に連続的に行える様設計したが、実際には排出補充のバランスがうまくゆかず結局この操作は装置の運転を中止して行うことにした。

図 2-3-60 にこの様な条件で行った試験結果の一例を示す、同図は処理水中の流出NH₄⁺とCa²⁺の各濃度を処理水量に対して表わしたものであり、図中の矢印はゼオライトの排出補充点を表わし、記号Rに附した番号は排出補充の回数を表わす。

初期充填から8回の排出補充操作により定常運転状態となる。図よりわかる様に使用ゼオライトはNH₄⁺およびCa²⁺の良好な吸着性を示し、排出補充を行うとNH₄⁺の流出は直ちに改善されるが、Ca²⁺の流出はこれにやや遅れて改善される傾

向を示した。また、処理流速の流出量に与える影響は本実験の範囲では見られなかった。しかし、流入水のこれら成分の濃度にかつ影響され濃度が高いと流出濃度も高くなる傾向が見られた。

図 2-3-61 はイオン交換容量を求めため脈状充填を行わず固定層として連続的に処理水を通し、NH₄⁺、Ca²⁺に対する破過試験を行った結果の一例である。図に示めす様にCa²⁺は選択的に吸着されほぼ飽和に達し破過曲線は急速な立上りを示したが、NH₄⁺の吸着はこれに比しゆるやかな立上りの破過曲線を示し200 B.V.を過ぎても流出濃度は流入水の約50%であった。NH₄⁺に対して飽和に達した後イオン交換容量を求めた結果約120 meq/100ccであった。

しかし、実用的にはリーク量2 ppm以下で排出補充をするため、実用上の交換容量はその約1/10であ

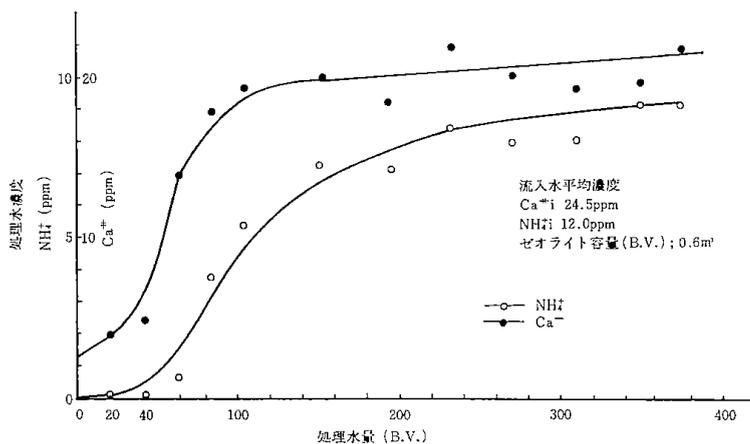


図2-3-61 バッチ法によるゼオライト槽破過試験

る。いずれにしてもゼオライトのワンパス使用は不経済なので再生循環使用をするため食塩溶液による再生試験を行った。再生液は 0.3N NaCl 溶液で、NaOH により pH を 10.5~11 に調整して用いた。1 回の再生試験に用いた使用済ゼオライトは 0.5 m³~0.6 m³ で Ca²⁺ に対して吸着飽和に達したものをを用いた。再生方法は回分式で再生液流量は 5 B.V./時である。図 2-3-62 に Ca²⁺ および NH₄⁺ の溶離曲線の一例を示した。Ca²⁺ は初期に急速に溶出し、NH₄⁺ はやや遅れて溶離する傾向を示したが、両成分共 5~6 時間でほぼ完全に溶出した。また、この様に再生したゼオライトを吸着槽に移して破過試験を行った結果、図 2-3-63 に示す様に未再生品と変わらない性能を示した。

ゼオライトは Ca²⁺、NH₄⁺ の他に重金属特に Zn²⁺ 及び COD、TOD 有機性炭素に対しても吸着性が認められた。これらの成分に対する平均除去率を

表 2-3-15 ゼオライト処理水の平均水質および除去率

	オゾン処理水 (ppm)	ゼオライト処理水 (ppm)	除去率 (%)
COD	5.9	4.9	16.9
TOD	54.2	27.8	48.7
TC	27.9	20.4	27.2
NH ₃ -N	20.2	1.8	91.1
Ca ²⁺	21.8	5.1	76.6
Zn ²⁺	0.0021	0.0011	47.6

表 2-3-15 に示した。

2・3・8 活性炭工程

活性炭吸着槽はゼオライト槽と同一設計で、従って活性炭充填量、排出補充量共にゼオライト工程と全く同じである。活性炭は当初ピッツバーグ CAL 粒状炭を用いたが、摩擦などの機械的刺激に対する強度が弱く充分洗浄を行った活性炭を

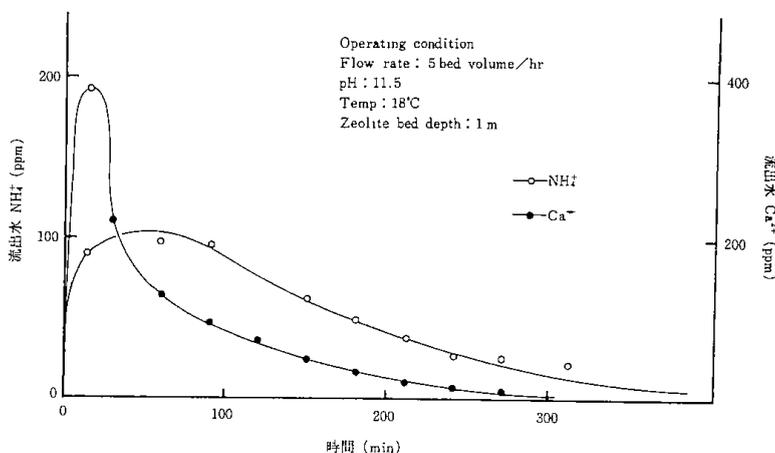


図2-3-62 0.3N NaCl 溶液によるゼオライトの再生

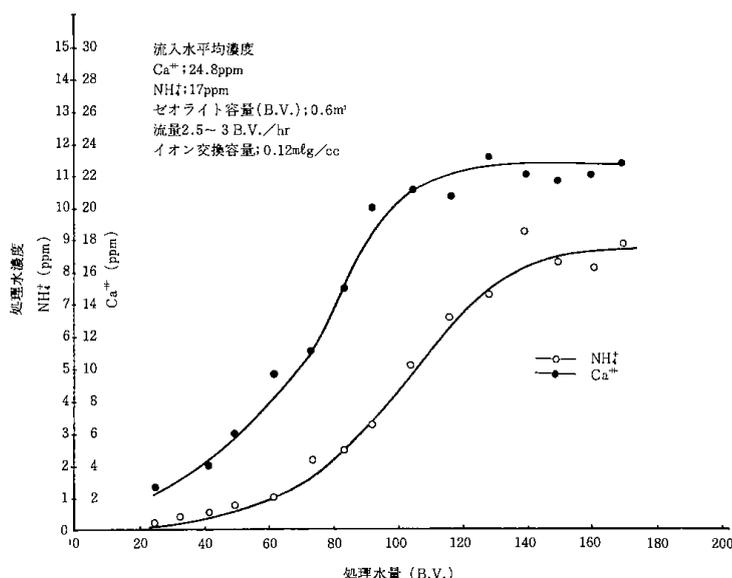


図2-3-63 固定層による再生ゼオライトの破価曲線

使用しても処理水中に微細な粒子が流出し処理水を黒灰色に汚染し、この様な状態が2ヶ月以上も続いたためビーズ状活性炭に取りかえて試験を行った。使用活性炭(クレハビーズ BAC-M, 太洋化研 KK 製)は石油系ピッチを原料として造粒, 賦活された単一球状(平均径 0.4mm)で比表面積 800~1,200m²/g, 吸着能は沃素価 800~1,200mg/g, カラメル脱色 70~95%, 灰分は 0.5% 以下であ

る。ビーズ炭は機械的強度も強く、充分洗浄して使用すると微細粒子の流出は全く見られなかった。活性炭工程は本 AWT プロセスの最終工程であるため同槽に流入する処理水は可なり浄化され、活性炭に対する負荷量が軽減されて居るため全試験期間を通して TOD や COD が破過点に達する迄にはならなかった。従ってゼオライト工程の様な排出補充は行わなかった。表 2-3-16 に同工程に

表2-3-16 活性炭工程処理水各成分平均除去率

月	NH ₃ -N			T O C			PO ₄ -P			C O D		
	Z (ppm)	A (ppm)	R (%)	Z (ppm)	A (ppm)	R (%)	Z (ppm)	A (ppm)	R (%)	Z (ppm)	A (ppm)	R (%)
6	1.5	1.5	94.0	8.1	3.8	83.5				28.8	2.76	96.4
7	1.7	1.5	87.3	7.5	5.2	81.8	0.32	0.27	92.9	6.9	0.4	97.9
8	0.6	0.5	97.6	15.0	18.1	57.0	0.30	0.50	73.7			
9	2.9	0.6	96.2	18.3	17.1	62.7	0.15	0.11	96.5	5.1	0.2	98.4
10	5.2	4.2	77.3	16.5	13.1	73.7	0.15	0.13	95.3	4.5	1.7	88.0
11	7.9	6.8	63.0	23.1	17.1	68.9	0.10	0.08	95.8	5.2	0.9	94.4
12	29.6	2.3	92.8									
1	13.4	7.1	84.4	33.1	24.9	62.7	0.51	0.26	91.7	9.4	2.1	87.8
2	8.1	2.9	94.7	28.8	24.8	66.0	0.23	0.22	93.7	5.1	2.3	85.9

月	T O D			P H			NO ₂ -N		
	Z (ppm)	A (ppm)	R (%)	Z (ppm)	A (ppm)	R (%)	Z (ppm)	A (ppm)	R (%)
6	34	25	88.3	7.56	8.22			0.	
7	37	16	91.2	7.45	8.07		1.09	0.36	20.0
8	10	10	91.2	7.39	8.03		0.58	0.01	99.5
9	5	4	95.6	7.09	7.37		0.79	0.07	89.2
10	20	11	87.8	7.35	7.19		0.32	0.17	72.1
11	31	16	84.0	7.29	7.17		0.23	0.27	54.2
12									
1	24	9	94.8	7.25	7.11		0.02	0.05	61.5
2	35	17	88.2	7.23	6.96		0.08	0.09	80.4

Z ; ゼオライト処理水 A ; 活性炭処理水 R ; 原水に対する除去率

表2-3-17 各工程処理水の水質

	二次処理水	凝ろ過集水	オゾン処理水	ゼオライト処理水	活性炭処理水	イオン交換処理水	飲用水基準
PH	7.38	7.16	7.50	7.68	7.22	0	5.8-8.6
COD (ppm)	16.36	12.86	6.80	5.60	0	0	KMnO ₄ below 10ppm
TC (ppm)	71.2	59.2	37.2	30.4	23.6		
TOD (ppm)	198	106	67	30	16		
BOD (ppm)	17.4	4.90	4.29	4.85	3.44	1.78	
Organic-N(ppm)	26.92	25.19	22.49				
NH ₃ (ppm)	33.6	27.72	27.3	0.063	0.068		not detect
NO ₂ (ppm)	0.233	0.159	0	0.0342	0.1712		"
NO ₃ (ppm)	2.0	4.2	8.2	9.05	16.0	0	below 10ppm
PO ₄ (ppm)	5.81	0.324			0.063		
CN (ppm)	none						none
Hg (ppm)	<0.001	<0.001	<0.001	<0.001	<0.001	<0.001	
Cu (ppm)	0.03	0.03	0.03	0.04	<0.01		1.0ppm
Fe ³⁺ (ppm)	0.082	0.040	0.014	none	none	none	0.3ppm
Zn (ppm)	0.0018	0.0022	0.0021	0.0011	0.0011		1.0ppm
Mn (ppm)	0.0275	0.0122	0	0.0092	trace	trace	0.3ppm
Cr (ppm)	none						0.05ppm
As (ppm)	none						0.05ppm
F (ppm)	0.210	0.190	0.170	0.190	0.210	0.100	
Pb (ppm)	0.06	0.05	0.04	0.05	0.05		0.1ppm
Cb (ppm)	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	
Al (ppm)	0.07	0.05	0.16	0.01	<0.01		
Ca (ppm)	22.6	23.4	23.4	4.7	3.1		Below 300ppm
Mg (ppm)	2.04	2.09	2.00	1.07	0.92		"
ABS (ppm)	0.338	0.309	0.115	0.05	0.05	0.038	Below 0.05ppm
SiO ₂ (ppm)	1.29	1.21	1.39	1.36	1.32		
n-hexan (°)	0.30	0.10	0.08		<0.02	<0.03	
Bacteria (N/cc)	16,400	7,540	0	1	0		Below 100N/cc
Coli-group (N/cc)	3,080	900	0	4	5	0	none/50cc
Phenol (ppm)	0.0237	0.0168	0.0009	0.0004	0	0	Below 0.005ppm as phenol
Hardness (°)	83.9	80.0	82.0	39.0	37.1		
Residual (°)	80	226	100	340	260		
Chrom	Slightly yellow	Slightly yellow	Slightly yellow	colorless	colorless	colorless	
Turbidity	11.0	1.5	1.4	0.3	0.6		Below 2 degrees
Cond u Ω/cm	472	396	320	360	560		

於ける主な成分の平均除去率を示した。表中全炭素が井水に比べかつ高いのは溶出する微細活性炭に起因するためと思われる(処理水中に TOC は認められなかった)。活性炭工程で留意すべき事は微生物の繁殖及びこれに起因する NO₃-N, Fe³⁺ などの還元作用である。また, Coil 系バクテリアの繁殖も観測されたが, オゾン処理工程で完全に殺菌が行われて居る事実から考えると活性炭に元来

附着して居たものと思われ, 今後活性炭の減菌または活性炭処理水の後殺菌等の対策が必要であることが示唆された。

2・3・9 イオン交換工程及び処理水水質

活性炭処理水の一部は脱イオン処理のため市販の小型脱イオン水製造装置(混床型, アンバーライト IR120 及び IRA410 使用)を用いたが活性炭処理水は既に井水に近い良質な水質であることから,

この工程に対する特別な配慮は行わず同装置に付属する水質計の監視及び流入水量の測定に止めた。得られた脱イオン水は試験室の試薬調整用、器具洗浄用に用いたが、全試験期間を通して再生の必要性は認められなかった。

各工程処理水の日常の測定項目の他に2～3ヶ月に一度飲用水水質基準項目及び同基準に含まれない出来るだけ多くの成分を包含した水質分析を行ったがその一例を表2-3-17に示した。表に見られる様に活性炭処理水は飲用水基準に比し若干塩濃度及びNO₃-N濃度が高い以外はすべて基準以下であった。

2・4・考 察

前節の中間試験結果に対し本AWTプロセスの実用性に関する技術的評価、今後研究開発を要する問題および経済評価等に関する考察を述べる。

2・4・1 水資源の立場から見た下水二次処理水

本中間試験にはさきに述べた様に合流式下水処理場二次処理水を使用した。この方式はわが国の下水処理場の大部分が採用して居るのでこの二次処理水の水資源としての見地からの得失を考察する。最初に水質から水温の変動について述べる。

図2-2-1～2-3-6に示した様に合流式の特徴である雨水、融雪水による影響で水質はかなりはげしく変動した。神山¹⁾らは融雪時の増水により浮遊物やCODが増加し水質が悪化する傾向にあると報告して居る。しかし、夏季の雨水は一般的に各成分を希釈する傾向を示している。水温は水質変動とは対照的に外気温の変動にもかかわらず冬季間でほぼ一定で、特に冬期間は約7.0°Cを維持した。このことは寒冷地に於ける高度処理プロセスの装置設計、運転管理上極めて有利なことである。

本実験では水質の変動に追従した運転制御は特に行わず、画一的な運転操作を続けたが得られた処理水の水質はほぼ一定であり、この程度の水質変動では運転管理に特別な配慮の必要がないことが示唆された。水質の特徴は表2-3-17に示した様に有機物、窒素化合物、リン化合物、塩素、一般細菌、大腸菌および着色有臭成分が一般の用水源となる河川湖沼水に比してやや高い程度で、有毒有害な成分、例えば重金属やシアン化合物、フェノール等は全く検出されないが痕跡程度でその点他の産業排水と比較すると有望良質な水資源とい

える。主成分の有機物質の検索については多くの研究が行われているが未だに不明な点が多く、最近高度処理システム設計などの工学的目的や下水二次処理水が水代謝系に与える影響解明に必要な物質収支を把握する目的で水質のマトリックス的評価が多く検討される様になった³⁾。最も代表的な方法はゲルクロマトグラフィによる成分の分類である。特にセファデックスのゲルクロマトグラフィは広く用いられている。

この方法を下水成分の分類に用いたのはCiaccio⁴⁾らで、下水二次処理水成分の分子量分布パターンを紹介した。さらに、Zuckermanはこのパターンを高度処理プロセスのパラメータとして利用することを報告した⁵⁾。すなわち、二次処理を濃縮してセファデックスG-15をつめたカラムに通して溶離液のCODおよび屈折率を測定し、分子量1200以上と400以下の二つのグループに分画した。さらに二次処理水に種々の処理をほどこし、この分画パターンの変化を観測し、これらの処理効果を解析する上に重要な情報であることを示唆した。その後、わが国でも詳細な研究が渡辺⁶⁾、丹保ら^{7,8,9)}、合田ら^{10,11)}により報告され、再現性の良い分画法が検出される様になり、さらに各画群の成分検索が数多くなされるに至った。著者等が行った実験では、図2-1に示した様に二次処理水混縮水は分子量10⁴以上、数100～数1000および100以下の3グループに大別された。その後の研究により10⁴以上の高分子グループは多糖質類であり、100以下の低分子グループは窒素化合物であることがほぼ確認されている¹²⁾。これらのグループは処理次数の増加と共に減少し、活性炭工程では炭素化合物はほぼ完全に消滅する。従って二次処理水中の有機物質の除去は技術的には比較的容易であるといえる。二次処理水中の窒素化合物は主成分がNH₃-Nで、この除去については本実験で示した様に技術的に可能であるが経済的な面から見るとなお開発研究の必要性が残されている。結合性窒素(ケールゲル窒素)は活性炭に吸着され、NO₂-Nはオゾンで酸化されるが、NO₃-Nの除去は困難で二次処理水を将来上水として使用する場合はこの除去法について技術的に検討する必要がある。リン化合物の主成分はPO₄³⁻で、数ppmのPO₄³⁻-Pを90%除去するのにPAC100～200ppmを要し、スラッジの後処理を考え合せると効率の良い処理法とはいえず脱リン技術の研

究開発は今後の課題であるといえる。二次処理水の着色成分、有臭成分はオゾンにより容易に除去することが出来る。発泡成分は洗剤などの界面活性剤に起因するものではなく、多糖類などの高分子炭素化合物によるものと推察されるが、これらもオゾン処理→ゼオライト処理→活性炭処理と進むに従い消滅した。二次処理水の特徴の一つである大腸菌、一般細菌はオゾン処理により瞬間的に完全に殺菌される。近年、二次処理水中に Adeno Virus, Coxsackie B Virus, ECHO Virns, および Polio Virus 等の病原性ウイルスの存在が報告され^{13,14)}二次処理水の再生利用の隘路になっているが、その後の研究によりオゾンがウイルスの不活性化に対し卓越した性能を有することが明らかにされ¹⁵⁻²⁰⁾、経済的なオゾン添加量で短時間で完全に不活性化されることが報告されている。著者等も Tabaco mosaic Virus をモデルに使用して不活性化作用について塩素とオゾンとの比較試験を試みた結果^{21,22)}、TMV を 100% 不活性化する作用はオゾンが塩素の約 10 倍も高いこと、不活性化作用はウイルス構成の核酸成分特に塩基成分の破壊であると予測し、現在なお不活性化機構の解明について研究中である。二次処理水を循環使用する場合、今後問題となるものの一つは塩類濃度がかつ高い事である。二次処理水中には 100ppm 前後の塩類が溶解しており、この程度の濃度では工業用水には問題がないが、上水源にする場合は適当な脱塩処理が必要である。また、工業用水でも循環使用による塩類濃縮を考えると将来解決を要する問題の一つといえよう。

2・4・2 凝集処理工程

本中間試験での凝集処理の目的は PO_4-P 、浮遊物質、コロイド分散物質の除去がオゾン処理の前処理としてオゾン添加量の軽減化を計ることである。すでに基礎実験でアルミニウム塩を凝集剤とした場合、浮遊物質や濁質の他に図 2-1 に示した様に高分子炭素化合物もかなり除去されることが認められた。中間試験に於いても TOC, TOD がかなり除去され、両者間には図 2-4-1 に示した様にある程度相関性が見られ図 2-1 の結果を裏付けている。しかしながら、 PO_4-P の除去効率は低く、流入 PO_4-P は平均 10ppm 以下であったがこれを 90% 除去するのに PAC (ポリ塩化アルミニウム) 100~200ppm を要し、さらにこの約 10 倍量の水が加わってスラッジとなって排出されることを考

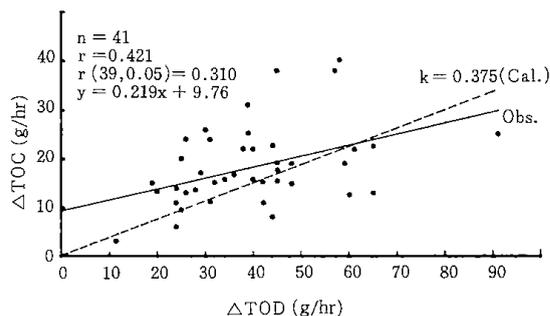


図2-4-1 凝集工程における除去 TOC と TOD 量比

えると技術的には最も幼稚な脱リン法といわざるを得ない。しかし、実用化されている既存技術はこれ以外にないので早急に理想的な脱リン技術の開発が必要である²³⁻²⁶⁾。本中間試験では凝集剤添本中間試験では凝集剤添加量をアルミニウム換算 5 ppm, 10 ppm の 2 系列とし、pH を 5% NaOH 溶液で 7 に設定して実験を行ったが一般的にフロックの成長が悪く (平均径 5 mm 程度)、凝集槽に於ける設計上向線流速 3 m/hr に対し実際に操業し得た流速限界は約 1.5 m/hr であった。これは二次処理水の濁度が低いためと思われるので、ペントナイトや石灰を添加してフロックの改善を試みたが効果は得られなかった。また、とくに高分子凝集剤等の補助剤の添加は行わなかった。

この様に分離性の良い良好なフロックが得られない原因は未だに不明であるが二次処理水の一つの特徴でもあり、凝集方式には沈澱分離型により浮上分離方式が妥当であると思われる。

2・4・3 ろ過処理工程

理想的なろ過処理は、損失水頭がろ材中に浮遊物を蓄積していくことによって増加しながら、水理学的条件によって定められた制限値に到達した時間と、浮遊物がろ層を通過する最大許容浮遊物濃度を超える時間が一致するような状態で運転されるのが最も経済的である²⁷⁾。また、ろ過水の水質についても目標となるべき水質を定め、常にその水質基準値を下まわることが必要である²⁹⁾。

下水処理におけるろ過は、1883 年に初めて行われたが、生物学的処理の出現のために使用されなくなった。しかし下水の化学的処理の発達によって 1930 年代に再び一般的に用いられるようになり、以来、幾多の研究が行われ、単層から多層化、低速から高速化と進歩して現在に至っている²⁸⁾。

通常の二次処理水の水質は、浮遊物濃度 15~40 mg/l, BOD 13~20mg/l が含まれており、ろ過による浮遊物の除去率は 60~75% とされている²⁹⁾。

本実験は、凝集沈澱工程が前段にあたるため、溢流する微フロック対策として、流入水口をろ層上部側面に設け、表層による閉塞を避けるとともに、全層による浮遊物抑留を試みたが、二次処理水中の活性汚泥フロックよりも凝集剤添加による汚泥量の増加により、ろ過効率の低下がみられた。

ろ過処理における効果の判定は、水質の除去率と有効生産水量(生産水量-洗浄水量)で行われる³⁰⁾。通常洗浄に必要な水量は、処理水量の 5% 前後といわれている³¹⁾。したがって、洗浄水量比は 5% 以下がより経済的である。このために、生産水量を上げる必要があり、ろ速一定ではろ過持続時間の関数となる。このろ過持続時間はろ材の構成、粒度が一定であれば流入水の濁質による差圧の増加およびろ過水濁質の影響をうける。

本実験における洗浄水量は、ろ速 5 m/hr で 24 時間操業した場合の処理水量 5% (6 m³) とした。ろ速 3.5 m/hr で運転した場合、生産水量が 120 m³/m² で、ろ過持続時間は 34 hr が理想的であるが、実験の結果、洗浄水量比は、洗浄原因が差圧によるもので平均 13.1%, 濁質によるもので平均 29.1% となり、非常に低い生産水量を示した。この原因として、濁度設定値 5 mg/l を越えたために行った洗浄が、34 サイクルの実験中、76.5% を占めていることから、流入水の濁質の影響が大きいものと考えられる。流入水の濁質については、二次処理水中の活性汚泥フロックおよび凝集剤添加による汚泥発生量の増加が考えられる。

また、ろ過塔のろ層上部側面に流入水口を設けたが、溢流フロックには、沈降性が悪く、粒径の大きなものも含まれており、ブレイクスルーや閉塞を促進したものと思われる。

ろ過処理における水質の除去は、流入水中にある溶解性物質(無機物および有機物)については期待ができない。このため、ろ過を行う前段として、活性汚泥処理で下水中の溶解性有機物をできるだけ多く浮遊性有機物の活性汚泥フロックに転換して、二次処理水中に含まれる溶解性有機物を減少させる必要がある。下水の高度処理では、その工程中でろ過処理の目標とする水質が決められるが、通常は浮遊物、BOD を対象にして除去率

60% 以上の範囲で評価される。本工程では、PO₄-P の除去と濁質除去に重点を置き、その他の NH₃-N, TC, TOD は全工程におけるろ過処理段階での参考資料として測定したものである。実験結果について考察すると、PO₄-P の除去および濁質除去については良好な結果が得られた。濁質除去については、洗浄原因が濁度によるものの方が、流入水濁度、ろ過水濁度とも高く、また除去率も低かった。PO₄-P の除去についても除去率を除いて、同様の結果を得たが、数値的にも濁質と似たような傾向を示していることから、ろ過水において PO₄-P 濃度の高い方はその多くが、除去されなかった濁質中に含まれていると考えられる。NH₃-N, TC, TOD はろ過処理後、濁質に関係なく、ほぼ一定値を示しているため、溶解性のものと考えられる。

AWT プロセスに於けるろ過工程の位置づけは、二次処理の最終か、または高度の処理のための中間プロセスとして用いられる。いずれの場合にも要求されることは、ろ過水質を基礎としたものであり、その水質を得るためには、ろ過すべき水の流入特性と浮遊物特性(濃度、粒子サイズの分布と表面の性質 etc) の評価が必要となる。本中間試験のろ過処理では、活性汚泥フロックおよび凝集によるリン酸塩フロック等の浮遊物特性の検討が不十分な面があり、実操業で障害がみられ、事前調査の必要性が認められた。ろ層の構成におけるろ材粒径、ろ層厚等については、差圧測定(3ヵ所)の時間経過曲線から、ろ層の有効利用度が $\frac{1}{2}$ であることが推察された。これらから、凝集沈澱処理を前段に入れる場合は、処理としてのスラッジ量の増加が予想され、さらに凝集処理効果が適正でない場合、過剰のスラッジ流入も考えられる。これらに対処するためには、ろ層の抑留能力が大きく、かつ十分な生産水量の得られるろ層構成およびろ材粒度、ろ層厚等の検討が必要であり、ろ層の複層化(アンストラサイト、ろ過砂)等が考えられる。現場における運転方法については、全操業が 1 日 8 時間運転を原則とした。

1 シリーズにおけるろ過持続時間はその積算である。操業上ろ過塔が 2 基設置され、交互に使用したが、1 基は常に予備としてスタンバイした。毎日の運転開始時、セットしたろ過流量測定用電磁流量計の弁が急激に開くので、運転初期には、ろ層中のスラッジの漏洩がみられ、ろ過水濁度設

定値を越えることがしばしばあり、ろ過塔が変わった。これらから運転初期では、計測機器等は定常化するまでリセットし、マニュアルで行い、処理水はバイパスを通して放流する必要がある。また重力式ろ過塔を用いたので、運転時間が翌日にまたがり、運転休止中、凝集沈澱処理水中に含まれていた未フロック部分が熟成してろ層表面に沈澱し、被覆しており、これらによる障害の除去について考える必要がある。また、ろ層の表層部は逆洗により細かい粒径のものが堆積するので操業中は時々、少し粗めのろ材と置き換える必要がある。

2・4・4 オゾン処理工程

オゾン処理工程は本 AWT プロセスの最も主要な工程で当所独自の技術やアイデアが随所に取り入れられており、中間試験はこれらの技術やアイデアの実用性の評価をすること、更に理想的な AWT プロセス確立のための技術的資料や知見を得ることで以下の様な具体的目的を達成することである。すなわち、

- 1) ゲルクロマトグラフィによる分子量分画パターンをプロセスパラメータにして設定された凝集—オゾン—ゼオライト—活性炭の組合せよりなる物理化学処理のプロセス効果
- 2) オゾンクローズドループ型オゾン処理システムの評価
- 3) 反応吸収の立場から見た気—液接触方式
- 4) AWT に於けるオゾン利用の意義
- 5) AWT プロセスの経済評価

などである。以下に項目についての考察を述べる。

- (1) 分子量分画パターンのプロセスパラメータとしての評価

AWT プロセスに限らず一般に最適プロセスを得るための単位操作の選択やレイアウトの決定には、プロセス工学的手法により理論的に解を求めることが出来れば最も望ましい。しかし、下水や工場排水の様に水質組成が複雑多成分でかつ相関性や規則性が見られない系では、理論的取扱いは不可能で、経験的に最適化を計らなければならない。このことは水処理システム共通の宿命的問題で、多くの種類の AWT プロセスが現在なお研究され試験されている所以である。本中間試験もその一例であるが、プロセス最適化の経験的パラメータとして先に述べた分子量分画パターンを利用し、単位操作やレイアウトを決定したのが特徴である。

図 2-1 に示した様に二次処理水の高分子炭素化合物グループ(主として多糖類)はオゾン処理 30 分で完全に消滅し、かわりに第三の低分子グループ(重炭酸塩および窒素化合物)が増加している。同図はノーマライズされているので物質収支は図の面積から計算出来るが、これによると TC(全炭素)で表現される物質がオゾン処理によりかなり不足している。これらのことからオゾンは高分子を切断して低分子化させる作用が強く、生成した低分子化合物の一部はオゾン処理のばつ気作用によりストリッピングされると推定される。オゾン処理水を天然ゼオライトで処理すると、図に示す様に第二グループおよび第三グループの TC 成分が減少する。このことはオゾンにより切断され、低分子化された物質のうちゼオライトの網目構造を通過し得る程度(4 Å~10 Å)の大きさのものが吸着除去されたものと考えられる。さらにゼオライト処理水を粒状活性炭をつめたカラムに通過させると、処理水中には TC 物質は完全に消滅している。

この様にオゾン—ゼオライト—活性炭の順序によるプロセス効果が有機物質の除去について得られたが、さらにこの効果を証明するために上の順序の各処理水に含まれる COD の活性炭に対する吸着性を調べた結果を図 2-4-2 に示す。使用活性炭は中間試験で用いたビーズ状活性炭でバッチ法により 15 時間振とう機付き恒温槽で吸着させ、平衡に達した後 JIS 法により COD 吸着量を求めたものである。図よりわかる様に、二次処理水を直接活性炭に吸着させると活性炭に吸着されない COD が約 30% 存在する。これに凝集処理、オゾン

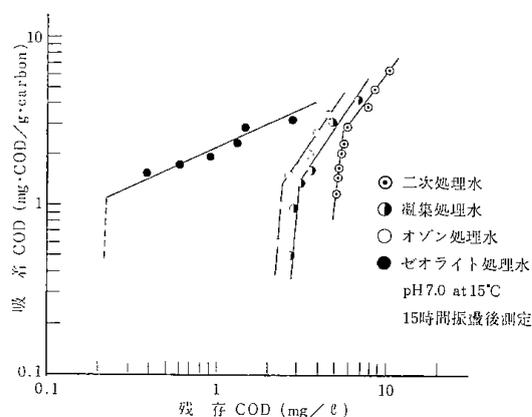


図2-4-2 活性炭に対する各工程処理水中の COD の等温吸着

処理，ゼオライト処理を順次加えて行うに従い COD の吸着は良好となり，特にゼオライト処理水はほぼ完全に吸着される。後藤³²⁾らは下水排水処理に活性炭を用いる場合，活性炭の吸着特性は水中の高分子量成分が活性炭細孔内に吸着されることにより，他の成分の細孔内拡散を妨害する要因が増加し，吸着特性が阻害されるという仮定に基づき限外ろ過膜を用いて下水，排水の分子量分画を行い分子の大きさと吸着特性の関係を調べた結果，吸着速度は分子量 10,000 以上の成分を除去することにより 10~15% 増加し，飽和吸着量は分子量 10,000 または 30,000 以上の成分を除去することにより，増大することが認められ，特に吸着を阻害する成分としては分子量 30,000 以上のものであると報告した。また，中野³³⁾らもポリエチレングリコールを用いて吸着質の分子量が活性炭吸着性におよぼす影響について調べた結果，重量基準の飽和吸着量 g_{∞} (g/g-C) は分子量が増大するにつれて増加する傾向を示すが，モル基準の飽和吸着量 g^* (mmol/g-C) は分子量 150 または 300 の場合もっとも大きく，更に分子量の増大によって総活物質移動係数が小さくなり見かけ上吸着されにくい傾向を示すことを報告した。さらに，鈴木³⁴⁾らは吸着阻害を起こす高分子成分の切断にオゾンが有効であることを報じている。これらの報告は本実験の結果を裏付けていると思われる。以上のような基礎実験で得られたプロセス効果は，中間試験に於いても発揮され満足な結果を得ることが出来た。すなわち，1) ゼオライト工程では表 2-16 に示した様に TOD が予想以上に除去された。2) 従って活性炭に対する負荷量も大幅に軽減され，中間試験と併行して行った小型カラムによる破過試験によると 1 m^3 の活性炭は約 $20,000\text{ m}^3$ のゼオライト処理水を処理し得ることが推定された。しかも処理水の水質は COD や TOD に関しては極めて上質 (COD, 2~4 ppm, TOD, 10~20 ppm) で飲用水基準をはるかに下回っている。カラム試験 (活性炭層高 1 m, 上向流速 5 m/hr, 破過点 $C/C_0 = 50\%$) は二次処理水および各工程処理水について行ったが，平均流出 COD は二次処理水 19~26 ppm, 凝集ろ過水 9~12 ppm, オゾン処理水 6~11 ppm, ゼオライト処理水 2~4 ppm でこの結果から見てもプロセス効果が裏付けされる。3) オゾン添加量および反応時間が大幅に節約出来た。本プロセスではオゾ

ン処理工程で COD や TOD 成分を完全に分解する必要はなく，ゼオライトや活性炭に吸着し得る程度に高分子量成分を低分子量化できれば良いので，オゾン接触時間は 30 分，添加量は $20\text{ g} \sim 30\text{ g} / \text{m}^3$ (処理水) であった。この様な結果を近年米国 EPA. Blue Plains パイロットプラントで行われた大規模な中間試験結果と比較して見る^{34,35)}。この中間試験はオゾン処理による COD の除去を主な目的として行われたもので，7 種類の高度処理水および二次処理水をそれぞれオゾン処理の流入水として比較検討している。すなわち，オゾン処理工程は AWT プロセスの最終工程として用いているのが特徴である。オゾン接触法は気-液接触時間 10 分のインゼクション型カラムを 6 基直列に連結し，オゾンは各カラムに並列に送り込まれる。従って処理水のオゾン接触時間は 60 分である。この様にして行われた試験結果の一例を図 2-4-3 に示す。図中 MC は生下水に石灰と鉄またはアルミニウム塩を凝集剤とした凝集処理水で，UN は酸素ばつ気による活性汚泥処理水である。いずれの場合でもオゾン処理 60 分では COD 除去率は 50% 程度にすぎず，処理水の水質は良好でない。図 2-4-4 は UN 処理水を実験室で長時間オゾンと反応させ COD の除去効果を調べたものであるが，図に示す様に反応時間 1000 分を過ぎても残存 COD は 10 ppm 以上であり，オゾン処理のみで COD を除去することが実用的でないことがわかる。Blue Plains の中間試験は，この様に COD の除去については不成功であり，その原因は安易なブ

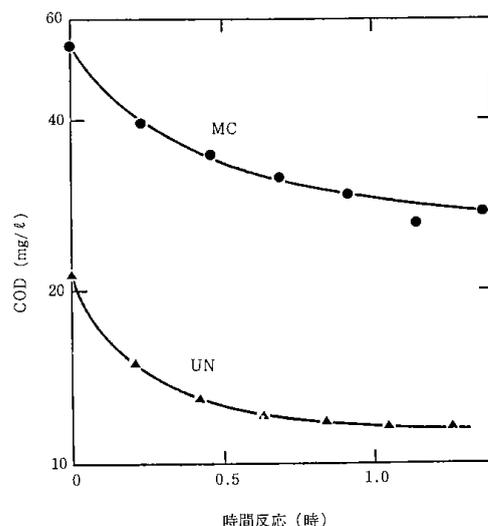


図2-4-3 オゾン処理による COD 減少曲線の代表例 (EPA Blue plains 中間試験)

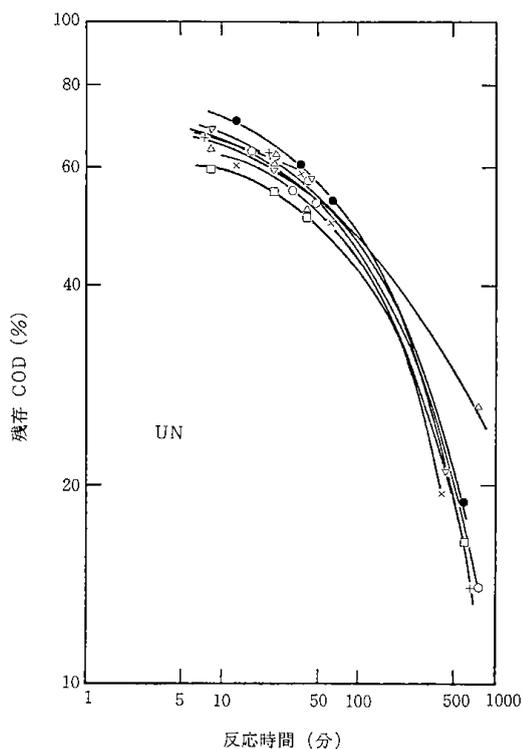


図2-4-4 長時間オゾンによるCODの減少
(EPA Blue plains におけるバッチ試験)

プロセスの設定である。しかしながら、この中間試験でオゾン処理の実用化に関する多くの技術資料が得られ、この分野の今後の発展に貢献する所大なるものがある。

本プロセスの問題点は後殺菌の必要性である。先に述べた様にゼオライトや活性炭に元来附着していた菌類または下水処理場でこれら吸着剤の貯蔵期間中に繁殖した大腸菌や一般細菌により最終処理水中に菌体流出すること、および、水中の残存オゾンはすでにゼオライト工程で分解消滅しており、従ってゼオライトおよび活性炭槽内および最終工程処理水中には殺菌剤が存在せず容易に汚染される状態になっているためである。後殺菌には塩素を使用しても良いが、再生水の使用目的によっては腐食や残留塩素による二次的弊害の要因ともなるので出来ればオゾン殺菌が望ましい。図2-4-5にそのプロセスの一案を示す。これは排オゾン回収装置により回収オゾンを活性炭処理水に接触させる方法で、オゾンの殺菌がほぼ瞬間反応であること、殺菌に要するオゾン量は5 ppm以下で十分であるなどの事実から接触時間5分のインゼクション型カラムが適当である。

(2) 排オゾン濃縮回収方式によるクローズドループオゾン処理プロセスの評価

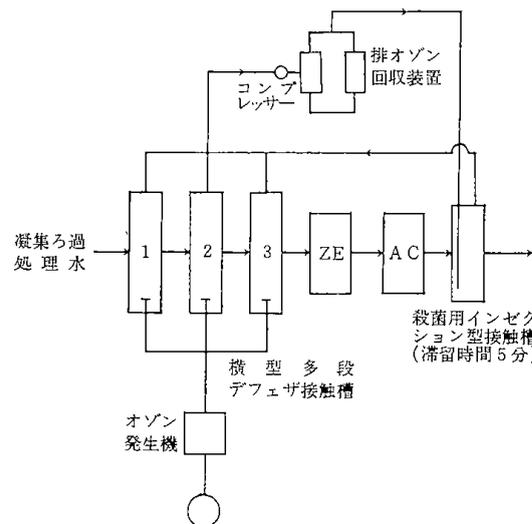


図2-4-5 後殺菌を含めたオゾン処理プロセス

二次処理水のようなオゾンとの反応物質が量的に少ない系では、どのような気-液接触装置を用いてもオゾンの吸収率をある限度以上に改善することは不可能である。一般にオゾンの吸収率は気-液流量比(G/L)と接触槽内の気相中のオゾン分圧によって定まり³⁶⁾、純水に対するオゾンの吸収率は図2-4-6に示す様にG/Lの増加と共に急速に減少する。一方、オゾン発生機で生成するオゾン濃度に限度(原料ガスの数パーセント)があり、オゾン要求量が供給オゾン濃度を上回る系では、要求量に見合うオゾンを供給するにはガス流量を増大するより他に方法がなく、従ってG/Lの増加により吸収率が減少する結果となる。しかし、処理水中にオゾンと迅速に反応する物質が多量に存在する場合(ある種の工場排水など)は、供給オゾンは反応に消費されて吸収率は増大する。しかし、二次処理水の場合は反応成分の濃度から見て、吸収は純水モデルに近似されると考えられるため吸収率は $G/L = \frac{1}{2}$ で50~70%程度である。吸収率を改善するためには大別次の方法が考えられる。

- 1) 高濃度オゾン発生法の開発
- 2) 未反応オゾンの利用

1) は高濃度のオゾン発生法を開発してG/Lの減少をはかり吸収率を高めようという考えであるが、このためには新しい原理によるオゾン発生機の開発またはオゾン濃縮法の開発が必要である。最近、新型の高周波オゾン発生機が国内で開発され、従来の数倍の倍の高濃度オゾンを生成し得ることが報告された³⁷⁾が現在なお試験段階である。

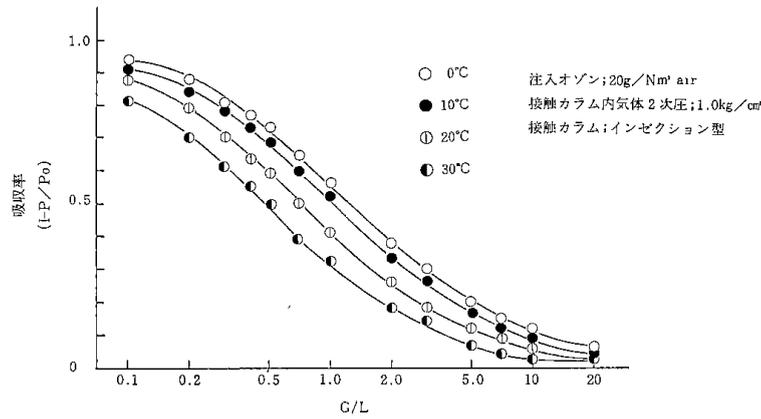


図2-4-6 純水に対するオゾンの吸収に与える気-液流量比の影響

現在、無声放電型オゾン発生機で高濃度オゾン生成する方法は、原料に酸素を用いることで空気に比べ約2倍の濃度を得ることが出来る。しかし、原料酸素が比較的高価なため、酸素のリサイクル使用が米国や西ドイツなどで行われている。オゾン濃縮には主にシリカゲルに対するオゾンの吸着特性を利用する方法が検討されている。Cook³⁸⁾等の実験によるとシリカゲルに対するオゾンの等温吸着特性は次表に示す様に低温になるほど増加する。

シリカゲル 100 ポンドに対する
オゾン吸着量 (ポンド)

温度 °C	10.3mmHg	15.9mmHg
25	0.042	0.068
0	0.092	0.146
-10	0.13	0.21
-40	0.45	0.72
-70.5	3.0	4.5
-90	6.0	8.0

シリカゲルに対する吸着の他の方法は、著者等が今回の中間試験で試みた等圧吸着特性を利用することでありこれに関しては後述する。2)についてはオゾンの利用効率を高めるためばかりでなく排気ガス中のオゾンによる大気汚染防止のためにも意義があり高濃度オゾン発生機や濃縮法の開発実用化が早急に望めない現状では重要な課題である。未反応オゾンの利用法は原理的には1)で述べたシリカゲルなどに対する吸着特性を利用することが最も妥当であると考えられる。すなわち、等温吸着を利用する場合は排ガス中のオゾン低温で吸着させ、使用時には加温して脱着させ乾燥空気などをキャリアーとして気-液接触装置へ送り込む方法である。しかし、この様な熱サイクル方

式の最大の欠点は排ガスの除湿である。オゾン接触槽を出た排ガスの水蒸気はほぼ飽和に達しており且つ微細な水滴も含まれているので吸着工程の所要温度の露点迄除湿しなければならない。たとえば、設定温度が -50°C とすると除湿の方法はまず冷凍除湿で $-10^{\circ}\text{C} \sim 20^{\circ}\text{C}$ 露点迄下げ、次いで吸着除湿(ゼオライトまたはシリカゲル使用)で目的温度の露点迄下げる二段除湿が一般に用いられているがこれらの設備費がかさむこと、吸着除湿工程で排ガス中のオゾンが吸着または分解してロスすることなどが最大の欠点となる。また、加温によるオゾンの分解も考えられるのであまり実用的ではない。一方、等圧吸着を利用する場合は加圧吸着、常圧脱着のサイクルで行い、接触装置へのオゾン供給には熱サイクル同様乾燥空気などをキャリアーとして送り込む。この際キャリアーガスの流量を加減することにより任意のオゾン濃度が得られる。圧サイクル利用法は熱サイクルに比し経済的であり熱分解も起こらずまた爆発等の危険性もなく実用性に富んでいる。しかし、シリカゲルによるオゾンの自己分解が若干見込まれることおよびオゾンを含む排ガスの加圧法が問題である。本中間試験では前述の理由から圧サイクルによるオゾン循環システムについて特にオゾンの物質収支の立場からこのシステムの評価をすることにした。

圧カスイングサイクル吸着に関する研究は数少なくTurnock³⁹⁾らにより二工程系の理論解析が行われ、また河添等は各工程に於ける動的特性を数量的に把握して、装置設計の指針を与えることを目的として理論解析を行っている。^{50,51)}本中間試験に使用した圧カスウイングサイクル吸脱着装置の設計は、これらの報告を参考にベンチスケー

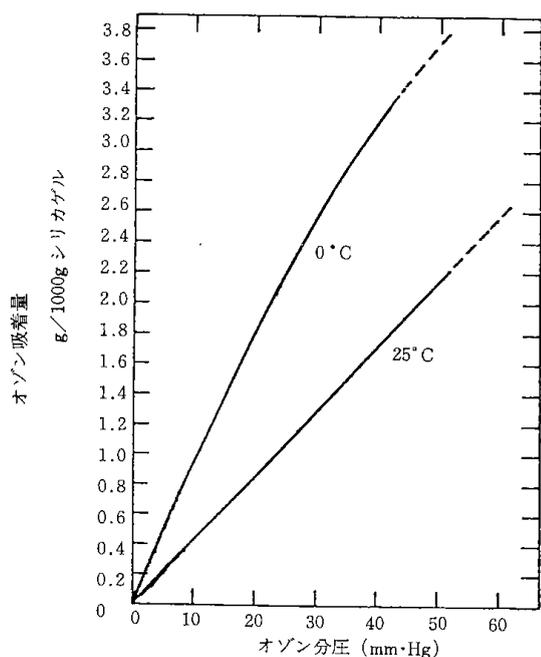


図2-4-7 シリカゲルに対するオゾンの等温吸着
(0°C, 25°C, 全圧1気圧)
(G.A. Cook'等)

ルの実験を行って決定したが、基本的な設計基準は以下の様に算出した。

吸着工程に流入するオゾン流量：70g/10Nm³

オゾン分圧：26mmHg

25°C に於ける平衡吸着量：

0.11gO₃/1 kg (シリカゲル)

(図 2-4-7 参照) オゾン流入速度：0.4g/分

今、吸着工程を3分とすると流入オゾン量は1.2gであり、これを6気圧に加圧して全量を吸着させるに必要とするシリカゲルの量は2kgとなる。以上の様な計算および実験結果からシリカゲル充填量2kg、吸脱着工程所要時間各3分間、吸着工程圧力6kg/cm²の基本設計基準が得られた。使用シリカゲルは球状白色気体乾燥用である。以上のような基準で設計試作された圧カスウイングシステムを用いて中間試験を行った結果は、表2-3-11に示したようにオゾンの回収率は満足すべきものであった。本実験の計測精度(±5%~±10%)内ではほぼ完全な物質収支が得られ、シリカゲル内でのオゾン分解量は精度以内であった。

次に本中間試験を通して得られた技術的知見や問題点などを羅列する。

1) 回収オゾン濃度の脈動およびその平滑化

吸一脱着スウイングを間欠的に繰り返しているため、回収ガス中のオゾン濃度が脈動することは避けられないがあまり濃淡の周期や振幅が大にな

るとオゾン処理効率に悪影響をおよぼすので平滑化について考慮する必要がある。本試験では容積約100ℓのステンレスタンクに回収ガスを導いて平滑化をはかったが効果は全く見られなかった。この対策としてはスウイング周期の短縮(1分程度)、大容量の緩衝タンクの設置などが考えられる。

2) 耐腐食性コンプレッサーの必要性

排ガスは高湿度のためガス中のオゾンは金属に対する腐食性が強い。本中間試験ではこれを避けるためテフロンダイアフラムポンプを使用したが高価な上に発熱性で全く実用性に乏しい。ステンレススチール製の大容量コンプレッサーの製造が望まれる。

3) 簡便な除湿法の検討

排ガスは水蒸気が飽和し且つ微細な水滴が含まれさらにコンプレッサーにより温度が高くなっている。このような状態ではシリカゲルの吸着効率の低下を招くので、あらかじめ冷凍除湿法で露点0°C程度に除湿する必要がある。とくに排ガスの冷却はシリカゲルの吸着量に直接影響を与えるので圧カスウイング吸着システムの設計にあたって考慮すべき重要な課題である。

4) エアフィルターの必要

排ガス中にはときどき微細な塵埃や固体が混入し、システムの逆止弁や電磁(動)弁の作動に妨害を与えることがあり本試験中にもしばしば経験したことである。以上の問題点は技術的には容易に解決し得るもので、中にはむしろ常識になっているものもあるが中間試験から得た経験として述べた次第である。この様な問題が解決されて理想的な圧カスウイングオゾン循環型クローズドループシステムが出現した場合、このシステムの評価を他のクローズドシステムと比較して以下に述べる。他のクローズドループシステムの代表例は米国で発案された酸素循環システムである。その代表的フローシートを図2-4-8に示す。このシステムの基本的な考え方はすでに述べた様に高濃度のオゾンを生じG/Lを小さくしてオゾンの吸収効率を高めるため原料ガスに酸素または高酸素濃度空気を使用し高価な酸素を回収し循環利用するものである。図の酸素リサイクルシステムでは原料ガスに液体酸素を気化させて使用するもので、高酸素濃度空気システムでは近年開発された特殊ゼオライトの特異吸着性を利用して空気中の酸素を圧

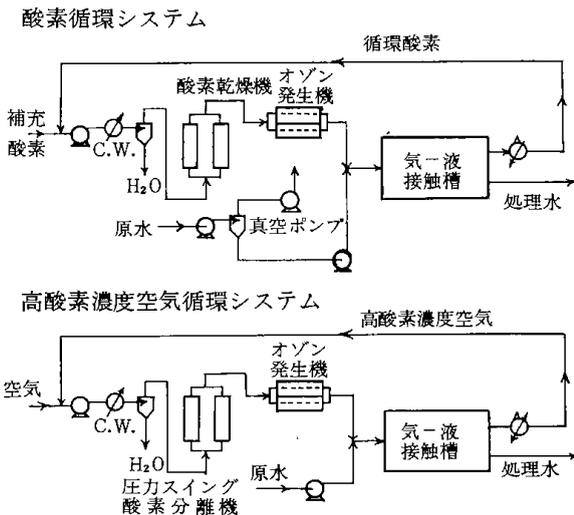


図2-4-8 酸素循環型オゾン処理システム

カスウイングにより連続的に分離濃縮する方法を利用して高酸素濃度の空気(酸素濃度80%以上)を生成しこれを原料とするものである。両システム共に工程のフローが図より容易に理解し得るので説明は省略するが米国では特に後者のシステムを以下のように評価している。

1. 空気中より連続的且つ経済的に酸素を分離濃縮し得る。
2. 循環ガス中の窒素や二酸化炭素の分離
3. 循環ガスを高度に乾燥し得る。
(露点-75°C)
4. 循環ガス中残存オゾンの接触分解

このプロセスの最大の問題点は残存オゾンの分解である。原料ガス中に残存オゾンが存在することはオゾン発生機の効率を損い、また発生機の保持上好ましくないので高価な酸素を循環使用する場合は残存オゾンを分解除去することが必要であるが、先に述べたように二次処理水に対するオゾンの吸収率は70%程度で約30%がリターンガス中に残存することになりこれを分解することは経済上極めて不利である。著者らは当初からAWTに於ける酸素リサイクルのこのような非実用性を指適しオゾンリサイクルシステムを開発したがその特徴を酸素リサイクルシステムと比較すると以下のようになる。

1) 原料の経済性

空気を原料にするため原料費はコンプレッサー電力のみで極めて経済的であり、従って使い捨てのワンパス使用が可能。

2) 気-液接触装置の簡易化

酸素リサイクルシステムではオゾンの吸収効率

を高める必要から高性能の気-液接触装置の設計が要求され時としてそれが複雑な構造になり且つ高価になる場合がある。一方、オゾンリサイクルでは未反応オゾン回収再生利用するため気-液接触装置に必要な接触時間さえ保持し得れば単純な構造でよく、特殊な設計を必要としない。

3) 回収オゾンの高濃度化

オゾンリサイクル系では脱着工程でキャリアーガスの流量をしぼることによりかなり高濃度のオゾン化空気を得ることが出来る。キャリアーガスは吸着工程で排気される乾燥空気が使用されその流量制御は容易である。酸素リサイクルではオゾンの濃縮は不可能である。

本中間試験より上記の特徴をほぼ満足する結果を得た。

(3) 二次処理水成分とオゾンとの反応

二次処理水の主成分であるCODまたはTOD成分(主として有機物質)のオゾンによる見かけ減少速度は図2-68に見られる様に反応初期に大きく次第に減少する。オゾンと二次処理水との反応は気-液不均一異相反応で図に示したような減少速度の速度論的解析は反応を伴うガス吸収理論に基づいて行わねばならない^{44,45)}。著者らは先にこのような考えを取り入れて、フミン酸を含む着色水のオゾンによる脱色に関する速度論的解析法を発表した⁴⁶⁾が、二次処理水のCOD除去についても同様の取り扱い方によりオゾン処理の反応過程を推察し得ることが回分試験結果明らかとなった。すなわち、気相中のオゾン(A)が無量大と見なせる程大量の液の中に含まれる反応成分B(CODまたはTOD)と反応しながら液境膜を通過して液本体中に拡散して行く場合、オゾンの吸収速度 N_A は定常状態の仮定のもとでは次式で表わせる。

$$N_A = K_L \frac{C_{Ai} \cdot \gamma}{\tanh \gamma} \dots\dots(1)$$

K_L ; 液境膜物質移動係数

C_{Ai} ; 気-液界面オゾン濃度

γ は次式で定義される無次元数

$$\gamma = \sqrt{k_2 C_B \cdot D_A / K_L}$$

k_2 ; $A + nB \rightarrow P$ の不可逆二次反応の反応速度定数, すなわち $\alpha_A = (\frac{1}{DA}) \alpha_B = k_2 C_A \cdot C_B$

D_A ; オゾンの液中の拡散係数

C_B ; 液本体のB成分濃度

反応がきわめて迅速で、液境膜内で反応が完結するとき反応が全て液境膜内で起こり、オゾンが液

本体に到達し得ない場合には $C_{AL} = 0$ となり

$$\frac{\gamma}{\tanh \gamma} \doteq \gamma \text{ と近似出来る} \dots\dots(2)$$

ふつう吸収速度は液中成分の変化量から求められるが、本条件のもとではオゾンの蓄積はないから(1)式は、

$$N_A = n \frac{\delta C_B}{\delta t} \doteq K_L \cdot C_{Ai} \cdot \gamma \dots\dots(3)$$

と書き改め得る。 γ の定義から

$$\frac{\delta C_B}{\delta t} = \frac{1}{n} \sqrt{R_2 \cdot C_B \cdot D_A \cdot C_{Ai}} \dots\dots(4)$$

(4)式は単位気-液界面積当りの吸収速度を表わしているからこれを単位液量当りに換算するため単位液量当りの気-液界面積 a を乗じると

$$\frac{\delta C_B}{\delta t} = \frac{a}{n} \sqrt{R_2 \cdot C_B \cdot D_A \cdot C_{Ai}} \dots\dots(4)'$$

C_{Ai} を一定として C_B に関して積分すると

$$\sqrt{C_{B0}} - \sqrt{C_B} = aK \cdot \sqrt{R_2} C_{Ai} \cdot t \dots\dots(5)$$

ここに K : 係数で量論数を含む、したがって、見かけ上の反応速度定数は次式で与えられる。

$$aK \sqrt{R_2} = \frac{\sqrt{C_{B0}} - \sqrt{C_B}}{C_{Ai} \cdot t} \dots\dots(6)$$

(6)式から次の知見が得られる。すなわち、気-液界面積を一定とする条件のもとに見かけの反応速度定数を求めると、その反応速度定数は反応系により一定値を与える。

回分式実験により TOD の減少速度を測定した結果では反応が迅速にすすむ初期段階では、試水量が有限であり、かつ、気-液面積も比較的大きいにもかかわらず、処理水中には溶存オゾンが確認出来ないこの段階では境膜内で反応が完結する迅速反応に相当するものと考えられ、(6)式が適用できるものと考えられる。実験結果を(6)式で整理した一例を図 2-4-9 に示す。試水は凝集ろ過水で種々の TOD 濃度に希釈調整し、オゾン注入濃度をパラメータにして図示したがいずれの場合でも反応後取分間 \sqrt{TOD} は直線的に減少し、その勾配は TOD の初濃度の如何にかかわらず一定オゾン濃度の注入ではほぼ一定であり、この段階は(6)式が適用し得る。すなわち、オゾンとの反応が迅速で、オゾンは境界面付近で消費される段階である。この段階をすぎたから溶存オゾンが液本体中に蓄積し始め、反応開始後 20 分を過ぎるあたりではほぼ一定となる図 2-4-10 従って、この段階では TOD 減少速度は次式の様に TOD 濃度に関し

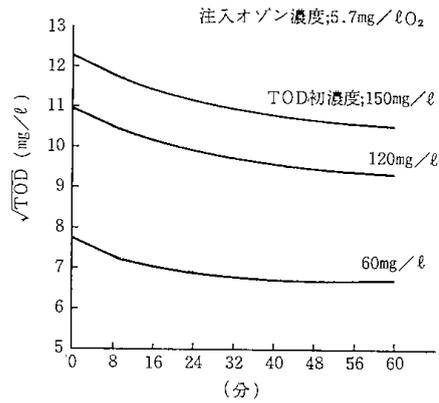


図2-4-9(1) 反応初期の除去曲線の整理

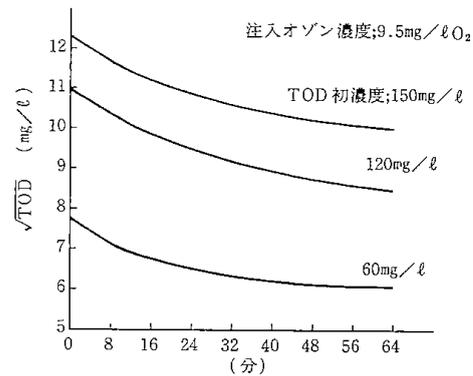


図2-4-9(2) 反応初期の除去曲線の整理

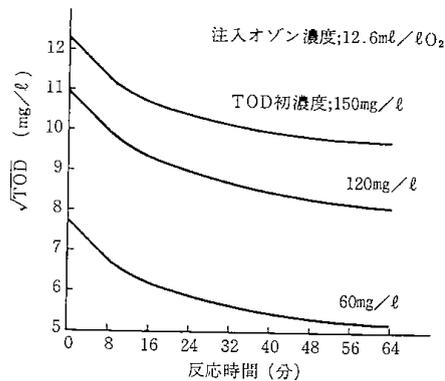


図2-4-9(3) 反応初期の除去曲線の整理

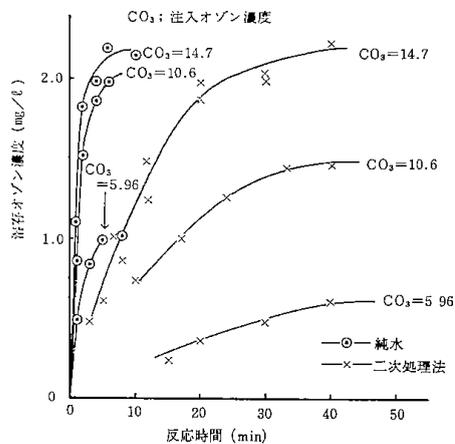


図2-4-10 二次処理水中への溶存オゾンの蓄積

擬一次反応として整理することが出来る。

$$\frac{d(\text{TOD})}{dt} = k(\text{TOD})^n \dots\dots\dots(7)$$

$$k = R_2[\text{O}_3] \text{ const}$$

擬一次反応として整理した結果は図2-4-11に示したように反応開始後30分以後ではオゾンの注入濃度を一定に保ったとき、TODの初濃度の如何にかかわらず同一の傾きをもつ直線が得られた。以上の結果から二次処理水のTOD成分のオゾンによる減少速度は大別3段階で進行する。すなわち、反応初期におけるオゾンは液中へ拡散する速度が律速または支配的な段階、反応が進行し溶存オゾンが液本体に蓄積し始める段階、そして溶存オゾンが液本体ではほぼ一定濃度となりTODの減少速度が擬一次反応として取扱える後期の段階である。従って、オゾン処理装置の設計および運転条件の設定に際しては、この様な段階を考慮する必要がある。すなわち、初期段階のためには接触装置内に強力な攪拌を与えかつ高濃度のオゾンを注入することが望ましく、それにはインゼクション型の接触装置などが適当である。中、後期段階用には塔内の攪拌は必要でなく、むしろ気-液接触時間を十分とれる様な装置が望ましく、また注入オゾン濃度も低い方が望ましい。気泡塔ではデフューザ型向流接触装置などが妥当である。中間試験装置にこの様な考えを基にして設計されたが前に述べた様にオゾン回収装置の容量不足のためOC-1(第1塔、インゼクション型、接触カラム)での注入オゾン量が不足し、初期段階での除去効果を十分発揮することが出来なかった。また、OC-2、OC-2(共にデフューザ型)では注入オゾン化空気の流量を正確に制御することが困難であった。すなわち、OC-3の注入量をOC-2の1/2以下制御し得れば吸収率はさらに向上したと思わ

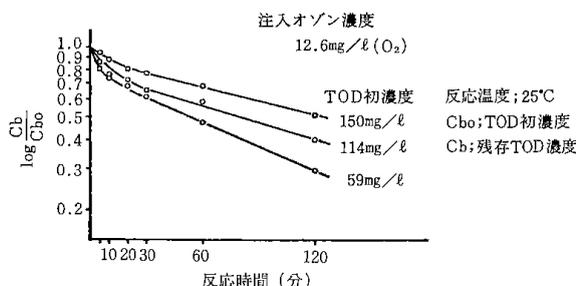


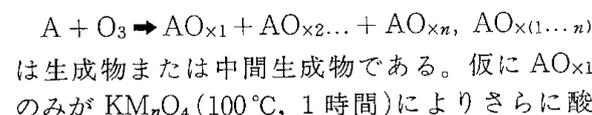
図2-4-11 オゾンによるTODの除去—擬一次反応としての整理—

れるが制御機構の制約によりなし得なかったため、排ガス中に未反応オゾンがやや高めに含まれる結果となった。以下に中間試験結果に対する考察を述べる。

オゾン処理全工程および各カラム内のオゾンの吸収率は基礎実験の予想通り G/L, 注入オゾン濃度, 負荷 TOD に影響された。すなわち、吸収率は負荷 TOD と注入オゾン濃度の比の対数値に対して相関性が得られた (図2-3-10, 図2-3-2, 図2-3-3)。ただし、OC-1の吸収率は100%である。一方、溶存オゾンはOC-2, OC-3に進むに従い増大し、OC-2, OC-3では前述の反応中期、後期の段階に相当することが予想される。(図2-3-18)

次に二次処理水のTOD, COD_{Mn}, TOCの相関性とこれらに対するオゾンの反応について述べる。図2-3-19に示した様に二次処理水のTOC, TOD間の相関はほぼ理論値に等しい、従って実験に使用したTOD測定装置の酸化率はほぼ100%であり、またTOD成分はほぼ炭素化合物であるといえる。また、COD_{Mn}-TOD間にも相関性が見られるが(図2-3-10これより計算するとCOD_{Mn}の酸化率はTODの酸化率を100%とすると10~20%であった。オゾン処理工程で除去されたTODと消費オゾン量の比、 $\frac{\Delta\text{TOD}}{\Delta\text{O}_3}$ は1/3~1/2以内であり平均約1.2であった。(図2-3-2)一方、除去CODと消費オゾンの比 $\frac{\Delta\text{COD}}{\Delta\text{O}_3}$ は図2-3-3に示す様に1/3~1/2の範囲に広がっているがほぼ1/3に収斂する傾向が見られた。TOD, CODは共に要求酸素量を表わしたものであるが、オゾンの反応量比が両者間に上の様な相違があるのは如何なる理由かを以下に推定する。

今ある成分のTODまたはCODの減少が消費オゾンによってもたらされたと仮定しオゾンの酸素原子1ヶがこの反応に関与したとすると $\frac{\Delta\text{TOD(またはCOD)}}{\Delta\text{O}_3} = \frac{1}{3}$ であり、3ヶの酸素原子が関与すると上の比は1/3になる。この観点から実験結果を眺めると $\frac{\Delta\text{TOD}}{\Delta\text{O}_3} \div 1$ すなわちTODに関してはオゾンの3原子反応、CODについては $\frac{\Delta\text{COD}}{\Delta\text{O}_3} \div \frac{1}{3}$ すなわち1原子反応と推定出来る。この差異について考えて見る、今、成分Aがオゾンと次式のような反応をしたと仮定する。



化されしかもオゾンの一原子反応生成物であり、 AO_{x2} 以下が安定な酸化物でもはや $KMnO_4$ では酸化し得ず、TOD 測定装置のごとき高温炉内で完全に酸化されるものとする。二次処理水の場合 ΔCOD は AO_{x1} 、 ΔTOD が $AO_{x1} + AO_{xn}$ の酸素量に相当することになり実験結果の説明がつく。このように TOD と COD の併用により従来オゾンの酸素 1 原子が二次処理水の有機物の酸化に関与すると³⁴⁾と考えられて来たことに対し、オゾンの酸素 3 原子が何らかのかたちで酸化に関与しているという新しい結果が得られ、今後オゾンとの反応解析などの研究上貴重な知見と考えられる。

次にこの様な考え考を基にして各カラム内でのこれらの成分の挙動を考察して見る。OC-1 では凝集処理水が最初にオゾンと 10 分間接触するがこの工程で残留する各成分の相関性は凝集処理水とほとんど近似している。(図 2-3-27~2-3-28 参照)しかし、この工程で除去された各成分の変化量については明瞭な相関性が見られないものもあり、また相関性も一様ではない。図 2-3-30 は TOD 減少量と吸収オゾン量の関係を表わしたが吸収オゾン量の低い領域で TOD の除去量が高くなっている。これは恐らく還元性溶存ガスや揮発性成分がばつ気によりストリップされたためと思われる。また、この段階では吸収オゾンが平衡に達してないため図 2-3-33 に示すように除去 TOC と吸収オゾンとの相関はまったく見られない。しかし、図 2-3-32 に見られる様に ΔTOD と ΔTOC 間にはやや相関性があり、この段階では有機成分が系外へ排除されていることがうかがえる。OC-2 ではさらに 10 分間オゾン処理が行われるが溢流水中の各成分の相関性は OC-1 処理水に類似している。(図 2-2-34, 図 2-3-36) また、この段階では ΔTOD と ΔO_3 の相関性が理論値に類似すること、 $\frac{\Delta TOD}{\Delta TOC}$ が理論値をはるかに低いこと、および ΔTOC と ΔO_3 間に全く相関性が見られないことなどから先に推定したように有機成分とオゾンとの反応は進行するが生成物や中間生成物は処理水中に溶存していることが推定される。(図 2-3-37, 図 2-3-39, 図 2-3-40 参照) OC₃ ではさらに 10 分間オゾン処理が行われるが、処理水中に残存する各成分間には図 2-3-41~図 2-3-43 に見られるように相関性が保たれている。また、図 2-3-44 に示したように ΔTOD と ΔO_3 との間には理論値を下回りながら相関性が見られること、 $\frac{\Delta COD}{\Delta O_3}$

の値がほぼ $\frac{1}{3}$ であることなどからこの段階では反応はなお進行中であることがうかがわれる。しかし、図 2-3-47 に示したように $\frac{\Delta TOD}{\Delta TOC}$ は理論値を大きく下回り、生成酸化物が水に溶存していることが示唆される。OC-4 はオゾン処理の最終工程であるがオゾンの注入はなく、溶存オゾンおよび残存ガス中のオゾンとの反応のみである。この槽の滞留時間は 30 分である。溢流水の残存成分相互の相関性は図 2-3-48~図 2-3-50 に示したように OC-3 にほぼ類似している。この工程においても反応はわずかながら進行するが各成分の除去量は微量で除去成分相互の相関性は図 2-3-51~図 2-3-55 に示したように全く見られない。また、この処理水中の溶存オゾンはほぼ消失している。

次にその他の成分とオゾンの反応について実験結果を考察する。図 2-3-56-1 および図 2-3-56-2 に各カラム出口に於ける濁度、pH を示したが図のようにこれらは日間変動や月間変動の振幅が大きく帯状のレンジとなっている。しかし、この図から解るように、オゾン処理が進行するに従って pH は増大し、濁度は減少する傾向を示した。この傾向については、Wynn ら^{34,35)}も同様な結果を報告しており、とくに pH の変化については流入水の pH が低くければ高くなる方向に、高ければ低くなる方向にいずれも中性に向かう傾向を示すと述べているが、この傾向の解明は未だなされていない。オゾンによる濁質の除去は濁質が活性汚泥などの微生物フロックに限られることから、オゾンにより微生物の細胞が破壊されるためと推定される。次に窒素化合物について述べる。二次処理水中の窒素化合物中 90% 以上は NH_3-N で他は結合窒素(ケールダール窒素)、 NO_3-N および微量の NO_2-N である。 NH_3-N とオゾンの反応については既に報告した⁴⁷⁾が、反応速度は pH に大きく影響され、pH 6~7 では見かけ上の酸化反応はほとんど進行しない⁴⁸⁾。中間試験結果を表 2-4-1 に示したがオゾン処理工程における NH_3-N の除去率は基礎実験で予測された通り良好ではない。しかし、本プロセスのようにオゾン処理の後に脱 NH_3-N 工程が組み込まれている場合は、オゾン処理工程での NH_3-N の酸化は出来るだけ抑制した方が得策である。何故ならば、 NO_3-N が増大すること、およびオゾン消費量が増大するからである。 NO_2-N の酸化反応は極めて迅速でほとんど瞬間

表2-4-1 オゾン処理によるNH₃-Nの除去

月	O ₃ (V)	凝集ろ過水 (ppm)	オゾン処理水 (ppm)	除去率 (%)
6	250	21.1	20.7	1.9
7	250	17.0	14.0	6.4
8	200	7.9	6.0	24.1
	250	19.7	16.0	18.8
9	200	12.1	11.2	7.4
	250	6.4	4.0	37.5
10	200	16.2	12.3	24.1
11	200	17.1	14.7	14.0
	250	17.7	15.1	14.7
12	250	31.5	29.6	6.0
1	200	46.8	31.1	33.5
2	250	47.4	20.8	55.8

(注) O₃ (V) : オゾン発生機一次電圧

反応と思われる。有機結合性-Nについては Gordiner⁷³⁾はオゾン処理60分で約50%分解されると報告している。オゾンの殺菌作用については古くから多くの研究がなされ、とくに塩素との比較検討がなされている。オゾンの卓越した殺菌作用が認められている^{49,50)}。初期にはもっぱら上水の殺菌に利用されたためこれに関する報告が多い^{51~55)}。二次処理水の殺菌に関する研究は近年その数を増しており、菌種による殺菌作用の差異やオゾン殺菌の経済評価など多面的に検討されている^{56~64,66)}。また、オゾンの殺菌効果を高めるために紫外線や超音波の併用についても報告されている^{61,65)}。いずれの場合でもオゾン数ppmの添加で完全に殺菌が行なわれることが証明されている。本中間試験でも図2-59に示した様に、OC-2の段階で100%殺菌されることが認められた。しかし、前に述べたようにオゾンの残留効果が極めて低いので活性炭工程で再び菌類が処理水に検出されたことは今後殺菌システムを考慮する場合の重要な知見となった。次にオゾンの消泡作用について述べる。洗剤を含む界面活性剤に対するオゾンの消泡作用について多く研究がなされ、オゾンがベンゼン環に作用しこれを開環させることが知られている。二次処理水にもしばしば発泡性が観測されたが界面活性剤の濃度は2ppm以下で要因は他にあると思われるが、オゾンにより消泡されOC-3の段階で井水と同程度となった。これは発泡性高分子成分のオゾンによる低分子化作用によるものと思われる。オゾンによる水中着色成分の脱色に関しては古くから泥炭水やフミン酸類に対する研究が知られている^{47~77,82)}。また、染色工場排水の脱色

処理に関しては著者らの研究がある^{48~81)}。これらの成分に対するオゾンの脱色作用は、顕著でありオゾンの水処理利用に対する大きな特色となっている。二次処理水の脱色に関して Nebel⁸³⁾らは染色工場排水の混入する下水二次処理水を対象にした中間試験によりPHAユニットの平均脱色率が80%であったと報告している。本中間試験では脱色に対する定量的な測定は行なわなかったが見かけ脱色速度は極めて大でOC-2の段階で無色となりその透視度は井水と同程度であった。また、オゾンはある種の悪臭成分の除臭に効果があり⁸⁴⁾、とくに上水中のかび臭の除去には優れた効果を発揮することが知られているので、わが国では上水のオゾン処理はかび臭の脱臭に限って使用が認められている^{86,87)}。新鮮な二次処理水はわずかな特異臭を有するがしばらく室温に放置すると腐敗臭を生ずる。しかしオゾン処理により完全に脱臭されオゾン処理水は長時間放置しても無臭であった。また、オゾンによるシアン化合物、フェノール類、農薬、その他毒性物質に対する分解無害化については既に知られているが、本実験に使用した二次処理水中には含まれていないのでこれらに関しては、割愛する。以上中間試験により得られたオゾン処理の効果について考察したが下水AWTに於けるオゾンの多目的利用性が実証され、特に上質な用水を再生する場合オゾン処理が最良の手段であることが認識された。

2・4・5 排オゾン処理

本中間試験はオゾンのクローズドループシステムが特徴であり定常の運転中はオゾンが屋外に排出することはないが、万一の故障やその他の要因による漏洩に備えて排オゾン処理システムを設置することが望ましい。排オゾン処理については従来次の方法が検討され使用されている。

- 1) 加熱または燃焼分解
- 2) 活性炭吸着
- 3) 薬品分解
- 4) 接触分解

1)は排オゾンを約400°Cに加熱するかまたは燃焼炉に導き酸素に分解または可燃成分を酸化して除去する方法であり、古くから英国などで使用されており、我国では尼ヶ崎浄水場でも使用されている。

2)は活性炭に吸除去する方法で主に西ドイツの各浄水場で見られる方法である^{88,89,90)}。しかし排

オゾン濃度が高いと発熱しはなはだしい場合は活性炭槽の燃焼、爆発の危険性もあるのでこの安全策にいろいろ工夫がされている⁹¹⁾。

3) は還元性薬剤溶液による還元処理である。薬剤にはパイボなどが検討されている⁹¹⁾。

4) は触媒を充填した槽に排オゾンを通し自己分解を促進させる方法で触媒には Mn(VII) などが有効である⁹²⁾。以上の方法にはそれぞれ得失があるので著者等はアルカリ溶液(NaOH 溶液)によるオゾンの自己分解を利用する方法を検討した⁹²⁾。オゾンの水中自己分解速度はアルカリ性になる程促進されることを利用したもので、原理的にはアルカリ溶液(NaOH)の組成は反応の前後で変わらないのでアルカリを循環使用する方法を検討したものである。基礎実験の結果、アルカリ溶液は5% NaOH が効果的であり、分解反応はガス側瞬間反応であること、反応の妨害成分中最も影響が大きいものは CO_3^{2-} であり、溶液中に2%を超えると分解速度は急激に低下することなどがわかった。この基礎データを基にして充填塔による排オゾン分解装置を想定し、装置設計に必要なデータを小型連続実験装置によって得ることにした。以下にその結果の概要を述べる。アルカリ中でのオゾンの分解速度がきわめて速く、アルカリ側に変化がないとすると、二重境膜説により分解速度(吸収速度)Nは気相抵抗に支配される。このような仮定の下ではNは次式で表わされる。

$$N = K_G a (P_{AG} - P_{Ai})$$

において、 $P_{Ai} \cong 0$

$$\therefore N = K_G a P_{AG}$$

また $K_G = k_g$

これらの関係から移動単位(NTU)、移動単位高さHTU、および塔高Zは次のように表わされる。

$$N_{OG} = \ln \frac{Y_1}{Y_2}$$

$$T_{OG} = \frac{G}{K_G a}$$

$$Z = N_{OG} \cdot H_{OG} = \frac{G}{K_G a} \cdot \ln \frac{Y_1}{Y_2}$$

但し、 Y_1, Y_2 は充填塔入口、出口のオゾン濃度、Gはガス流量、 K_G は総括物質移動係数、aは単位容量当りの気-液界面積をそれぞれ表わす。

図2-4-12に実験結果の一例を示す。図は $\ln \frac{Y_1}{Y_2}$ をZ/Gに対してプロットしたもので図の様に直線関係が得られた。これらの結果から、総括容量の係数 $K_G a$ を求めると、 $3.38 < K_G a < 3.62$ であっ

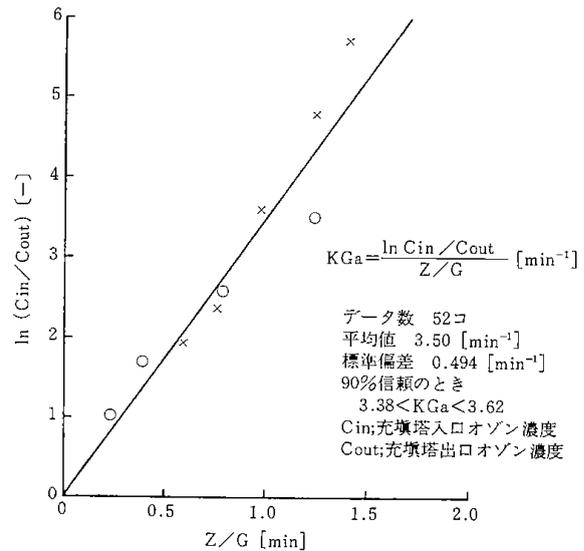


図2-4-12 充填塔による排オゾンのアルカリ分解

た。

以上の実験結果からアルカリ溶液によるオゾンの分解瞬間反応として取り扱うことが出来、充填塔の設計に当ってはオゾンの出入口濃度および排ガス流量が決まれば塔高が求められる。気-液流量比(G/L)には無関係であることがわかった。中間試験は塔高2mの充填塔を用いて行なった。充填物は外径5mm、長さ5mmの磁製ラツシリングである。試験初期には、ぬれの不十分な箇所が多くチャンネルリングを起こしたのでラツシリングをあらかじめNaOH 5%溶液に浸して充填した結果、上にあげた例と変わらない結果を得ることが出来た。5% NaOH 溶液は循環使用されたが空気中の CO_2 の吸収により除出に Na_2CO_3 が生成し、オゾンの分解速度に悪影響を与えるため濃度約1%に達した頃新しい溶液と交換した。使用済アルカリ液は凝集処理工程に於けるpH制御に用いた。

2・4・6 ゼオライト、活性炭工程

これらの吸着工程には Culp⁹⁴⁾らが開発したパルスベッド型吸着槽を用いた。ただし、吸着剤の補充、排出用のゲートバルブは独自の設計によった。パルスベッド方式の大きな特徴は、たとえば従来使用されている下降流式直列吸着塔(メリーゴーラウンド方式)などと比較をすると、装置がコンパクトで複雑なバルブやパイプ類が不要なので設備費が安上りで建屋などの占有空間が少なくすむことである。しかし、運転管理は必ずしも容易ではなくたとえば一度に排出、補充する量の決定や、また吸着剤の排出、補充が運転を止める

ことなく連続的に行なえることも特徴といえる。それをどの様な方法で連続的に行なうか、などの技術的問題がある。本中間試験ではゼオライトの交換は頻繁に行なわれたがすべて手動によるものである。すなわち、交換の予測は処理水の $\text{NH}_3\text{-N}$ のリーク量を目安にし、排出には容積一定の受け函を用い、補充には乾燥ゼオライトを計量して注入した。交換量の計量のため槽内に超音波レベル計を設置したが、排出時には吸着層表面が均一に降下せず中央部にすり鉢状にくぼみが出来ること、また、補充時には層表面の乱れにより表面レベルが計測し難いことなどの理由でほとんど使用し得なかった。今後一考を要するところである。排水補充操作にはゲートバルブを使用した但是这には圧縮空気により板状弁をガイドにそって水平に開閉させるもので弁は約5mmの鋼板製で先端が刃型になっている。使用当初弁を閉じる場合弁の先端の吸着剤が弁の動きとともに押出され弁を完全に閉じることが出来ず、水もれなどを引き起こしたがその後弁の刃を上向きにつける。弁受け部分を改良し押出されて弁受けに入って来た吸着剤を下に落とす、など種々改良を重ねた結果満足に作動する様になった。今後さらに改良を要するところである。以上のような技術的問題を解決すればパルスベッド方式は実用性の高い有効な方法であると思われる。国産天然ゼオライトに関する研究は数多く報告されている。わが国では東北、北海道の新第三紀中新世層に良質のゼオライト鉱物が産出し新しい資源として注目されその利用に関しても多くの研究がなされている^{94~97)}、特に秋田県本群二ツ井町附近には多量のクリノプチロル沸石が存在する。本多¹⁰⁰⁾らの詳細な研究によるとこの沸石は Na_2O に富みわが国で見出されたもののクリノプチロル沸石よりもアルカリ性に富みかつ高い塩基交換容量を持つ。次表に塩基交換容量測定の一例を示す。

試料	塩基交換容量 m, e/100g
二ツ井 1a	170.1
二ツ井 2	160.4
二ツ井 3a	142.0
二ツ井 A4	174.0
二ツ井 45-46	
福井県 知多	140.8
福井県 板谷	142.7

天然ゼオライトは米国にも多量に産するため利用研究が多くなされているが特に下水AWTの $\text{NH}_3\text{-N}$ の除去については再生法を含めて大規模な試験研究が行なわれている^{101,102)}。本中間試験の結果は図2-62~図2-65に示したように良好な $\text{NH}_3\text{-N}$ の除去ばかりでなく、TOD, COD, TOCの除去効果が得られた。しかし製品によってはイオン交換容量に差異があることが認められたので製品の選定にあたっては事前にイオン交換容量の測定が必要である。

2・4・7 処理費

本中間試験に用いた各装置は実験装置であり従って実用プラントの設計に当たっては種々改良すべき点があるのでスケールアップを含めた建設費の試算や評価は行わなかった。以下に主に本中間試験の結果に基づいたランニングコストの評価について述べる。但し、人件費、スラッジ処理費は除外した。

凝集ろ過工程はプロセス的には一体であり、凝集処理を行う場合は必ずろ過処理が付随する。従って相互の関係が運転費に与える影響は大きい。例えば凝集装置の設計不良または不十分な運転管理により微フロックの越流が増すとろ過工程に於ける表面洗浄、逆洗水量が増加し動力費の増加を招くことになる。本中間試験に於いてもその影響が明瞭に見られ、凝集処理工程でフロックの分離が良好な場合表逆洗水量は全ろ過水量の平均13%程度であったがフロックの分離が悪い場合は29.1%にも達した。ろ過流速は0.05m/分で運転を行ったがこれに対して表洗流速0.2m/分、逆洗流速0.54m/分とろ過流速の数倍となりこれに要する動力費も数倍となるため分離効率の良い凝集処理装置の設計が運転費の軽減のためにも望ましい。本中間試験に於ける凝集処理は主に脱リンを目的としたため凝集剤添加量がやや多量になったこと、二次処理水でのフロックの性状が悪いことなどがろ過工程に過剰の負荷を与え、且つスラッジ処理の問題を残す結果となったため、今後新しい脱リン技術によるAWTプロセスの検討が必要である。オゾン処理工程では電力消費量がランニングコストを決定する。原料ガスの除湿が理想的に行なわれた場合(露点 -40°C 以下)通常の無声放電型オゾン発生機のオゾン発生量に与える影響因子は1) 一次電圧, 2) 原料ガス流量, 3) 発生機内の冷却などである。

1)についてはオゾン発生機の使用周波数や電極間隙などの設計基準によって異なるが、一次電圧とオゾン発生量との間に比例関係が成り立つ領域があり、実用使用電圧はその領域内で決められる。2)については原料ガスの流量の増加と共に単位時間の発生量が比例する領域があるがガス中オゾン濃度は当然低下する。3)については発生機内の温度は低い程オゾン発生効率上がるので少なくとも30°C以下に保つことが望ましい。この様にオゾン発生機の発生効率は種々の影響因子があるため目的のオゾン処理に必要なとするオゾン量やオゾン濃度がオゾン発生機にとって必ずしも最適条件とは限らない。本中間試験に於いては、基礎実験で得られた必注入オゾン量が30g/hrでありこれに基づいて計算すると処理水量5m³/hrとして150g/hrのオゾン発生機が必要である。従って定格150g/hrのオゾン発生機を設置したがこの定格ガス流量は12Nm³/hrであり定格通り運転するとG/L=2.5となり吸収率は極端に低下する。吸収率を高めるためガス流量をしぼると発生量が低下し、濃度を高めるため一次電圧を定格以上に高めると電力効率が低下する。オゾン処理にはこの様に条件が制約されるためオゾン発生機の公称性能を発揮することが二次処理水の場合には極めて難しい。本中間試験に於いても同様のことが認められた。図2-4-13は一次電圧とオゾン発生量の関係をガス流量をパラメータとして表わしたものである。使用したオゾン発生機の定格電圧は200V(50サイクル)であるが、定格電圧を越えるに従って発生量の増加が見られるがFGの低下と共に発生量が低下している。図2-4-14はオゾン発生量と放電電力の関係をガス流量をパラメータにして表わしたものである。図に示すように原料ガス流量が定格に近づく程オゾン1kgを生成するに要する放電電力も公称性能(約20KWH/kgO₃)に近づいているがガス流量が低下する程電力消費量が増大する。また低ガス流量で電圧を定格以上(240~250V)に高めると電力消費量は大幅に増大し定格性能の2倍以上の電力消費となる場合もあった。ゼオライト処理工程ではゼオライトの使用量が主なランニングコストとなる。現在産地からの輸送料を含め1トン当り約50,000円(札幌渡し)で活性炭の約1/6であるが使い捨て使用(ワンパス)では後に述べる様に処理費が高価になるので再生利用が望ましい、本試験では0.3Nアルカリ性NaCl

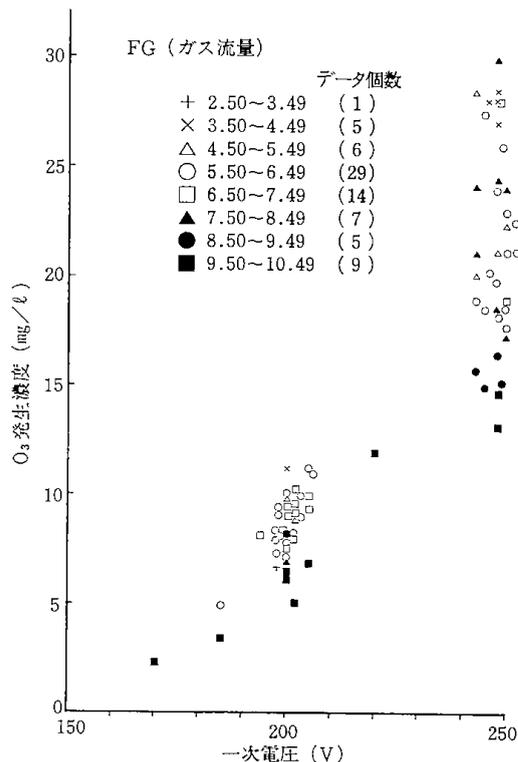


図2-4-13 オゾン発生量と一次電圧

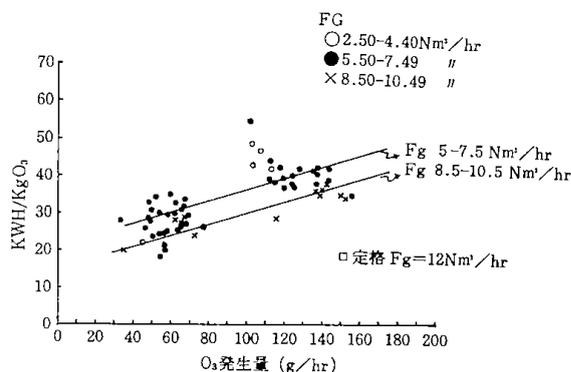


図2-4-14 オゾン発生量と放電電力

溶液による再生試験を行い再生ゼオライトの性能についても評価し一応の成果を得たが問題は再生液の処理である。これに対してはサイクロンなどによる再生液中のNH₃の分離および酸によるNH₃の集濃縮などが考えられるがなお技術的に研究の要する問題である。以上ゼオライト工程迄の薬剤費、電力費をワンパス処理とリサイクリング処理について試算した結果を表2-4-2に示す。又各工程の使用電力については別資料に添付した。計算の根拠となった電力費が薬剤費は共に昭和53年1月現在の大口価格である。オゾン処理費の算出は表の備考に示したように負荷TOD 80 ppm, オゾン吸収率70%, 除去TODと吸収オゾン

表2-4-2 処理費試算例

	凝集ろ過 処 理	オゾン処理		吸着処理		備 考
		リサイクル	ワンパス	ゼオライト ワンパス	ゼオライト リサイクル	
電力消費量 KWH/m ³	0.37	1.56	1.2	0.97	0.97	オゾン処理所要電力計算基準。 (1) n=70% (2) avg. TOD=80ppm (3) $\frac{\Delta\text{TOD}}{\Delta\text{O}_3}=1.5$
投 剤 量 g または kg/m ³	PAC; 18.9g as Al ₂ O ₃ NaOH 22g			ゼオライト 1 kg	NaCl 7.0g NaOH 0.9g	PAC (Al ₂ O ₃ 10% soln.) 35円/kg NaOH; 40% soln 70円/kg NaCl; 23.5円/kg
費 用 円/m ³	10.6	15.6	12	50	0.16	
総 計 費 円/m ³	リサイクル ワンパス			25.76 72.6		

量比1.5の条件で行った。オゾン処理でリサイクリングの処理費がワンパス処理費を上回った結果となっているのは、この規模の試験ではオゾン回収用の電力費がかさむためであり、スケールアップにより効率のよいコンプレッサーが使用し得るので処理費はワンパスを下回ると思われる。本表では活性炭吸着工程の処理費について記載がないがこれは前に述べたように本中間試験期間を通して活性炭が破過点に達せず中間試験結果を基にした試算が出来なかったためである。しかし、中間試験と並行して行ったカラム実験によりおおよその検討がつくので以下に述べる。カラム実験の結果より推定される活性炭1m³の処理水量は約20,000m³である。このように活性炭の負荷量が大幅に軽減し得るのが本AWTプロセスの大きな特徴であるが、良質な粒状活性炭の大口価格は500,000~600,000円/m³と高価であり、活性炭のワンパス使用では処理水1m³の処理費は25~30円となり経済的ではないので再生利用する必要がある。活性炭の再生には現在もっぱら熱再生方式が用いられており、再生費は約10,000~15,000円/m³である。再生率は90~95%で現在の再生技術でも実用性はあるが、エネルギー事情の逼迫や再生工場より排ガス処理などを考えると今後なお技術開発の必要とする分野である。最近活性炭の再生に微生物の浄化作用を利用する湿式再生法が研究されている^{103~105)}。とくにAWTの場合活性炭吸着物は炭素化合物や窒素化合物が多くこれらは微生物の栄養源でもあるから水中で微生物の酸化作用で再生し得ることも可能でありこの技術が確立すれば活性炭リサイクルシステムによるAWTプロセスが可能になり注目

される。以上中間試験を通してオゾン処理によるAWTプロセスの処理費を検討した結果スラジ処理費や活性炭工程の費用を除き、リサイクル処理では約26円/m³、ワンパス処理では約73円/m³となり、また再生水が飲用水基準にほぼ合致する良質水であることから見て活性炭処理費を加えても実用性の高いプロセスであることが認められた。

2-5 結 言

下水二次処理水による環境汚染防止と、ひっ迫しつつあるわが国の水資源の確保を目的に多年当所で研究を続けて来たオゾン処理に関する知見に基づいて提案された新しいAWTプロセスについて実用性の評価を中間試験により行ない前節迄に述べた様な多くの知見や成果を得た。これを要約すると以下ようになる。

1) AWTにおけるオゾンの効用は多目的で特に有機物質の除去にはゼオライト又は活性炭との併用により一層の効果を発揮すること、すなわちオゾン—ゼオライト、オゾン—活性炭の併用はAWTに於ては不可欠のプロセスであり、これ以外のオゾン利用はオゾンの本来的効用を著しく損なう結果となることが確認された。

2) 再生水の水質は極めて良質であり飲用水基準と比較しやや塩類濃度が高い程度で現在の脱塩技術を併用すると純水に近い水質が得られるが現在の水事情では下水の飲用化までは要求されていないので現段階では十分用水として使用し得る。

3) 本プロセスに対する経済評価をランニングコストについて行った結果、オゾンおよびゼオライトリサイクリングシステムでは活性炭処理を含め約50円/m³であり処理水の水質と比較すると安

価な処理費であることが認められた。次に AWT に関する問題点について列挙する。

1) 処理水の公衆衛生学的安全性の証明

さきに下水の飲用水化については未だ必要とする時期ではないことを述べたが現在飲用水に混入して居るケースは大都市で多く見られる。その代表的例は淀川流域である。現在大阪、尼ヶ崎の上水源として淀川を使用しているが上流の京都市の下水処理水はすべて淀川に集まる。このような水の長期飲用による生体内への影響については今後の研究に待たざるを得ないが、この現状から見ても下水高度処理の早期普及が望まれる。しかしながら下水高度処理水の公衆衛生学的安全性の証明は現在の分析技術のレベルでは極めて困難な問題である。今後微量有機成分の分析技術の開発、動物実験などによる長期飲用試験、などの安全性を証明する研究が必要である。

2) AWT プロセスの完全クローズシステム化

前節で述べた様に本中間試験では造水プロセスのみを評価したが、造水プロセスから排出されるスラジが吸着剤再生排水の処理などのサブシステムについては今後の研究課題として残されている。しかし AWT の完全クローズシステム化は必然的要求であり完全クローズト化が行われて初めて AWT プロセスの確立といえる。これを果すためにはサブシステム個々の技術開発も必要であるが、出来ればサブシステムが不要または極めて少なくすむ AWT プロセスの開発が望ましい。本プロセスを例に挙げると、しばしば述べた様に脱リンにスラジレス処理が行なえると凝集スラジの処理は不要になり、又脱窒素処理に他の有効な方法があればゼオライト再生排水の処理が不要になる。現在著者らの研究室ではこの二つの問題について鋭意研究を進めている。すなわち脱リン処理に対しては PO_4^{3-} に特異吸着をする吸着剤を検討中であり脱窒素処理には活性炭に微生物を繁殖させ生物化学的に硝化-脱窒させる技術を開発中である。

3) 高度処理水の利用法

再生された高度処理水の輸送や供給については問題が残されている。たとえば家庭雑用水(中水)として利用する場合上下水道既設の都市では中水用管を新たに埋設せねばならず莫大な費用がかかる。また住民の拒絶反応も心配されこれに対する啓蒙活動も必要である。さらに AWT プロセスの

維持管理をどこの機関が受け持つかという行政的問題の解決も必要である。以上下水高度処理の必要性の問題点などを述べたが本研究がこれらの一助になり得れば幸いである。最後に本中間試験に協力を頂いた多くの企業や公立研究機関の若い研究者の皆さま、および中間試験装置の電気設備の工事にあたり御協力頂いた当試験所三浦健一氏ならびに装置設計に御協力頂いた札幌電鉄 KK 野田繁樹氏に深甚な謝意を表する。

引用文献

- 1) IKEHATA: *Proc. 1st international Symposium on Ozone for Water & Wastewater Treatment* Dec. 2-. 1973. pp. 227-231.
- 2) 池畑: 産業公害防止技術, 昭和 52 年版, pp. 87-93. 日本産業技術振興協会.
- 3) 亀井 翼, 丹保憲仁: 水道協会誌第 519 号, 昭 52.12, p. 34
- 4) L.L. Ciaccio: *Paper No. 82, Eastern Analytical Symposium, New York, N.Y.* (NOV. 1966).
- 5) Matthew M. Zuckerman, Alan H. Molof: *J. WPCF* Vol. 42, No. 3, Part 1, 437 (1970).
- 6) 渡辺勝俊: 昭和 45 年, 第 7 回下水道研究発表会.
- 7) 丹保憲仁: 第 9 回衛生工学研究討論会講演論文集, pp. 30-36, 昭 48.1.
- 8) 丹保憲仁, 亀井 翼: 水道協会誌 502 号, pp. 2-24, 昭 51.7.
- 9) 丹保, 亀井, 高橋: 第 13 回衛生工学研究討論会講演論文集, pp. 55-60, 昭 52.1.
- 10) 合田, 宗宮, 河原: 下水道協会誌, 10, No. 112, 14 (1973).
- 11) 宗宮, 河原, 技: 第 12 回衛生工学研究討論会講演論文集, (1976), pp. 7-12.
- 12) 丹保: 未発表.
- 13) E. Lund: *5th International Water Pollution Research Conference, July August, 1970. Proceedings.* pp. 1-24.
- 14) H. Leclerc, A. Penchet, C. Savage, et al.: *ibid.* 1-23.
- 15) J.C. Morris: *Water Treatment Seventies Proc. Symp.* 160-176. (1970). *Soc. Water treat. exam., Chesterfield, Eng.*
- 16) P. Gavaudan, et al.: *Terres Eaux*, No. 67, p. 25-28, 31-34, (1971).
- 17) J.W. Keller, R.A. Moyin, & J.J. Shaffernth: *J. AWWA., WaterTechnology/Quality.* p. 730. Dec. 1974.

- 18) E. Katzenelson, B. Kletter, & H. Shuval: *ibid.*, p. 725.
- 19) S.B. Majumda, W.H. Ceckler, & O.J. Sproul: *J.WPCF.*, Vol. 46. No. 8, 2048, (1974).
- 20) M. Rebhun, J. Manka: *Environmental Science & Technology*, **5**, 7, 606, 1971.
- 21) 由崎俊道: 北海道教育大学紀要, 第26巻第1号, p. 5, 昭50.9.
- 22) 由崎俊道, 池畑 昭: 北海道教育大学紀要, 第28巻第1号, p. 3, 昭52.9.
- 23) M. Kavanagh et al.: *J.WPCF.*, 2157, Oct 1977.
- 24) W.H. Von Riemsdijk., F.A. Weststrate, & G.H. Bolt: *Natur* Vol. 257, 473, Oct. 1975.
- 25) R.D. Nenfeld and G. Thodos: *Environmental Science & Technology*, **3** No. 7, 661, 1969.
- 26) S.J. Shiao, K. Akashi: *J.WPCF.*, pp. 280, Feb, 1977.
- 27) E. Robert Baumann: "Design of filters for A. W.T", 1972.
- 28) Jerry Y.C. Huang: "Granular filters for waste water treatment", 1972.
- 29) 建設省土木研究所: "下水の高度処理と再利用に関する調査報告", 資料 893号, 1972.
- 30) 笠倉忠夫: "三次処理における急速ろ過について", 水処理技術, VOL. 16, (No. 3), p. 61, 1972.
- 31) 丹保憲仁: "粒状層ろ過", 水処理技術, VOL. 13, (No. 11), p. 62, 1972.
- 32) 後藤, 土屋, 美坂: 日本化学会誌, No. 11, 2005, 1975.
- 33) 中野, 林, 北川: 日本化学会誌, No. 6, 1013, 1976.
- 34) C.S. Wynn, B.S. Kirk, & R. McNabney: *EPA-R₂-73-146*, January 1973.
- 35) B.S. Kirk, R. McNabney, & C.S. Wynn: "Ozone in Water and Wastewater Treatment", *ann arbor science Purblishers INC.* p. 61, 1972.
- 36) 先崎, 池畑: 北海道工業開発試験所報告, 第7号, 昭和46年12月, pp. 35, 94.
- 37) 井上, 鯉川, 田畑: 電気学会電力応用研究会発表, 1977, 3月16日, 資料 NO. EPA-77-4.
- 38) G.A. Cook, A.D. Kiffer, C.Y. Klumpp, A.H. Malik, and L.A. Spence: "Ozone Chemistry and Technology", pp. 44-52, 1959, *Am. Chem. Soc.*
- 39) P.H. Turnock, & R.H. Kadlec: *A.I.Ch.E. Journal.*, **17**, 335, (1967).
- 40) 河添, 川井: 化学工学, 36巻, 71, (1972).
- 41) 河添, 川井: 化学工学, 37巻, 80, (1973)
- 42) H.M. Rosen: "Ozone in Water and Wastewater Treatment", *ann arbor Science.* 1972, pp. 116.
- 43) 鈴木基之: PPM. 昭51.10月.
- 44) 例えば G.Astarita: "Mass Transfer whith Chemical Reaction", *Elsevier Publishing Co.* 1967.
- 45) 化学増刊: **36**, 反応工学, 1968, p. 81, (化学同人).
- 46) 先崎, 池畑: 工業用水, 221号, 昭52.2月, p. 28.
- 47) 池畑, 清水: 工業用水, 164号, 昭47.5月, pp. 13.
- 48) P.C.Singn and W.B. Zilli: *Water Research*, **9**, No. 2, Feb., 1975, pp. 127-134.
- 49) G. Bringmann: *Z.Hyg.* **139**, 0130, 1954.
- 50) R.H. Fetner, R.S. Ingols, J. Gen: *Microbiol.*, **15**, 381, 1956.
- 51) J.M. Dickerman, A.O. Castraberti, & E. Fuller, J.N. Engl: *Water Works Ass.* **68**, 11, 1954.
- 52) P. Guinvarch: *Advan. Chem. Serol*, **21**, 416, 1959.
- 53) V.A. Hann: *J.Am. Water Works Ass.*, **48**, 1316. 1956.
- 54) M. Lngam, R.B. Haines: *J.Hyg.* **47**, 146, 1949.
- 55) Meddows-Taylor.J.: *J.Inst. Water Eng.*, **1**, 187, 1947.
- 56) W.H. Broadwater, R.C. Hoehn, & P.H. King: *Applied Micro-Biology.* **26**, No. 3, 391-393, 1973.
- 57) C.N. Ronald, et al.: *J.WPCF.*, **45**, No. 12, 2493, 1973.
- 58) C. Nebel, et al.: *Environmental Pollution*, 1973.
- 59) S. Miller, et al.: *Advan. Chem. Ser.*, **21**, 381, 1959.
- 60) J.W. Keller, et al.: *J.AWWA.*, 730-733, 1974.
- 61) E. DAHI: *Water Research.* **10**, 677-684, 1976.
- 62) C. Nebel, et al.: *Water & Sewage Works*, May. 1976, 82-85.
- 63) C. Nebel, et al.: *ibid.*, April. 1976, 76-78.
- 64) 滝, 橋本, 近藤: 水処理技術, **18**, No. 8, 33-38, 1977.
- 65) S.Farooq, R.S. Engelbrecht, & E.S.K. Chian: *Water Research*, **11**, pp. 737-741, 1977.
- 66) H.M. Rosen, et al.: *Water & Waste Eng.*, **11**, No. 7, 1974, pp. 25-31.
- 67) 川津, 大籠: 用水と廃水, **6**, No. 8, p. 47, 1964.
- 68) 川津, 大籠: 用水と廃水, **6**, No. 9, p. 15, 1964.
- 69) 川津, 大籠: 用水と廃水, **6**, No. 10, p. 18, 1964.
- 70) 鈴木, 水上, 久慈, 森川, 松岡, 井上: 三菱電機技報, **48**, No. 4, 406, 1974.
- 71) C.A. Buescher. Tr., D.W. Ryckman: *Proc. 16th Industrial Waste Conference, Purdue Univ.*, 251-261, (1961).
- 72) F.L. Evance III, D.W. Ryckman: *Proc. 18th*

- Industrial waste Conference, Purdue Univ.*, 141-157, (1963).
- 73) D.K. Gardiner, H.A.C. Montgomer: *Water & waste Treatment*, Sept./Oct. 1968, p. 92.
- 74) R.M. Campbell, M.B. Pescod: *J.Institution of Water Eng.*, **18**, 101-162, 1964.
- 75) R.M. Campbell: *ibid.*, **17**, No. 1, 333-346, 1963.
- 76) V.Hann: *J.AWWA.*, **35**, 586-590, 1943.
- 77) 池畑ら: 用水と廃水, **10**, No. 3, 30, 1968.
- 78) 池畑: 水, 昭和 45 年 12 月, pp. 57-63.
- 79) 池畑: 染料と薬品, **16**, No. 11, pp. 1~8, 1971.
- 80) 池畑: 水処理技術, **12**, No. 10, pp. 25-31, 1971.
- 81) 池畑: *Proc. 1st International Symposium of Ozone for Water & Wastewater Treatment*, pp. 688-711, Dec. 4, 1973, Washinton. D.C.
- 82) M. Schwartz, D.J.W. Moncrieff: *Water & pollution Control* May. 1976, pp. 14-20.
- 83) C. Nebel: *J.WPCF.*, **45**, No. 12, p. 2493, 1973.
- 84) D.B. Arnold: *Chemistry & Industry*. **66**, Nov. 1974. pp. 899-902.
- 85) 吾妻, 土居, 森川, 古瀬: 三菱電機技報, **48**, No. 4, 1974, pp. 431-437.
- 86) 出口: 水道公論, **9**, No. 2, 1973.
- 87) 中岡: 用水と廃水, **16**, No. 8, 1974, pp. 53-62.
- 88) W. Hopf: *Wasser-Abwasser*, 111, 1970, pp. 83-92.
- 89) E. Hofman: *ibid.*, 104, *Jahrg. Heft.* 44, 31, 1963, pp. 1272-1278.
- 90) M. Simon, H. Scheidtmann: *ibid.*, 109, *Jahrg. Heft.* 32, 9, 1968, pp. 877-882.
- 91) 田畑, 森: 日本水道協会第 16 回研究発表会発表
 概要集, 昭 47.11. p. 11.
- 92) 岡山: 用水と廃水, **14**, No. 12, 1972, pp. 44-52.
- 93) 水道機工株式会社: 倉敷市片島浄水場オゾン注入設備取扱説明書による.
- 94) 鳥井, 堀田, 小野寺, 浅賀: 日本化学会誌, 1973, No. 2, pp. 225-232.
- 95) 鳥井, 堀田, 浅賀: 粘土科学, **5**, No. 1, pp. 23-33, 1975.
- 96) 鳥井, 浅賀, 山崎: 東北工業技術試験所報告, 第 1 号, 昭 47.3.
- 97) 植田, 榊田, 大田, 河野: 日本鉱業会, 昭和 48 年度合同秋季大会資料, G-3, G-11.
- 98) 鳥井, 浅賀, 山崎: 工業化学雑誌, **72**, No. 3, pp. 54-56, 1969.
- 99) 鳥井, 堀田, 小野寺, 浅賀: 工業化学雑誌, **72**, No. 10, pp. 52-57, 1971.
- 100) 本多, 根岸: 粘土科学, **7**, pp. 62-72, 1968.
- 101) B.W. Mercer. et al.: *J.WPCF.*, **42**, No. 2, part 2, R96-R107, 1970.
- 102) Battelle-North West: *Water Pollution Control Research Series*, 17010. ECZ. 02/71 EPA Feb. 1971.
- 103) F.B. DeWalle, E.S.K. Chian: *Water Research.*, **11**, pp. 439-446, 1977.
- 104) W.H. Phipps: *Water & Wastes Eng.*, p. 7, No. 5, C-23, 1970.
- 105) C.A. Rodman, E.L. Shunney: *ibid.*, E18-E23, Sep., 1971.
- 106) 武田, 河野, 峰屋ら: 水処理技術, **15**, No. 11, pp. 49-53, 1974.
- 107) J.N. Enghish, C.W. Carry, A.N. Masse, et al.: *J. WPCF.*, **46**, No. 1, pp. 28-42, 1974.

第3章 オゾン処理に関する基礎試験

先崎 哲夫

3・1 家庭下水、食品工場廃液の流入する河川水の処理¹⁾

3・1・1・ はじめに

家庭下水、工場廃液などの流入する河川水を対象に、高度な処理を施すことにより、清浄度の高い用水を得るためには、その工程のなかに強力な酸化力をもつオゾンを利用した処理工程をとり入れることが、良好な結果をもたらすものと期待される。その一例として、家庭下水や、食品工場廃液などの流入する豊平川支流のラウネナイ川を対象として処理試験を試みた。

3・1・2 実験方法

実験は全て回分式試験法を採用した。また分析法は JIS K-0101 に従った。

試験に用いた河川水は腐敗臭を放ち、その外観は薄い灰色を呈し、コロイド状の粒子を含んでいる。水質の主な分析値は COD が 20~30ppm, BOD が 40~80ppm, $\text{NH}_3\text{-N}$ が 0.5~1.5ppm, 蒸発残が 200~250ppm, 大腸菌群が $12\sim 45 \times 10^2$ であり、pH は 6.8~7.3 である。

また濃厚な廃液を必要とするときには廃液の放流口に近い地点から採水し、試験に供した。

3・1・3 試験結果

1) 凝集試験

凝集前には硫酸アルミニウムおよび鉄明礬を用いた。

pH の調整には IN 苛性ソーダ溶液を用いた。凝集条件は水処理実験法(コロナ社)²⁾を参照した。試験結果は図3-1-1に示した。凝集剤の添加量は原水の COD が 20~30ppm のとき Fe^{3+} 又は Al^{3+} として 10mg/l 程度で処理水は澄明となった。しかし COD の除去率は満足できるものではなく、また臭気や発泡性はかなり強くなり、凝集処理のみでは処理に限界がある。

2) 凝集処理水の活性炭素処理

活性炭素処理に供した試水は凝集剤に Fe^{3+} を

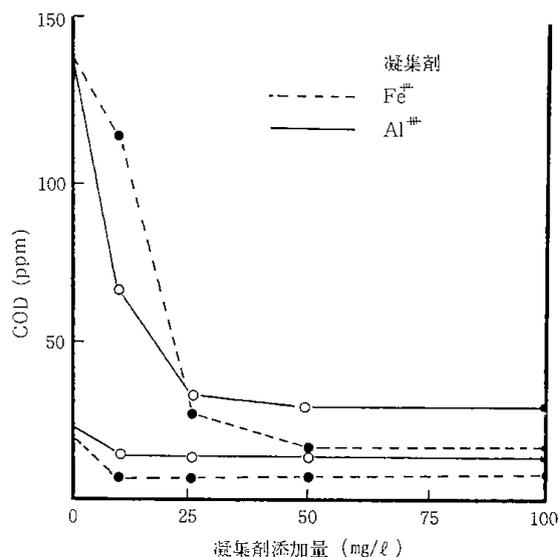


図3-1-1 凝集剤による COD の除去

表3-1-1 凝集処理水の活性炭素処理

活性炭素 (mg/l)	凝集処理水のCOD10.9ppm				
	1.3	5.1	9.9	51.4	100.1
COD(ppm)	9.3	9.0	7.0	5.5	3.3
COD 除去率 (%)	14.4	17.3	35.9	40.9	69.9

用い(50mg/l)で凝集後ろ紙 No.5C でその上澄液をろ過したものである。使用した活性炭素はカルゴン炭素で、塩酸で洗浄したのち 120°C で乾燥し、微粉碎したのち用いた。

吸着操作は内容 500ml の共栓三角フラスコに所定量の活性炭素を秤りとり、次いで試水を 300ml とったのちシェーカーで振とう、静置を繰返した。一昼夜後内容を No.5C ろ紙でろ別した。結果は表3-1-1に示す。

凝集処理水に約 100mg/l の活性炭素を加えたところ臭気、発泡性はともになくなり、COD も 70~85% まで除去できた。

3) 凝集処理水のオゾン処理

オゾン処理に用いた反応器はガラスフィルター付ガス洗浄瓶をマグネチックスターラーにのせて液を攪拌したものと、図3-1-2に示すタービン翼付高速攪拌型反応器の二種類である。

オゾン処理試験は凝集・ろ過処理水を所定量反応器にとり、ガス流量、オゾン濃度を所定の値に調節したのち反応を開始した。オゾン濃度の測定にはKI溶液による吸収法と紫外外部吸光光度法とを併用した。ガス洗浄瓶によるテストでは試水量は200mlとし、高速攪拌反応器の場合には1000mlとした。

図3-1-3には反応器形式の異なることによるCOD成分の除去速度の変化を示す。

高速攪拌型反応器の場合には試水量は、ガス洗浄瓶の場合にくらべ5倍で、かつオゾン添加速度は同一ではあるが比較的すみやかにCODが減少した。このことはCOD成分とオゾンとの反応がおそく、化学反応過程が支配的な条件の下にある

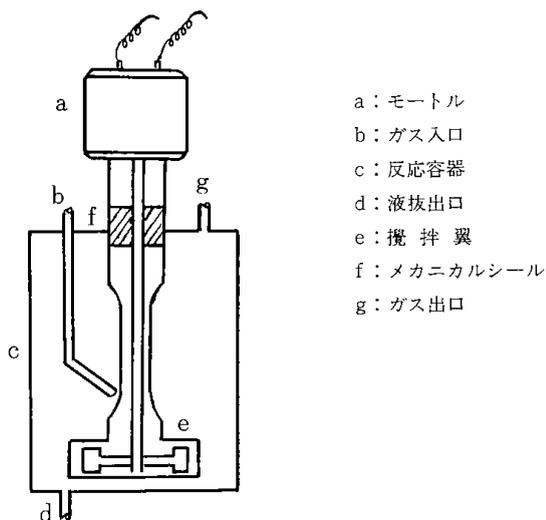


図3-1-2 高速攪拌型反応器

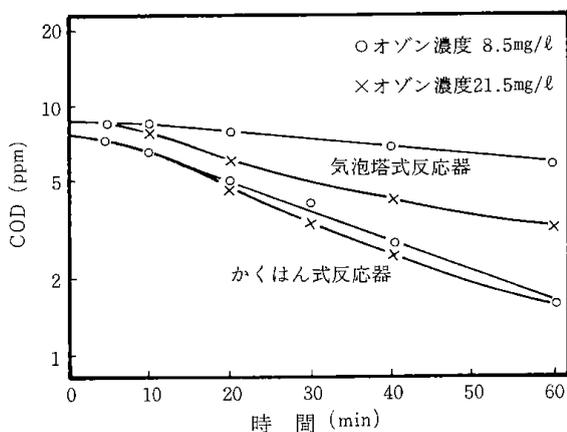


図3-1-3 反応器の効果

としても、反応開始直後にはオゾンは全く液中に存在せず、またオゾンは水に溶け難いため、オゾンがCODの減少に大きな影響をおよぼしているようにみえる。

4) 微生物処理水のオゾン処理

凝集処理水のオゾン処理では、高速攪拌式の反応器を用いても50%以上のCOD除去率を得るには30分以上の反応時間を必要とする。ここで、微生物処理をオゾン処理の前工程にもってくると、例えば炭水化物のようにオゾンでは、酸化分解し難いが微生物により容易に代謝作用を受ける物質が存在するならば、微生物処理水中には代謝中間体として、オゾンにより容易に酸化分解を受ける物質が、存在することになる（一般に微生物処理に於いては、基質は最終代謝産物である炭酸ガスにまで、全て酸化されるわけではない）。したがって、微生物処理とオゾン処理を組み合わせると、凝集ろ過とオゾン処理の組み合わせより、対象とする試水によっては、さらに良い結果が得られることが予想される。

微生物処理は、2lの回分式好気性微生物処理装置を用い、予め河川水で馴養した微生物を所定量接種し、所定の時間原水のばっ気処理をおこなった。所定のばっ気時間が経過した後、上澄液をビーカーに移しジャーテスターで凝集後ろ過し、オゾン処理の供試水とした。

図3-1-4には、高速攪拌型反応器を用い、原水を凝集処理後オゾンを通気した場合と、ばっ気1時間および2時間ついで凝集処理しオゾンを通気した場合について示した。

明らかに微生物処理の効果が認められ、またばっ気1時間よりも2時間の方がさらに効果が良かった。微生物処理とオゾン処理との組み合わせで

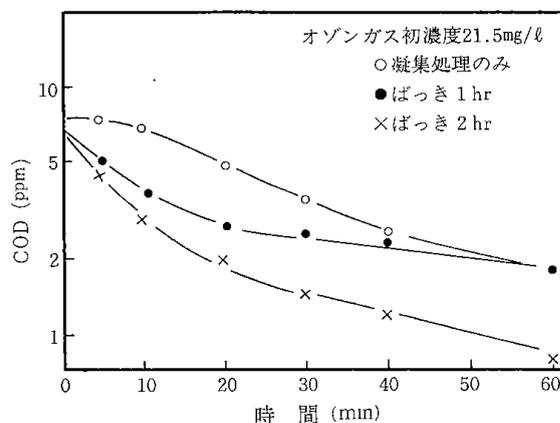


図3-1-4 ばっ気処理の効果

は、凝集処理とオゾン処理の組合わせにくらべると、特にオゾン処理の初期における COD 除去に顕著な差が認められる。このことから微生物処理においては、オゾンにより容易に酸化分解を受け代謝中間体の生成、蓄積をもたらすものと予想される。

5) オゾン処理水の活性炭素による処理

原水を、1～2時間微生物処理をおこなってから凝集、オゾン処理をおこない、ついで活性炭素による吸着操作をおこなった場合は、表3-1-2に示すように、単に原水を凝集ろ過処理後オゾン処理をおこない、次に活性炭素に吸着させた場合より COD 除去の効果はすぐれている。しかしながら活性炭素の吸着は、溶質の溶媒と活性炭素間の親和力の差を利用するものだから、オゾン処理により、水中の COD 成分が活性炭素に吸着されやすくなったものと考え無理であろう。確かにオゾン処理により高分子の切断による低分子化がおり、活性炭に吸着されやすくなることは考えられる。しかし、微生物処理によりその代謝中間体である低級の有機酸やアミノ酸類が生成するものと考え、微生物処理水をオゾン処理と組合わせたところで、オゾン処理により生成するものは酸、アルデヒド類なので、オゾン処理をおこなったために水中の COD 成分が、活性炭素に吸着され易くなったとは考えにくい。

従来、活性炭素は微生物の“巣”といわれてきた。このことから水中の COD 成分は、オゾン処理により微生物により代謝され易くなり、活性炭素処理において、活性炭素上に吸着されていた微生物により、消費されたものと考えられる³⁾。活性炭処理水中には、しばしば濁りが認められるが、これらには増殖した微生物の一部が含まれているであろう。

表3-1-2 オゾン処理水の活性炭による吸着

前処理	オゾンによる COD 除去	K	1/n
	37.0 %	2.5×10^{-5}	4.50
凝集	52.9 %	1.2×10^{-5}	4.57
	77.0 %	4.7×10^{-5}	6.53
ばっき1hr凝集	58.2 %	3.4×10^{-4}	2.27
ばっき2hr凝集	58.4 %	1.0×10^{-3}	1.29
	63.2 %	1.2×10^{-3}	0.77

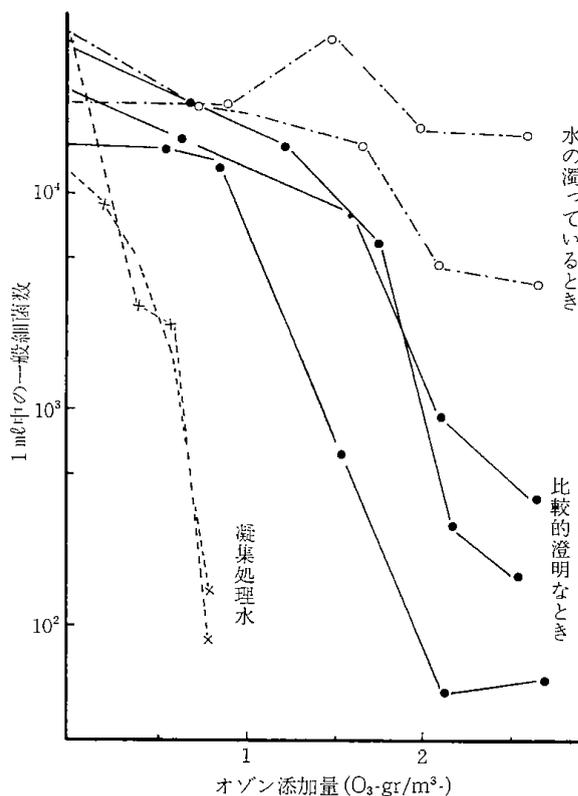


図3-1-5 オゾンの殺菌効果

6) オゾンによる細菌処理

オゾンによる殺菌作用については、塩素よりも強力といわれている。しかし、オゾン添加量の小さい場合には諸説があり、例えばオゾン添加量が 0.4mg/l より小さいときは、オゾンは殺菌効果を示さないともいわれている。オゾンの殺菌作用は、水中に共存する物質、とくにオゾンとの易反応性物質の酸化の後に、微生物の酵素系あるいは微生物自体へのオゾン酸化反応により、殺菌効果があると思われるものとする、試料の性質により殺菌効果は変化する⁴⁾。図3-1-5には一般細菌のオゾンによる殺菌試験の成績を示した。ここでは原水を未処理のまま、試水に濁りのあるとき、比較的試水の澄明なときおよび原水を、凝集処理したものについてオゾンによる殺菌を試みた。凝集をおこなった試水については、オゾン添加量が 0.4mg/l 以下でも明らかに菌数の減少が認められた。また試水に濁りのあるときは、2 mg/l のオゾン添加量でも菌数の減少はほとんど認められない。このことからオゾンの殺菌効果は、対象とする水の状態や共存物質等により大きく変化するものと予想される。

7) 河川水処理のまとめ

食品工場廃液や家庭下水の流入する河川水を対

表3-1-3 河川水の処理

	原 水	凝 集 水	オゾン処理			活 性 炭
			希 釈 後	オゾン5.5mg/ℓ	21.5mg/ℓ	100mg/ℓ
COD (ppm)	23.4	10.9	10.9	30分 10.2	30分 8.50	7.0
	286	32.6 * ¹	11.7	—	4.9	2.4
		13.1 * ²	13.1	—	5.5	1.8
腐敗臭	卍	卍		5分内 —	—	
一般細菌	72×10 ³	34×10 ²		5分内 0	0	
大腸菌群	13×10 ²	0		0	0	

*1 微生物処理 1時間

*2 微生物処理 2時間

象として、COD除去を中心にみてきたが、その他いくつかの項目について処理操作と、これによる水質の変化について表3-1-3に示した。ここで、微生物処理は原水のCODが高いときの試料を用い、オゾン処理には凝集処理水の一部を希釈しておこなった。表から臭気は、オゾンにより容易に除去でき、また大腸菌は凝集処理により、ほとんど完全に除去できることがわかる⁵⁾。

3・1・4 む す び

家庭下水や食品工場廃液の流入する河川水の処理試験を試みた。従来からの微生物処理法を初めとする各種の処理法にはそれぞれ一長、一短があるが、これらの処理法とオゾン処理との適当な組み合わせにより効果的な処理が可能になるものと考えられる。殊にオゾン処理の後段に活性炭などを担体に用いた微生物処理法を用いた場合には希薄な有機性COD成分の除去に有効であると予想される。

3・2 オゾンによる有機着色水の脱色

3・2・1 はじめに

オゾンの水中における反応、分解はきわめて迅速であり、また複雑な素反応からなる。そのため今までのところ速度論的な研究は専ら特殊な条件下における基礎的なものに限られ、実用的な処理の目的に用いることは難しい。普通オゾン発生機より生じるオゾン濃度は2～4%程度であり、かつかなり難溶性である。このためオゾン処理のテーブルテストに一般に用いられている気泡式反応器ではオゾン利用効率が悪く、またオゾン発生機のオゾン発生効率も圧力の変動などにより変わり易く、オゾンの収支一つをとっても信頼性に富む値を得ることがなかなかむづかしい。このようなことからテーブルテストはこれまで定性的な試

験の性格が強かった。しかしながらテーブルテストでは連続試験にくらべて短時間に豊富なデータが得られ、また供試液量も極度にすくなくすむなど捨て難いものがある。そこでテーブルテストの成績を活用するには速度論的な取扱が必要と考え、テーブルテストで得られたデータの解釈に異相系の反応吸収の考え方をとり入れてオゾンの反応過程を考慮し、回分試験と連続試験、あるいは試験装置の異なることによる試験結果の差異が如何なるところに起因するか考察してみた。

ここではオゾン処理の典型的な例であるフミン酸の脱色試験をとりあげた。フミン酸類を含む着色水は泥炭地帯、有機質土壤に富む地域の地表水や地下水に見られ、この種の着色水の脱色にオゾンは非常に有効である。

Campbellらにより研究され大規模に実用化されているスコットランドのターレット湖水のオゾンによる脱色を中心とした処理プロセスはその代表的な例である⁶⁾。

3・2・2 反応速度式について

反応を伴う異相系吸収についてはさまざまな理論が展開され、その詳細な解説が既に報告としていくつか刊行されている。ここではこれらの報告をもとにして簡単に吸収速度式について述べてみる。

化学反応を伴う吸収では気相中を拡散通過して気-液界面に到達した成分Aは液体中へ物理的に溶解したのち液相中を拡散しながら液相中の成分Bと反応を起こし、しだいに濃度を減じながら液中を拡散していく。

気相中のA成分1モルがガス境膜を拡散し、液境膜に入り、ここで液相中のB成分rモルと次式のように反応する。



その反応速度は次式で表わせる不可逆2次反応を考える。

$$r_A = (1/\nu) r_B = k_2 C_A C_B \quad (2)$$

ここで均相系の反応速度式の解法を適用して、液相中のB成分の濃度 C_B が C_A にくらべてきわめて高く、反応による C_B の濃度低下が無視でき、液本体の値 C_{BL} に一定とみなせるとき、反応速度は次式となりAに関する擬一次反応とみなせる。このような場合拡散方程式は線形となり解析解が得られる。

$$r_A = (k_2 C_{BL}) C_{Ai} \quad (2)$$

つぎに気-液系反応におけるいくつかの解析例を示す

3・2・2・1 液本体量が有限のとき

液本体量が有限の場合には気-液界面で液中に溶解したA成分は液境膜中を反応しながら拡散し、しだいに濃度を減しながら境膜を通過し、未反応のA成分は液本体中にはいる。そして液本体中でB成分と反応して消滅する。定常状態の仮定の下に境界条件を定め、拡散方程式を解くことにより次式を得る。

$$N_A = k_L \left(\frac{\gamma}{\tanh \gamma} \right) \left(C_{Ai} - \frac{C_{AL}}{\cosh \gamma} \right) \quad (3)$$

ここに

$$C_{AL} = \frac{C_{Ai}}{\cosh \gamma + (\alpha \nu - \gamma) \sinh \gamma}$$

$$\alpha = \sqrt{k_2 C_{BL} / D_A}$$

N_A は単位面積当りの吸収速度である。

3・2・2・2 液本体量が無限大とみなせるとき

液本体量が無限大とみなせるほど多量の場合には液境膜を通過して液本体へ到達した未反応のA成分は液本体中で瞬間的に反応を完結し、ここで未反応のA成分の濃度 C_{AL} はゼロとみなせる。この場合は3式において $C_{AL} = 0$ とおくと次式が得られる。

$$N_A = k_L \frac{C_{Ai} \gamma}{\tanh \gamma} \quad (4)$$

ここに γ は次式で定義される無次元数である。

$$\gamma = \sqrt{k_2 C_{BL} D_A / k_L}$$

3・2・2・3 反応がきわめて迅速で、液境膜内で反応が完結するとき

反応が全て液境膜内で起こりA成分が液本体に到達できない場合には $C_{AL} = 0$ となり4式と同一の解答を得、このとき

$$\frac{\gamma}{\tanh \gamma} \doteq \gamma \quad (5)$$

と近似できる。

ふつう吸収速度は液中成分の変化量から求められる。本条件の下ではA成分の蓄積はないから4式を書き改めて次式となる。

$$N_A = \nu \frac{\partial C_B}{\partial t} \doteq k_L \cdot C_{Ai} \cdot \gamma \quad (6)$$

また γ の定義から

$$\frac{\partial C_B}{\partial t} = \frac{1}{\nu} \sqrt{k_1 C_B D_A} \cdot C_{Ai} \quad (7)$$

7式では物質移動係数 K_L が消えている。このことは吸収反応速度は液境膜に拡散抵抗が存在しないことを示している。

7式は単位気-液界面積当りの吸収速度を表わしているからこれを単位液量当りに換算するには単位液量当りの気-液界面積を乗じてやればよいから

$$\frac{\partial C_B}{\partial t} = \frac{a}{\nu} \sqrt{k_2 C_B \cdot D_A} \cdot C_{Ai} \quad (7')$$

ここに

a : 単位体積当りの気-液界面積

C_{Ai} を一定として C_B に関して積分すると

$$\sqrt{C_{B0}} - \sqrt{C_B} = aK \cdot \sqrt{k_2} \cdot C_{Ai} \cdot t \quad (8)$$

ここで

K : 係数で量論数を含む

したがって見掛け上の反応速度定数は次式で与えられる。

9式から次の知見が得られる。

$$aK\sqrt{k_2} = \frac{\sqrt{C_{B0}} - \sqrt{C_B}}{C_{Ai} \cdot t} \quad (9)$$

すなわち気-液界面積を一定とする条件のもとに見掛けの反応速度定数を求めるとその反応速度定数は反応系により一定値を与える。

ここに7'式を積分して

$$\int \frac{C_B dC_B}{\sqrt{k_2 C_B D_A}} = \frac{a C_{Ai}}{\nu} \int dt$$

$$\sqrt{C_{B0}} - \sqrt{C_B} = -\frac{\sqrt{D_A}}{2\nu} \cdot a \sqrt{k_2} \cdot C_{Ai} \cdot t$$

すなわち K の値は

$$K = -\sqrt{D_A} / 2\nu$$

となる。

3・2・3 実験方法

オゾンによる有機着色水の脱色試験に用いた反応装置は図3-2-1に示す卓上型の回分式試験装置

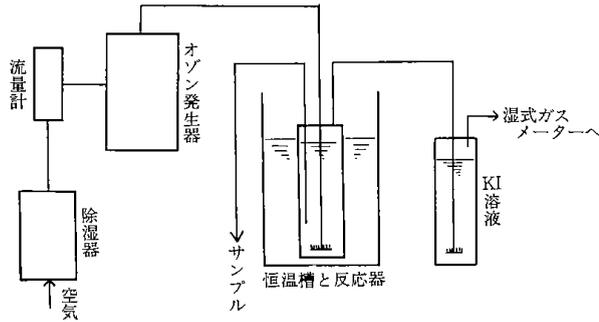


図3-2-1 実験装置略図

である。実験は容量1 lのガラス容器に試水を入れ、恒温槽を用いて一定温度に保ったのち、下部のガラスフィルターよりオゾン化空気を微細な気泡として水中に送り込み、脱色反応をおこない一定時間毎に試料を抜きとり、吸光度、オゾン濃度などの測定をした。オゾン化空気の流量は反応器通過前、後におけるオゾン濃度の変化をできるだけ小さくするため、できるだけ流量を大きくとった。

3.3 実験結果および考察

3.3.1 オゾンによる脱色過程

図3-3-1にはオゾン化空気量を一定にしオゾン濃度およびフミン酸濃度を変化させたときのオゾンによるフミン酸の脱色試験の一例を示す。図をみるとおよそ脱色率が70~80%まではすみやかに反応が進行するようにみえる。さらに反応が進み脱色率が80~90%をこえると極端に脱色速度が低下してくる。オゾン濃度が高いときにはこれが顕著にあらわれてくる。

図3-3-2には反応中の溶存オゾンの変化について

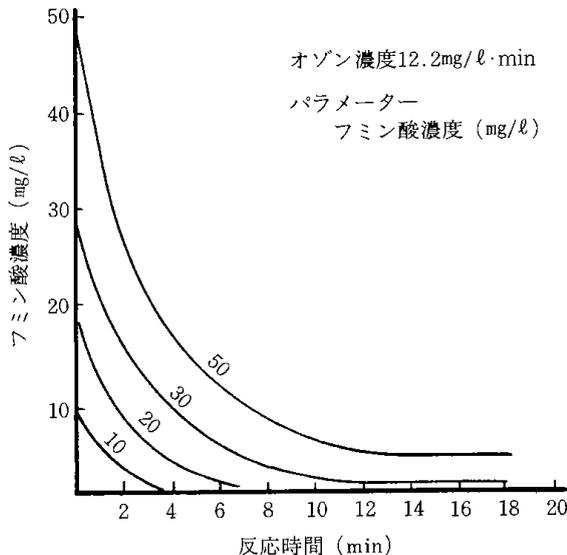


図3-3-1 オゾンによるフミン酸の除去曲線

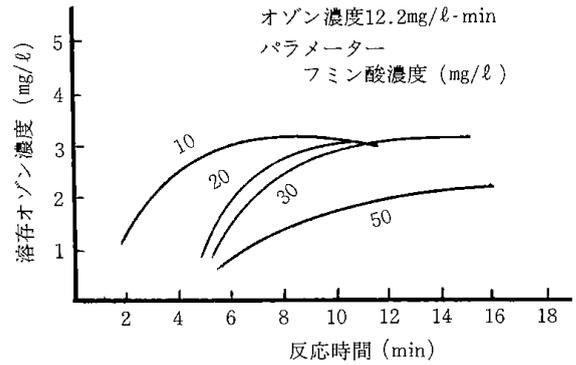


図3-3-2 反応の経過と溶存オゾン

て図3-3-1と同一条件のときを例にとり示した。これらの図をくらべるとフミン酸着色水のオゾン処理においてはフミン酸の脱色率が80%付近から溶存オゾンがではじめ、急速に増大し、反応条件により決まる溶存オゾンの飽和値に達し一定となる⁷⁾。

こうした試験結果を反応吸収論的な考え方に適用して脱色試験結果を観察してみるとこの反応過程は次の三段階に分けることができる。

- 1) オゾンによる酸化反応の開始から数分後までの間で、反応は液膜中で迅速に進み、液本体中には溶存オゾンは現れない段階
- 2) オゾンとフミン酸との反応が約80%にまで進み液本体中に十分溶存オゾンが存在する段階。
- 3) 1)から2)へ至る過渡的な期間でフミン酸脱色率がおよそ70~80%付近にあり、溶存オゾンがあらわれはじめ徐々に増加していく。オゾンとフミン酸との反応は上記1) 2) 3) の三段階に分けることができる。

3.3.2 フミン酸水溶液のオゾン処理による吸収スペクトルの変化

着色物質のオゾン処理、殊に染料のオゾン処理においては反応後の吸収スペクトルは可視部から紫外線側へシフトしているのが観察される。しかしフミン酸のオゾン処理においては図3-3-3に示すように反応の進行と共にほぼ同一のパターンで吸光度を減じていく。フミン酸と鉄コロイド(III)は似た吸収スペクトルをもつけれどもオゾン処理液の吸収スペクトルをみると長波長域から徐々に消滅していく。このことから脱色速度の低下の原因に鉄コロイドが関与しているとは考えられない。

3.3.3 フミン酸の脱色速度

反応が迅速に進む3.3.1(1)の段階では試水量が有

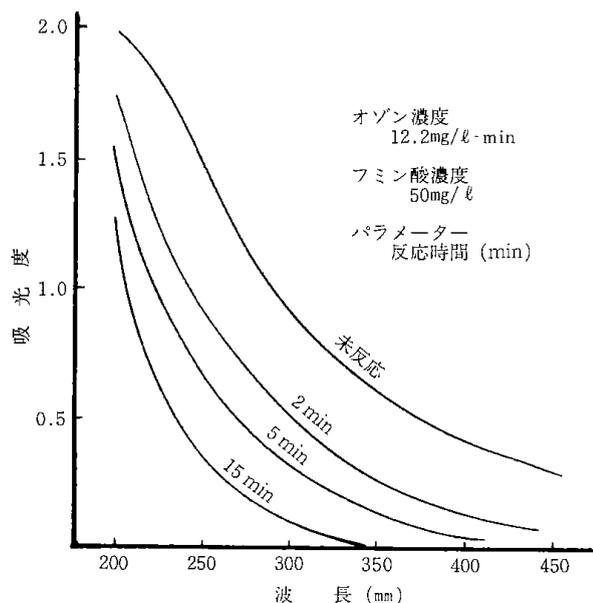


図3-3-3 オゾン処理による吸収スペクトル変化

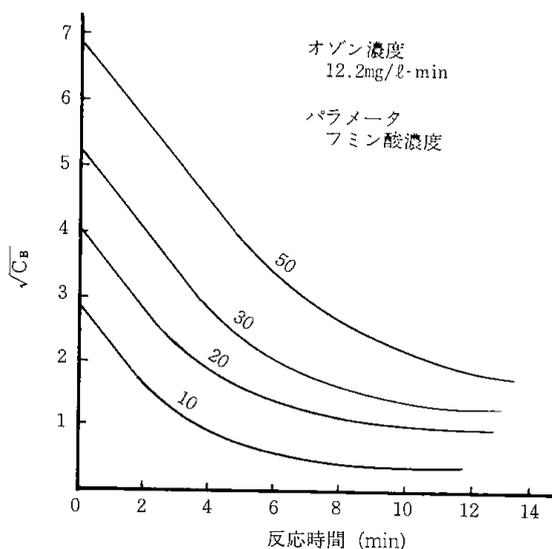


図3-3-4 反応初期の除去曲線の整理

限でありかつ気-液界面積も比較的大きいにもかかわらず処理水中には溶存オゾンは確認できない。したがってこの段階は2-3で説明した反応がすみやかに進み境膜内で完結する迅速反応に相当するものと考えられる。このときには8式が適用できる。図3-3-4はオゾン化空気量とオゾン濃度を一定とした条件のもとにフミン酸濃度を変えた時の脱色速度を8式で整理したもので反応の初期には同一オゾン濃度の場合同じ勾配をもった直線で表わすことができる。ここで直線の傾き、又は9式から見掛け上の速度定数を求めると表3-3-1の値が得られた。この速度定数には気-液界面積の

表3-3-1 オゾン濃度およびフミン酸濃度の変化による見掛け上の反応速度の変化
見掛け上の反応速度 ($ak\sqrt{k_2}$ -値)

オゾン濃度	フミン酸濃度 (mg/l)			
	10	20	30	50
12.2mg/l - air	-7.12			
5.6 "	-9.71			
1.6 "	-9.73	-11.8	-12.1	

影響が含まれるけれど同一反応器を用い気-液界面積に影響を与える因子を一定に保つならば気-液界面積による影響は一定となる。

表3-3-1から速度定数はオゾン濃度によりわずかな影響を受けるが液中のフミン酸初濃度を変えてもその影響はないものとみなせる。但し、速度定数の算出に当っては気-液界面におけるオゾン濃度は気相中のそれと平衡にあるものと仮定した。

脱色処理の十分に進んだ段階においては液本体中にはオゾンが十分に存在し、またオゾンの気相中から液本体への溶解速度が反応により消費されるオゾン量に十分見合うまで達しているから溶存オゾン濃度は難溶性なこともあって一定濃度に保たれているとみなせる。このとき反応速度は次式で与えられ、また溶存オゾン濃度は一定に保たれているから、オゾン濃度とはゼロ次の関数となり速度式は次のとおりになる。

$$r = kC_A^a C_B^b \quad (10)$$

$$r = (kC_A^a) C_B^b \quad (10')$$

脱色率80%以降の部分に適用するオゾン濃度が一定に保たれたときフミン酸初濃度の変化にかかわらず同一の勾配をもつことになる。

フミン酸は芳香族環をもつ高分子有機酸からなり、 $-NH_2$ 、 $-OH$ などの官能基をもつ。反応の初期にはこれらの反応性に富む官能基などが優先的に酸化を受ける。反応が進むにつれてしだいに反応速度の小さな部分が残されてきて反応速度が小さくなってくる。このためオゾンの吸収速度が反応による消失速度よりしだいに大きくなり液本体中に未反応のオゾンが徐々に蓄積してくることになる。これは前記1)から2)の状態に到る過渡的な段階に相当し、このとき速度式は液本体量が有限として得られる。

反応速度がきわめて遅い気-液反応では気相成分の拡散の影響はほとんど存在しない。しかしオ

ゾンとフミン酸との反応初期のように反応速度が比較的迅速な場合には回分試験により得られた見掛け上の反応速度定数には8式に示したように気-液界面積の増減あるいは機械的攪拌の有無など拡散現象に影響を及ぼす因子の変動により反応速度が変化することになる。オゾン処理においては試験装置を異にすることにより得られた結果が相違するのはこの拡散の効果に寄因するものと考えられる。したがって気-液界面積既知の試験装置を用い気-液界面積の影響を除去することができればより普遍的な結果が得られる。

3.3.4 おわりに

フミン酸のオゾンによる脱色試験を例にとり、回分試験器によるオゾン処理の検討をおこなった。その結果、オゾン処理試験においては気-液接触方式の違いによる試験結果の差異はおもに反応初期にあるものと推定された。

フミン酸のオゾンによる脱色処理においてはオゾン濃度をできるだけ高くし、また拡散速度も大きくとることが効果的であり、Campbellらが用いたエゼクター方式が気泡塔方式よりも優れているものと思われる。

3.4 酸素循環法によるオゾン処理⁸⁾

酸素を用いるオゾン処理法は空気の場合にくらべて、生じたオゾン濃度が2倍となるため、オゾンナイザー、動力費などが小さくてすむ。しかし処理コストはオゾンの原料となる酸素の費用の占める割合が大きく、現在のところ空気を利用する方が経済的である。また酸素循環法といえども循環ガスの濃度を一定値に維持するため常に循環ガスの一部をバージする必要があり、そのため、排気中のオゾンの分解処理が必要となってくる。そこで排ガス中のオゾンの分解などいくつかの問題について検討してみた。

3.4.1 廃オゾン処理

オゾンの毒性はばく露時間、オゾン濃度、オゾン中に含まれる不純物(特に窒素酸化物)などにより異なるといわれ、その毒性限界濃度について種々の異った値が示されている。低い濃度の例では0.01ppmという報告もあり、排気処理には安全をみて、この値以下におさえることが望ましい。

排気処理実験には容量500mlのガス洗浄びんを用い所定濃度のアルカリ溶液400mlを入れ、オゾン化空気を20ℓ/hrの流量で送入了た。

図3-4-1にはカセイソーダ水溶液によるオゾン

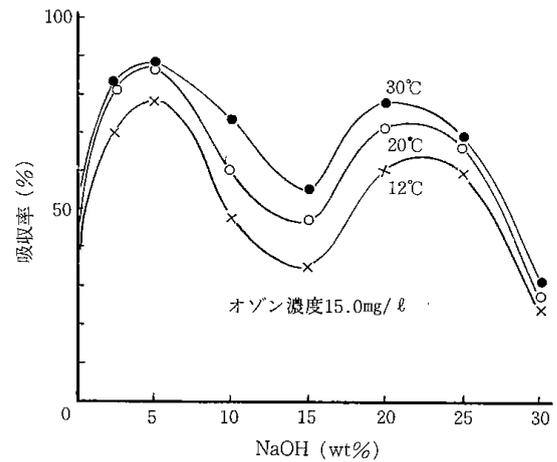


図3-4-1 カセイソーダ溶液によるオゾンの吸収

の分解処理例を示した。カセイソーダ濃度が約5%のとき最大の分解率を示し、濃度が増大すると共に一度分解率が低下したのち再び20%近辺で極大値を示す。このように濃度と共に吸収率が大きく変化するのはカセイソーダ濃度により溶液の粘度が変化し気-液の接触状態が変わるためと考えられる。図3-4-2では共存イオンの効果を示した。オゾンの分解は炭酸イオンの存在により大き

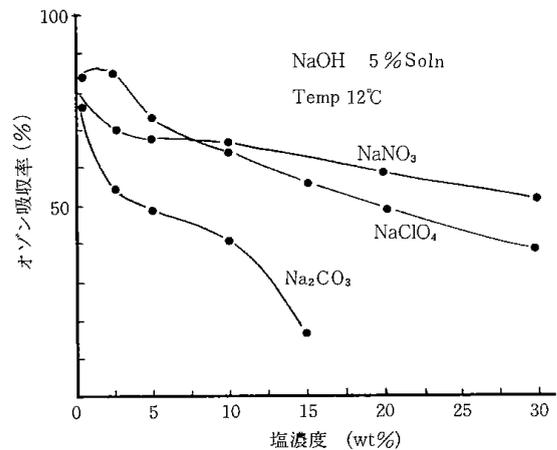


図3-4-2 共存物質の影響

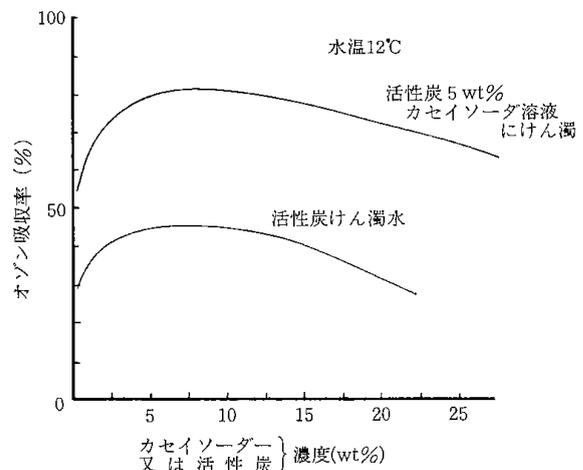


図3-4-3 活性炭けん濁水の効果

な影響を受ける。図3-4-3にはイオン交換水に粉末活性炭を懸濁させオゾン吸収させた実験結果であり、活性炭濃度5~10%付近で最大の吸収率を示す。5%活性炭粉末をカセイソーダ溶液に懸濁させたときはカセイソーダ濃度5~10%に最大の吸収率があり、さらに濃度を増すと徐々に吸収率が低下してくる。陽イオンのなかでは水酸化カルシウムがオゾンの吸収を数パーセント向上させる。以上の結果からオゾン処理装置から排出される廃オゾンの湿式分解法には活性炭と5%カセイソーダ溶液とを用いることが好結果をもたらすものと考えられる。

3・4・2 エゼクター方式によるガス吸収

本方式によるガス吸収ではエゼクター内で急速に吸収がおこなわれることが特徴である。エゼクター内のガス吸収機構についてO. Nagelらは「薄層」モデルを提案している。さらにF. Hartmanらはエゼクター形状とガス吸収能力の関係について検討し、単一ノズルをもつエゼクターより複数ノズルをもつエゼクターが優れていることを見出した。

エゼクターを用いる処理装置は普通エゼクターを反応槽上部にとりつけ、エゼクターを通過した気-液混合流は長い下降管を通り反応槽底部に達し、そこで反応槽内に放出される。エゼクター内

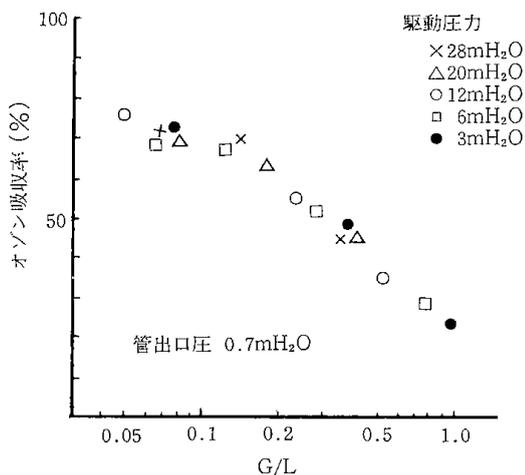


図3-4-3 エゼクターと下降管中に於る吸収

のガス吸収は駆動圧力が高いほど優れている。しかし下降管中でも吸収は進行し、図3-4-3に示すように下降管の出口では物理吸収のときはエゼクター駆動圧力にほとんど無関係となる。

3・4・3 酸素リサイクル法における循環ガスの精製

循環ガスの吸着処理

	前段バッキ 処 理	酸素濃度 (%)	炭酸ガス濃度(%)		オゾン濃度(mg/l)	
			反 応 塔入口	反 応 塔出口	オゾンイ ザー入口	反 応 塔出口
熱 再 生	なし	85.1	0.117	0.133	7.4	10.5
	あり	90.1	0.105	0.118	8.6	12.4
生 活 水	なし	88.9	0.017	0.073	tr	10.5
	あり	91.0	0.021	0.070	tr	11.9

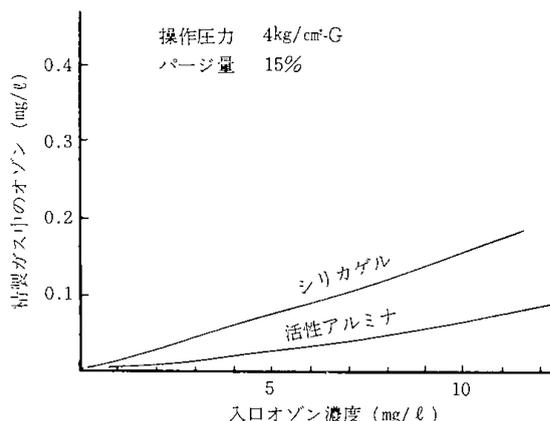


図3-4-4 圧カスイング法によるオゾンの除去

酸素リサイクル法においては循環するガス中に不純物を一定レベル以下に保つため常に循環するガスの一部を排出して調節する必要がある。

循環ガスの除湿に通常シリカゲルを吸着材として用いる熱再生法とゼオライトとアルミナを等量吸着材とする圧カスイング法をとりあげ循環ガスの精製試験をおこなった。結果は表3-4-1に示す。ここで供給した酸素の濃度は94.6%で、補給率は反応塔入口流量に対して25%である。充填剤に吸着可能な物質は圧カスイング法を用いたときは熱再生法より低い値を与える。ここで圧カスイング工程のパージガスは4%で、循環系の余剰ガスは別途排出した。

圧カスイング法はガスの精製や濃縮に応用されているが表3-4-1に示すようにオゾンの除去にもよい効果を示す。活性アルミナやゼオライトに吸着されたオゾンは不安定といわれる。オゾンの除去試験では図3-4-4に示すように活性アルミナはシリカゲルより優る99%以上のオゾン除去を除去することができる。圧カスイング法では吸着された成分はパージガス中に濃縮されたかたちで排出される。常温においてはシリカゲルあるいは活性アルミナ上でのオゾンの分解と吸着効果とは同程度と

いわれる。しかし低温ではオゾンの分解は無視できるようになり、オゾンは完全に吸着され、オゾンの回収も可能となってくる。常温の場合でもシリカゲルを用いた場合には数十%程度の回収は可能である。

3・4・4 酸素の補給

酸素循環法における循環ガス中の酸素濃度は水中に溶存するガス、反応により生成するガスの酸素気中への放散により純度が低下する。純度維持のためには一定量のパージと新しい酸素の供給を必要とする。循環する酸素濃度を80%又は50%に保つために必要とする酸素の補給率と補給する新酸素の濃度との関係についての例を図3-4-5に示した。酸素補給率は気-液流量比により大きく変わる。循環する酸素濃度を低く設定することにより酸素の補給率を小さくすることができ、またより純度の低い(安価な)酸素の利用も可能となる。オゾ

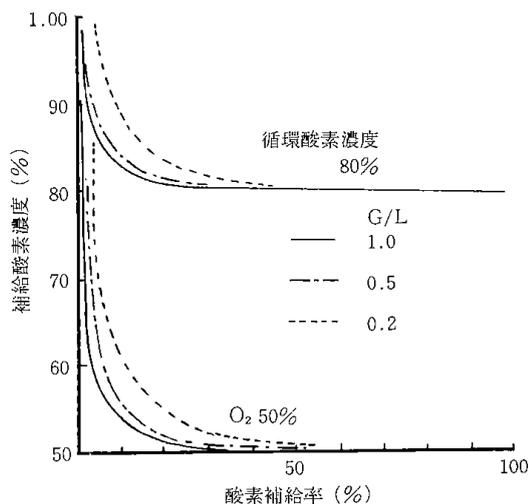


図3-4-5 気-液比酸素補給率の関係

ン発生機より生じるオゾン濃度は高価な純酸素を用いても空気を用いた場合のそれより2倍程度にすぎない。したがって循環するガス中の酸素濃度は徒に高濃度に設定せず、経済性を考慮し決定する必要がある。

3・4・5 おわりに

気-液接触後の未吸収オゾン濃度は次式で与えられる。

$$C_k = \frac{C_h}{(1/1+K) \cdot (v_1/v_2)} \quad (\text{mg/l})$$

ここに C_k は接触後のオゾン濃度、 C_h は接触前のオゾン濃度、 V_1 、 V_2 は夫々気、液の体積比、 K は定数である⁹⁾。

V_1/V_2 が1程度になると未吸収率が大きくなり実用的でなく、Partial, Total, injection方式を問わず流量比は小さくとの方がよい。一方オゾンの溶解度はHenry-Dalton則に支配され、その分配係数は約0.366であるから排気中のオゾン濃度が 10g/m^3 のとき水中には 3.66g/m^3 の濃度として存在する。従ってオゾン注入量を大きくとるときは上式から考えて高濃度のオゾンを必要とする。このためには放電エネルギーを考慮すると酸素の利用が不可欠と考えられ、G. Axtは充填塔を用いた部分注入方式による酸素リサイクル法を検討し経済評価をおこなっている¹⁰⁾。部分注入方式はエゼクターを用いても基本的には同一原理であり、R. Schaubleらが検討している¹¹⁾。

参考文献

- 1) 先崎, 斉藤: 日化第26年会 (1972)
- 2) 日本工業用水協会: コロナ社. (1971)
- 3) Jr. C. Vaillant: Gaz Eaux Eauxusees 50 No.367 (1970)
- 4) J. C. Morris: Water Treat. Proc. Symp. 160~176 (1970)
- 5) J. M. Foliguet, S. Michelet: Rev. Hyg. et M. d. Soc. 17 No.2, 175 (1969)
- 6) R. M. Campbell: Inst. Water Engrs 19 No2, 101 (1965)
- 7) 村木, 高柳: 用水 9 No8, 17 (1967)
- 8) 先崎: 日化第28秋季年会 (1973)
- 9) G. E. Kurzmann 他 Wasser, Luft Betrieb 1 No1, 11 (1963)
- 10) G. Axt: Jahrbuch vom Wasser 93 (1958)
- 11) R. Schauble 他: Wissenschaftliche Belageder Brauerie Nr. 6 (1958)

第4章 下水2次処理水の高度処理を目的としたろ過処理(砂ろ過)に関する研究

第1節 河川排水の接触凝集ろ過特性

藤 垣 省 吾

序 言

近年不足しつつある水資源の対策として、下水、工場排水の循環利用する方法が注目されているが、これは水資源の開発と環境保全の両面を満足させる重要な技術とみなされ、各国ですでに活発な研究が行われており我国でも関心が高まっている。しかし、これに対する技術開発の進展は思わしくないのが現状である。当所ではこの社会的な要求に貢献するため、昭和46年度より下水2次処理水の高度処理の開発研究に着手した。この研究の目的は、当所で多年研究を続けてきた産業排水の処理技術の成果に基いた高度処理プロセスを開発し、飲用に適し得る上質な用水を下水から生産する技術を確認することである。基礎研究は、当所近傍の汚染度の高い河川水の2次処理水を対象にして、処理量 $0.5\text{m}^3/\text{hr}$ の装置により、4工程(凝集、ろ過、オゾン酸化、活性炭吸着)システムから始められた。その後3ヶ年の研究経過を経て、下水2次処理水→凝集沈殿処理→急速ろ過処理→オゾン酸化処理→ゼオライト吸着処理→活性炭吸着処理→脱塩処理の6工程によりなる物理化学的処理プロセスが提案された。この処理プロセスの実用性を評価するため、札幌市豊平下水処理場内に処理量 $5\text{m}^3/\text{hr}$ の中間処理装置を設置し、最終年度に約1ヶ年間の連続運転を行った。この結果、飲料水基準以下の水質が得られ、中間プラトン規模の実験としては一応技術的に確立したものである。本報告では、この下水2次処理水の高度処理を目的としたろ過処理(砂ろ過)について、1)河川排水の活性汚泥処理水による接触凝集ろ過特性、2)中間プラントによる下水2次処理水のろ過処理、をまとめたものである。

4・1 はじめに

活性汚泥処理による流出水の処理法は、溶存汚染物の不溶化と不溶化物の固液分離が主体である。不溶化過程については、機構の解明も進み、かなり達成されていると考えられるが、固液分離過程では不溶化された浮遊物を高度に分離しえないのが現状である。BODの大部分は浮遊物に含まれており、浮遊物の除去によって処理水中のBODを大幅に減しうると言われている。固液分離としては、浮遊物の沈降性の難易およびこれらの負荷配分を考慮して、沈殿とろ過が用いられている。普通の急速ろ過池では、逆流洗浄を繰り返すうちに表層ほど細かい砂で構成されるようになるので、浮遊物濃度の比較的高い2次処理水をろ過処理に用いると、表面のみに抑留が集中し、ろ層内部はほとんど使用されないままに差圧が限界に達して洗浄が必要となる。従って操業中の洗浄頻度も多く、洗浄水量比を増大させる結果となり、ろ過処理の効率低下をきたす。浮遊物をろ層内部に進入させてろ層を有効利用させるとともに、差圧の急増を避けるためには、ろ層のろ材構成の改善や抑留フロック性状の改善、およびこれらによるろ速の選定等が考えられる⁴⁾。当所では、マイクロフロック法(フロック形成、沈殿の各単位操作を省略したもの)の変法である接触凝集ろ過法の研究を行ってきた^{1,2,3)}。接触凝集ろ過法は、基本的にはマイクロフロック法と同じであり、そのろ過作用は、粒状層における粒子の接触凝集によって行われるものである。マイクロフロック法との違いは、粒状層による凝集効果の増大を計ること、および濁質抑留除去をろ層全体で利用させるために、ろ過塔上部にある原水流入口をろ層上部側面に設けたことにある。これまでの結果によると、低濁度原水について、粗粒砂ろ材(0.5~1.0mm)の単一ろ過層が有効であることが判明し、実用性が見通しが

得られている⁵⁾。本報告では下水2次処理水の高度処理を目的とした、接触凝集ろ過法の実用化資料を得るために、河川排水の活性汚泥処理水を対象として、自動化された処理量0.2m³/hrの装置(粗粒砂単一層)によりろ過性能を調べた。ろ過処理水の評価指標は濁度と全有機炭素量(TOC)とし、凝集剤単独および助剤(高分子凝集剤)との併用による効果を比較検討した。オペレーションパラメーターとしては、ろ過水濁度、差圧、ろ速を用いた。

4・1・1 実験方法

この実験は47年度に設置された活性汚泥処理装置と接触凝集ろ過装置を用いて、48年2月から12月まで行われた。ラウネナイ川水と活性汚泥処理

水の水質試験結果を表4-1-1に示した。

4・1・1・1 活性汚泥処理装置

この装置はエアレーションタンクと沈澱池2槽および処理水貯留槽より構成されており、フローシートは図4-1-1に示した。装置仕様は下記の通りである。

(1) 全滞留時間	8.0hr
(2) 処理水量	16m ³ /d
(3) 流入BOD	100mg/ℓ
(4) 流入BOD量	1.6kg/d
(5) BOD負荷	0.4kg/m ³ ・d
(6) ばつ気槽容積	4m ³
(7) MLSS	平均2,000mg/ℓ
(8) MLSS量	8kg/d

表4-1-1 活性汚泥処理による水質試験

		原水 (ラウネナイ川水)					
成分	項目	原水	活性汚泥処理	成分	項目	原水	活性汚泥処理
pH		7.1	6.9	Mn	(mg/ℓ)	0.14	0.08
濁度	(mg/ℓ)	87.5	6.0	Pb	(mg/ℓ)	0.006	0.06
蒸発残渣	(mg/ℓ)	291	139	Zn	(mg/ℓ)	0.144	—
COD	(mg/ℓ)	57	4	Cu	(mg/ℓ)	0.003	0.02
BOD	(mg/ℓ)	64	39	As	(mg/ℓ)	0.004	—
TOC	(mg/ℓ)	48.7	4.5	Cr	(mg/ℓ)	検出されず	検出されず
一般細菌	(N/ml)	25×10 ³	22×10 ²	P	(mg/ℓ)	"	"
大腸菌	(N/ml)	20×10 ²	2×10 ²	CN	(mg/ℓ)	"	"
SS	(mg/ℓ)	66	—	フェノール類	(mg/ℓ)	"	"
NH ₃ -N	(mg/ℓ)	1.38	0.24	酢酸	(mg/ℓ)	1.92	0.13
NO ₂ -N	(mg/ℓ)	0.056	0.048	プロピオン酸	(mg/ℓ)	0.05	0.01
n-ヘキサン	(mg/ℓ)	7.4	2.0	iso-酪酸	(mg/ℓ)	0.02	trace
ABS	(mg/ℓ)	0.63	0.116	n-酪酸	(mg/ℓ)	trace	—
Ca	(mg/ℓ)	14.4	13.5	iso-吉草酸	(mg/ℓ)	0.03	—
Mg	(mg/ℓ)	7.0	5.1	n-吉草酸	(mg/ℓ)	—	—
Fe	(mg/ℓ)	1.1	1.6				

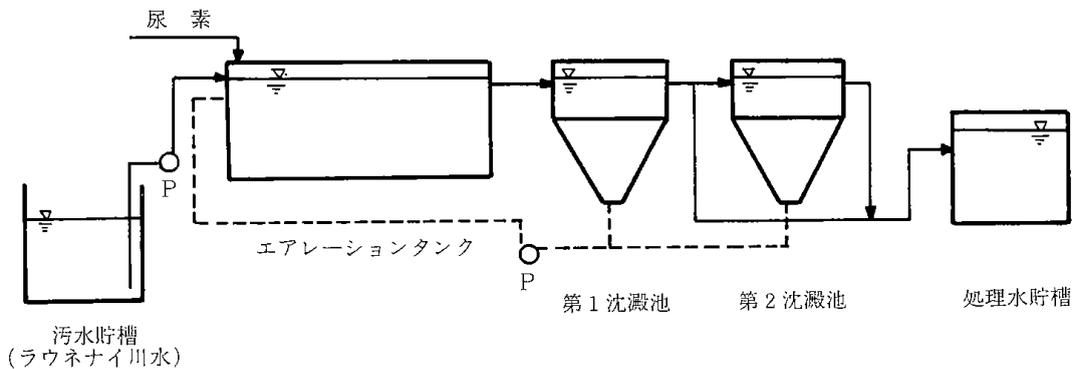


図4-1-1 活性汚泥処理装置

- (9) 沈殿槽容積 2 m³ (2槽)
- (10) 汚泥返送量 5.6~11.1 l /min

4・1・1・2 接触凝集ろ過装置

この装置は開放型急速ろ過方式で、原水注入口をろ層上部側面に増設したものである。装置仕様は下記の通りである。

- (1) 処理水量 0.2m³/hr
- (2) ろ過塔 160φ×2,500H×6 Tmm
- (3) ろ層厚 砂層650mm 砂利層250mm
- (4) ろ材 砂 高萩産 0.013m³
 - 均等係数 1.6
 - 有効径 0.90mm
 - 空隙率 0.40
 - 真比重 2.66
- 砂利 水道用 0.005m³
 - 4~6 mm 50Hmm
 - 6~15mm 100Hmm
 - 15~25mm 100Hmm

4・1・1・3 計測制御装置

この装置はpH計測制御、流速計測制御、差圧計測、濁度計測の部分より構成されており、凝集条件をコントロールするためpHの計測制御を行った。実験装置フローシートは図4-1-2に示した。

(1) pH計測制御

この装置は、調節計を凝集処理条件のpHに設定しておき、次にpH調節剤の濃度を発信器で捕

え、変換器を通して絶えず記録させるものである。また試料水の濃度変化も同様に発信器で捕えて記録する。設定値とのずれは、調節計の出力により調節液が送られて一定値以内を維持するようになっている。これらに使用する主要部分の変換器、および発信器の性能がユニークであり、すぐれているため、最適な凝集処理効果を連続自動制御することができる。

(2) 流速計測制御

この装置は調節計をろ過処理のろ速に設定しておき、処理水が電磁流量発信器を通過したときに、流速に比例して発生する電圧を変換器で電流に変えて、記録計と調節計へ入れるものである。設定値とのずれがあると、調節計の出力によりバルブを開閉して一定流速を維持する。これらの主要部分である変換器と発信器がすぐれているので、ろ過効率を判定するファクターであるろ過流速を自動制御することができる。

(3) 差圧計測

この装置は記録計より測点に同期した信号を出し、パワーリレーを通して電磁弁を開閉し、ろ層中の差圧を発信器によって捕え、統一信号に変えて逐次測定するものである。これらの主要部分である発信器(差圧伝送器)および記録方式がすぐれているので、ろ過効率のファクターである濁質負荷を差圧として連続測定することができる。

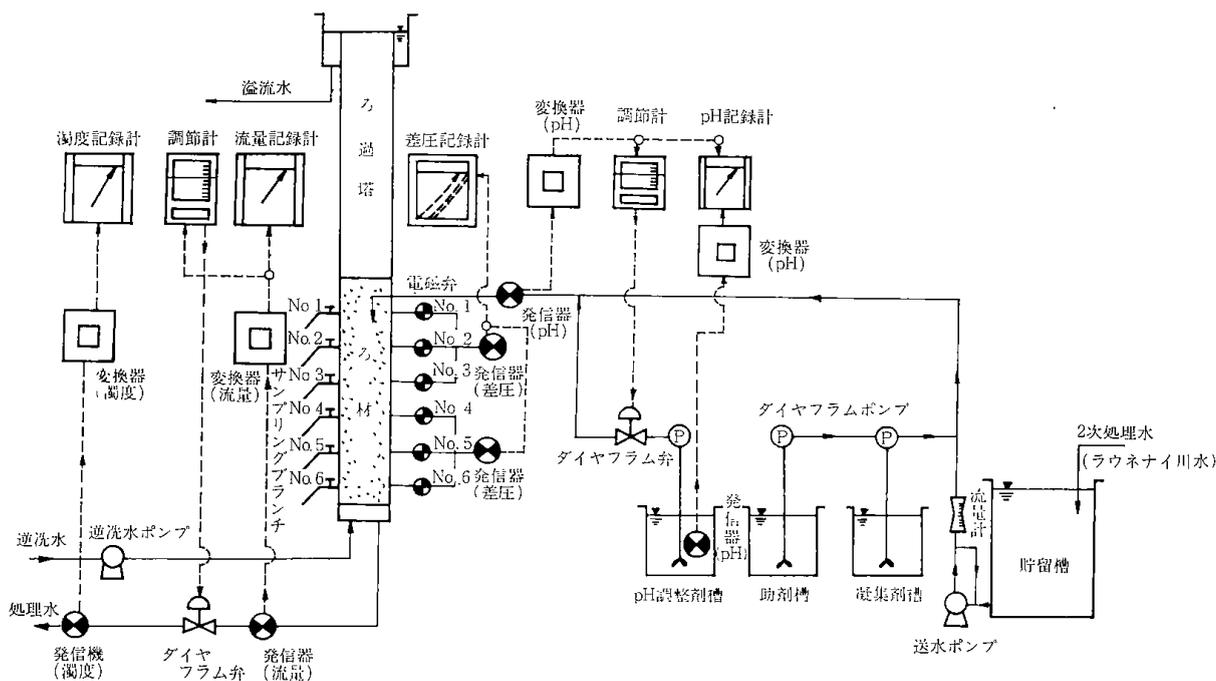


図4-1-2 実験装置フローシート

(4) 濁度計測

この装置はろ過処理水の一部を濁度伝送器に入れ、光学手法を用いて、散乱光と透過光との比により測定するものである。この値を統一信号に変え記録させる。また濁りが液そうガラス面に付着すると誤差が生じるので、超音波洗浄発信器により振動素子を作動させた。これらの主要部分である濁度伝送器は、プロセス濁度計として従来に比較してすぐれている。凝集効果が不十分なために生じるブレイクスルー現象やろ過水濁度の変化を連続記録させて、ろ過効率を判定する。

4・1・1・4 凝集処理

凝集剤として硫酸アルミニウム、助剤として高分子凝集剤フロセット#140を使用した。また、pHコントロールのためにNaOH(5%)を使用した。処理条件はジャーテストによって決めた。pHは7.0、凝集剤10mg/l、助剤0.5mg/lで実験を行った。フロセット#140の性状等は、表4-1-2に示した。

表4-1-2 フロセット #140の物理的性質

項 目	性 状
外 観	無色高粘稠水溶液
pH	中 性
イオン性	ア ニ オン
粘 度	100万cps 以上 (25℃)
溶 解 性	容 易

4・1・1・5 オペレーションパラメーター

ろ速は5m/hr, 10m/hrで行い、電磁流量計を用いて連続記録した。差圧は使用装置の水頭から、最大許容損失水頭を2mとし、測点6ヶ所について連続記録測定した。濁度は流入水濁度を10~15mg/lとして除去率50~70%を予測した。ろ過水基準濁度を5mg/lとして連続記録測定した。

4・1・1・6 運転およびサンプリング

この実験は、1日8時間運転を原則とした。原水濁度は1時間おきにサンプリングし、卓上精密濁度計を用いて測定した。ろ過水pHは卓上型pH計を用いて連続記録測定した。また活性汚泥処理水とろ過処理水の全有機炭素量(TOC)を1日1回測定し、処理効果を調べた。運転中は差圧、ろ過水濁度、流速の低下等を監視しながら行った。

4・1・1・7 洗浄操作

ろ層の洗浄操作は、オペレーションパラメーターのいずれか1つが設定基準値(差圧2m以上、ろ過水濁度5mg/l以上、ろ速5m/hrおよび10

m/hr以下が記録されたとき)に到達した時、運転を停止して逆流洗浄を行った。洗浄水量は処理水量の1~5%、逆流速度0.6m/min、洗浄時間を5~7分とした⁶⁾。また、ろ層の膨張率を120~150%とした。

4・1・2 実験結果および考察

この実験におけるろ過処理の結果を表4-1-3~4-1-5に示した。本表はろ速5, 10m/hr、凝集剤硫酸アルミニウム10mg/l、助剤フロセット(高分子凝集剤)0.5mg/lにより、ろ過水設定濁度5mg/l、差圧2mとして行ったものである。ろ過用原水濁度は0~20mg/lの範囲にあるが、河川排水(ラウネナイ川水)の汚染度および活性汚泥処理効果が日々変動しており、同一原水条件(原水濁度、TOC)でのろ過処理が行えなかったため、ろ過用原水濁度を0~5, 5~10, 10mg/l以上に分けて考察した。ろ過処理能力は、基準値内の処理水濁度と差圧で洗浄に至るまでのろ過持続時間と、ろ速から生産水量を求め、使用した洗浄水量を除いた有効生産水量⁷⁾で決めるが、今回は洗浄水量を一定としたので生産水量で表わした。これはろ速を一定とすれば、ろ過持続時間の関数であり、流入水濁度、凝集剤量、ろ材構成等の影響が考えられるが、今回は観点を流入水濁度にしぼり考察を試みた。

4・1・2・1 流入水濁度とろ過持続時間の関係

一般に下水2次処理水の濁度は低濁度(10~30mg/l)であるが、下水処理地域の環境および位置、下水処理法等によって相当に幅の変化がみられる。本実験では、ラウネナイ川水の活性汚泥処理水を用いたが、同様の傾向がみられた。流入水濁度とろ過持続時間との関係については次の式⁸⁾を用いて検討した。

$$T = Y / Q X \dots\dots\dots (1)$$

ただし T:ろ過持続時間 (hr)

Y:濁質抑留量 (g/m²)

Q:流量[すなわちろ速](m³/m²/hr)

X:流入水濁度 (g/m³)

目標とする濁質抑留量を設定すれば、(1)式により各流入水濁度に対するろ過持続時間が、各ろ速について計算される。下水2次処理水のろ過における濁質除去率は通常50~70%⁹⁾である。したがって本実験では、流入水濁度10~15mg/l、除去率50~70%を予測したので、目標とする濁質抑留量は、除去率の下限を用い、流入水濁度5mg/lで

表4-1-3 ろ過処理実験結果 (1)

処理用原水濁度 0~5mg/ℓ

No.	ろ速 m/hr	凝集剤 mg/ℓ	助剤 mg/ℓ	活性汚泥処理水 pH	ろ過処理水 pH	活性汚泥処理水濁度 mg/ℓ	ろ過処理水濁度 mg/ℓ	除去率 %	差圧 cm	ろ過持続時間 hr	生産水量 m ³ /m ²	濁質抑留量 g/m ²	活性汚泥処理水TOC mg/ℓ	ろ過処理水TOC mg/ℓ	除去率 %	洗浄原因
1	10	Aℓ-10	フロセツト0.5	7.0	7.0	3.4	0.9	73.5	104.0	37	370	925	—	—	—	流低
2	10	〃	〃	6.9	6.8	3.6	2.0	44.4	166.0	19	190	304	2.8	1.4	50.0	〃
3	10	〃	〃	7.2	6.6	2.8	1.9	32.1	172.0	48	480	432	—	—	—	〃
1~3平均						3.3	1.6	51.5	147.3	34.7	347	589.9				
4	5	Aℓ-10	フロセツト0.5	6.9	6.8	3.7	1.8	51.4	200.0	47	235	447	2.6	1.9	26.9	差圧
5	10	〃	—	6.9	6.8	2.7	1.3	51.9	156.0	14	140	196	2.8	1.5	46.4	流低
6	10	〃	—	6.8	6.9	3.0	2.1	30.0	180.0	15	150	135	5.0	3.0	40.0	〃
7	10	〃	—	7.0	6.6	3.4	3.4	0	141.0	25	250	0	2.1	1.1	56.0	〃
8	10	〃	—	6.9	6.7	3.6	1.1	69.4	155.0	18	180	450	1.5	1.2	20.0	〃
9	10	〃	—	6.9	6.8	4.7	1.2	74.5	88.0	34	340	1190	3.5	2.5	28.5	〃
5~9平均						3.5	1.8	48.6	144.0	21.2	212	360.4	3.0	1.9	36.6	
10	5	Aℓ-10	—	7.0	7.0	3.8	1.8	52.6	200.0	52	260	520	3.0	1.0	66.7	差圧
11	〃	〃	—	6.9	6.9	4.6	1.9	58.7	200.0	35	175	473	2.7	1.3	51.9	〃
12	〃	〃	—	7.1	6.9	3.5	1.7	51.4	200.0	65	325	585	5.0	2.5	50.0	〃
10~12平均						4.0	1.8	55.0	200.0	50.7	253.5	557.7	3.6	1.6	55.6	

表4-1-4 ろ過処理実験結果 (2)

処理用原水濁度 5~10mg/ℓ

No.	ろ速 m/hr	凝集剤 mg/ℓ	助剤 mg/ℓ	活性汚泥処理水 pH	ろ過処理水 pH	活性汚泥処理水濁度 mg/ℓ	ろ過処理水濁度 mg/ℓ	除去率 %	差圧 cm	ろ過持続時間 hr	生産水量 m ³ /m ²	濁質抑留量 g/m ²	活性汚泥処理水TOC mg/ℓ	ろ過処理水TOC mg/ℓ	除去率 %	洗浄原因
1	10	Aℓ-10	フロセツト0.5	7.0	6.7	8.4	3.3	60.7	178.0	25	250	1275	4.5	3.5	22.2	流低
2	5	〃	〃	6.9	7.3	9.4	2.3	75.5	200.0	24	120	852	—	—	—	差圧
3	5	〃	〃	7.0	7.0	5.5	1.1	80.0	200.0	64	320	1409	3.5	1.0	71.4	〃
4	5	〃	〃	7.0	7.5	5.6	2.1	62.5	200.0	66	330	1155	3.1	0.7	77.4	〃
2~4平均						6.8	1.8	73.5	200.0	51.3	256.5	1281.5	3.3	0.9	72.7	
5	10	Aℓ-10	—	6.9	6.8	5.7	1.4	75.4	141.0	20.5	205	882	—	—	—	流低
6	10	〃	—	6.5	7.0	9.1	2.0	78.0	84.0	20	200	1420	—	—	—	〃
7	10	〃	—	6.9	7.0	7.3	1.3	82.2	82.0	18	180	1080	5.5	3.5	36.4	〃
8	10	〃	—	6.9	6.9	9.3	2.0	78.5	31.0	11	110	803	5.0	1.0	80.0	〃
9	10	〃	—	7.0	6.9	6.6	4.0	39.4	50.0	19.5	195	507	3.1	2.1	32.3	〃
5~9平均						7.6	2.1	72.4	77.6	17.8	178	979	4.5	2.2	51.1	
10	5	Aℓ-10	—	6.9	6.9	6.2	1.2	80.6	152.0	61	305	1525	3.0	3.0	0	流低
11	5	〃	—	7.4	7.0	9.9	2.5	74.7	200.0	35	175	1295	8.5	6.5	23.5	差圧
10~11平均						8.1	1.9	76.5	176.0	48	240	1488	5.8	4.8	17.2	

表4-1-5 ろ過処理実験結果 (3)

処理用原水濁度 10mg/ℓ 以上

No.	ろ速 m/hr	凝集剤 mg/ℓ	助剤 mg/ℓ	活性汚泥処理水 pH	ろ過処理水 pH	活性汚泥処理水濁度 mg/ℓ	ろ過処理水濁度 mg/ℓ	除去率 %	差圧 cm	ろ過持続時間 hr	生産水量 m ³ /m ³	濁質抑留量 g/m ³	活性汚泥処理水 TOC mg/ℓ	ろ過処理水 TOC mg/ℓ	除去率 %	洗浄原因
1	10	Aℓ-10	フロセツト 0.5	6.7	7.0	11.9	2.1	82.4	145.0	20	200	1960	3.2	1.0	68.8	流低
2	10	〃	〃	7.0	6.8	11.1	1.5	86.5	141.0	9	90	864	3.2	2.5	21.9	〃
3	10	〃	〃	6.9	7.0	10.3	1.7	83.5	142.0	12.5	125	1075				〃
1~3 平均						11.1	1.8	83.8	142.7	13.8	138	1283.4	3.2	1.8	43.8	
4	5	Aℓ-10	フロセツト 0.5	6.7	7.0	11.5	1.9	92.2	200.0	30	150	1590				差圧
5	5	〃	〃	7.1	7.0	12.3	1.5	87.8	200.0	24	120	1296				〃
6	5	〃	〃	6.9	7.0	15.4	1.7	89.0	200.0	24	120	1644	5.5	3.5	36.4	〃
7	5	〃	〃	7.0	7.0	17.7	4.0	77.4	200.0	25	125	1713	5.5	1.0	81.8	〃
8	5	〃	〃	6.9	7.0	10.1	4.6	54.5	200.0	50	250	1375	2.4	1.7	29.2	〃
4~8 平均						13.4	2.7	79.9	200.0	30.6	153	1637.1	4.5	2.1	53.3	
9	10	Aℓ-10	—	6.8	6.9	13.2	1.8	86.4	96.0	17	170	1938	3.5	1.5	57.1	派低
10	10	〃	—	7.0	7.0	10.6	1.6	84.9	92.0	14.5	145	1350	4.5	3.5	22.1	〃
11	10	〃	—	7.1	7.0	13.1	2.7	79.4	61.0	9.5	95	988	4.0	2.0	50.0	〃
9~11 平均						12.3	2.0	83.7	83.0	13.7	137	1411.1	4.0	2.3	42.5	
12	5	Aℓ-10	—	6.8	6.9	12.9	2.5	80.6	200.0	55	275	2860	3.3	0.3	90.9	差圧
13	5	〃	—	6.8	7.0	13.2	4.7	64.4	200.0	41	205	1743	1.8	1.2	33.3	〃
14	5	〃	—	7.0	6.9	10.3	1.9	81.6	172.0	25	125	1050	2.0	1.0	50.0	流低
12~14 平均						12.1	3.0	75.2	190.7	40.3	201.5	1833.7	2.4	0.8	66.7	

計算した。ろ速および操業時間は、上水道で用いられる急速ろ過池の運転管理法を適用した。これらからろ速 5 m/hr で 24, 48, 72 時間操業した場合、目標とする濁質抑留量は(1)式より、600, 1,200, 1,800g/m³となる。その結果を図4-1-3~4-1-4に示した。図中の曲線は、各濁質抑留量に達する流入水濁度とろ過持続時間の関係をろ速 5 m/hr, 10 m/hr について示したものである。実験結果はいずれも流入水濁度が高くなるにつれて、ろ過持続時間が低下しており、これらに相関性がみられる。全体的にみると、濁質抑留量 600~1,800 g/m³の基準値線の範囲内時間を超えたものが 27%、範囲内時間が 67.6%、範囲内時間に到達しなかったものが 5.4% を占めている。助剤併用(フロセツト)の効果について、基準値線の範囲内時間を超えたものは、凝集剤単独使用で 19.0%、助剤併用で 37.0% であった。ろ速の相違による効果は、範囲内時間を超えたものが 10 m/hr で 15.0%、5 m/hr で 41.2% であり、ろ速 5 m/hr で助剤を併用処理

した場合、良好な結果が得られた。また範囲内時間を超えたものは流入水濁度が 5 mg/ℓ 以上の場合だけであった。このことは、ろ速および流入水濁度が接触凝集効果に影響を与えていると考えられる。すなわち、凝集条件としては、ある程度の濁質成分および低ろ速が必要と思われる。

4・1・2・2 流入水濁度と濁質抑留量の関係

ろ層の濁質貯留能力について、流入水濁度と濁質抑留量の関係を検討した。その結果を図4-1-5~4-1-6に示した。図中の直線は、ろ速 5, 10 m/hr における一定運転時間での流入水濁度に対する濁質抑留量の計算値((1)式)、また破線は目標濁質抑留量を示す。全体的にみると、測定値の 75% が目標濁質抑留量範囲(600~1,800g/m³)以上に含まれ、要した運転時間は 12(6)~48(24)時間以上であった。助剤併用の場合、測定値の 87.5% が範囲以上に含まれ、ろ速を変えた場合はろ速 5 m/hr で 82.4%、ろ速 10 m/hr で 68.4% が範囲以上に含まれた。また最大濁質抑留量はろ速 5 m/hr、流入

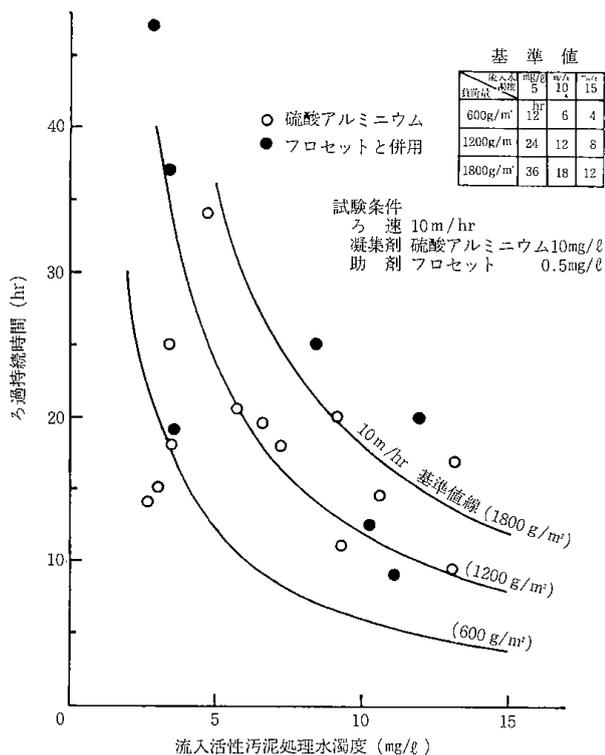


図4-1-3 流入水濁度とろ過持続時間の関係 (1)

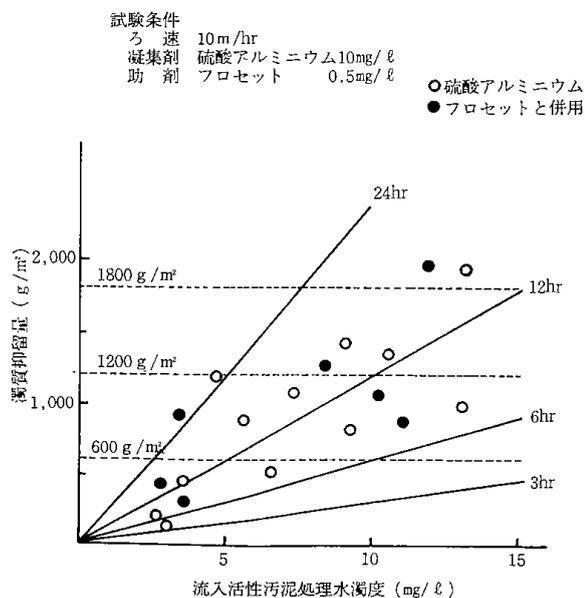


図4-1-5 流入水濁度と濁質抑留量の関係 (1)

水濁度12.9mg/ℓで2,860g/m²を示した。これらの結果から、処理条件としてろ速5m/hr、助剤併用の場合が良好と思われる。また流入水濁度が5mg/ℓ以下では、濁質抑留量はろ速および助剤併用に関係なく、目標範囲に達しないものが大部分を占めている。この濁度範囲における凝集剤注入量の不足が接触凝集効果に影響を及ぼし、ろ過持

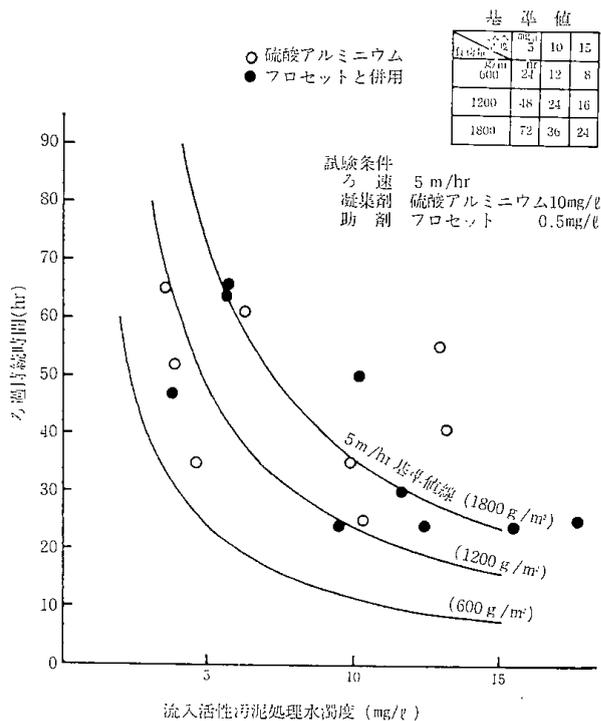


図4-1-4 流入水濁度とろ過持続時間の関係 (2)

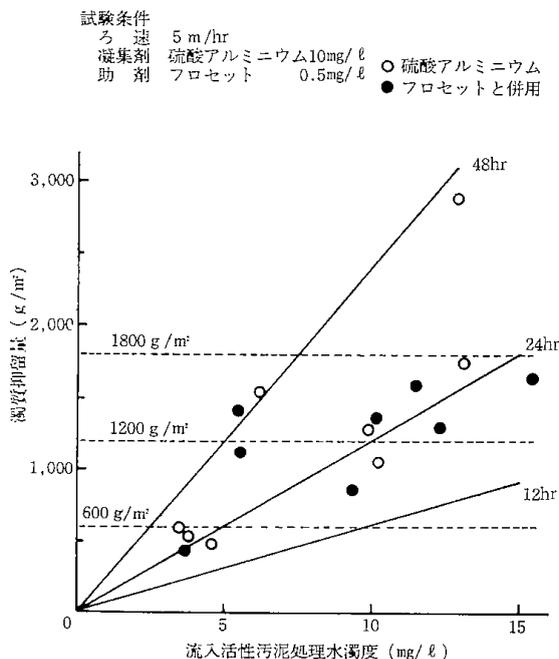


図4-1-6 流入水濁度と濁質抑留量の関係 (2)

続時間を低下させたものと考えられ、処理効果をあげるためには、凝集剤注入量の増加が必要と思われる。

4・1・2・3 ろ過処理における濁質除去

ろ過処理の濁質除去について、流入水濁度とろ過水濁度の関係を検討した。測定結果を図4-1-7～4-1-8に示した。図中の直線は50%または75%の

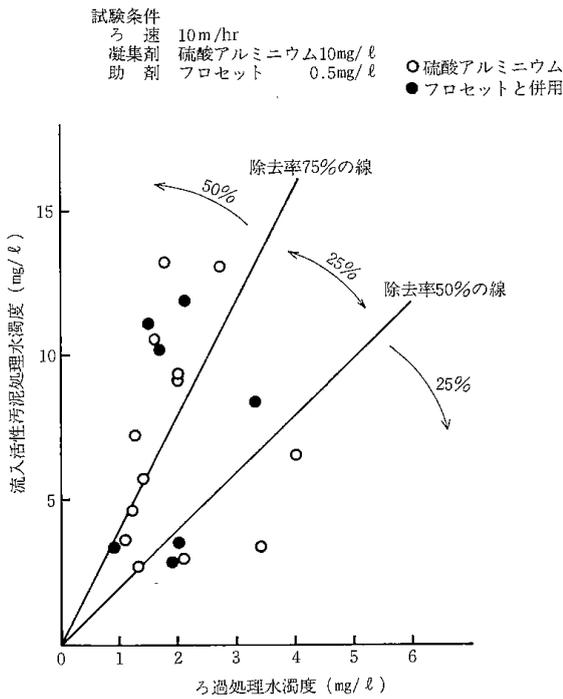


図4-1-7 ろ過処理における濁質除去 (1)

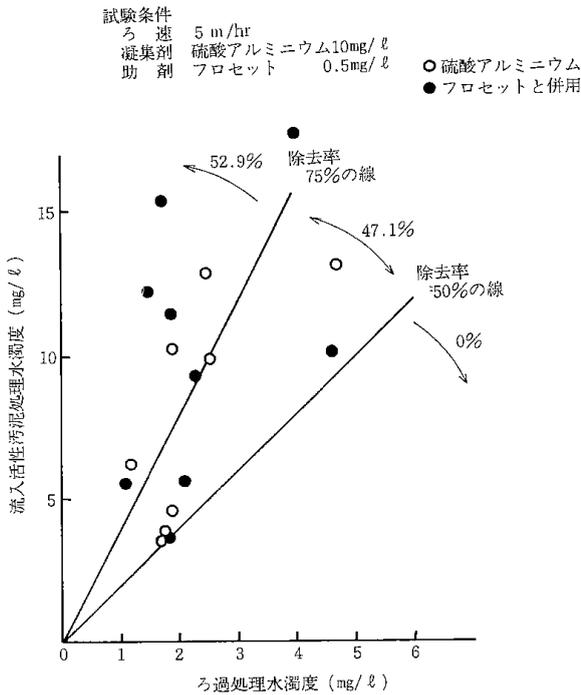


図4-1-8 ろ過処理における濁質除去 (2)

除去率を示したものである。測定値の51.4%は除去率75%以上を示し、35.1%が除去率50~75%の範囲に含まれた。助剤併用の場合、除去率75%以上が56.3%、除去率50~75%が31.3%である。また、ろ速が異なる場合、10m/hrでは除去率75%以上が50.0%、除去率50~75%が25.0%、5 m/hrでは

除去率75%以上が52.9%、除去率50~75%が47.1%である。これらの結果から、濁質除去について、ろ速5 m/hrで、助剤併用した場合に処理効果が向上することがわかった。流入水濁度5 mg/ℓ以下では一般に、除去率が低く、処理効果が十分にあげられない。

4-1-2-4 ろ過処理における有機物除去

水質汚濁の指標としては、古くから水中の有機物量が用いられ、いろいろな測定方法が検討されてきた。最近では汚濁総量を把握する方法として、迅速に測定結果が得られるTOC、TODが活用されている。ろ過処理によって有機物成分がどの程度除去されたかをみるために、流入水、ろ過水のTOC測定を行った。その結果を図4-1-9~4-1-10に示した。有機物の除去率50%以上を占めるものは全体で50.0%であった。助剤併用の場合は除去率50%以上が50.0%、ろ速の異なる場合は除去率50%以上を占めるものが10m/hrで35.6%、5m/hrで57.1%であった。これらの結果から、ろ過処理における有機物除去については、流入水の濃度にもよるが、除去率50%前後が多いように思われる。

4-1-2 まとめ

下水2次処理水などの接触凝集ろ過法による高度処理についての基礎資料を得ることを目的として、河川排水(ラウネナイ川水)の活性汚泥処理水

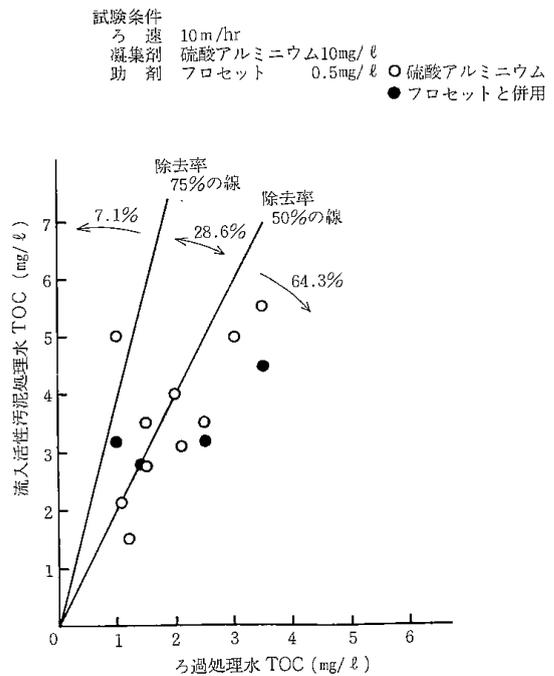


図4-1-9 ろ過処理におけるTOC除去 (1)

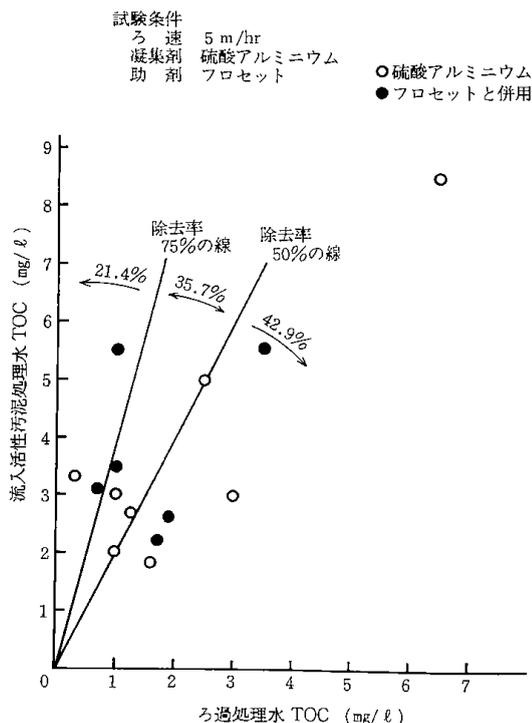


図4-1-10 ろ過処理における TOC 除去 (2)

のろ過実験を行い、以下の結果が得られた。

1) 差圧(実験終了時)はろ速 5 m/hr で平均 195.0cm, 10m/hr で平均 127.7cm, 凝集剤単独使用で平均 145.7cm, 助剤併用で平均 178.0cm であった。流入水濁度 0 ~ 5, 5 ~ 10, 10mg/l 以上の範囲では、それぞれ平均 172.8, 157.9, 154.1cm を示した。流入水濁度が低い場合、設定差圧までろ過処理が可能であり、したがって実験終了時、差圧平均は流入水濁度が低いほど高くなる。

2) ろ過持続時間は、ろ速 5 m/hr で平均 44.6 時間, 10m/hr で平均 21.0 時間, 凝集剤単独使用で平均 32.0 時間, 助剤併用で平均 33.7 時間であった。流入水濁度 0 ~ 5, 5 ~ 10, 10mg/l 以上の範囲では、それぞれ平均 38.4, 35.5, 24.6 時間を示した。

3) 生産水量はろ速 5 m/hr で平均 223.3 m³/m², 10m/hr で平均 210.3m³/m², 凝集剤単独使用で平均 203.7m³/m², 助剤併用で平均 230.0m³/m² であった。流入水濁度 0 ~ 5, 5 ~ 10, 10mg/l 以上の範囲では、それぞれ平均 261.9, 231.1, 157.4 m³/m² を示した。一般に生産水量は、ろ速の高速化により 10% 前後増加し、また流入水濁度の増加により減少する。本実験においても、ろ速 10m/hr での生産水量はろ速 5 m/hr に比べ、5 mg/l 以上の流入水濁度で著しい減少がみられた。

4) 濁質抑留量はろ速 5 m/hr で平均 1,207.5 g/m², 10m/hr で平均 983.1g/m², 凝集剤単独使用

で平均 1,105.0g/m², 助剤併用で平均 1,085.7 g/m² であった。流入水濁度 0 ~ 5, 5 ~ 10, 10mg/l 以上の範囲では、それぞれ平均 488.8, 1,255.9, 1,541.3g/m² を示した。流入水濁度 5 mg/l 以下においては、濁質抑留量が著しく少ない。この実験では、先の基礎実験⁵⁾で得られた最適凝集剤注入量を適用したが、流入水濁度 5 mg/l 以下では不十分であり、したがって凝集剤量をさらに上げる必要がある。

5) 流入水濁度は、0 ~ 5, 5 ~ 10, 10mg/l 以上の範囲でそれぞれ平均 3.6, 7.7, 12.2mg/l であった。

6) 処理水濁度はろ速 5, 10m/hr で平均 2.2, 2.1mg/l, 凝集剤単独使用で平均 2.1mg/l, 助剤併用で平均 2.2mg/l であった。流入水濁度 0 ~ 5, 5 ~ 10, 10mg/l 以上の範囲では、それぞれ平均 1.8, 2.3, 2.4mg/l を示した。

7) 濁質除去率はろ速 5 m/hr で平均 68.6%, 10m/hr で平均 66.8%, 凝集剤単独使用で平均 55.9%, 助剤併用で平均 66.8% であった。流入水濁度 0 ~ 5, 5 ~ 10, 10mg/l 以上の範囲では、それぞれ平均 51.6, 70.8, 80.7% を示した。通常、下水 2 次処理水のろ過では、濁質除去率は 50 ~ 70% である。濁質性状による相違もあるが、低濁質の除去については処理効果があまりあがらない。

8) TOC 除去率は、ろ速 5 m/hr で平均 48.8%, 10m/hr で平均 41.0%, 凝集剤単独使用で平均 45.0%, 助剤併用で平均 44.9% であった。流入水濁度 0 ~ 5, 5 ~ 10, 10mg/l 以上の範囲でそれぞれ平均 42.3, 40.9, 51.6% を示した。

9) 洗浄が必要になった原因は差圧によるものが 40.5%, 流量低下によるものが 59.5% であった。

4.1.4 あとがき

長期間ろ過処理の連続運転を行ったが、天候および気象条件等により活性汚泥処理効果の変動し、同一条件での実験が、十分でない場合もあった。今回の実験において、ろ過効率の面では、ろ速 5 m/hr, 助剤併用処理した場合により結果を示し、濁質除去および有機物除去についても同様の条件の場合により結果を示した。ろ過処理における流入水濁度については、低濁度から高濁度が増えると、ろ過効率は低下し、濁質抑留量は増加した。しかし有機物除去については、流入水濁度と無関係であった。ろ過実験では多量の試水を使用することから、取水が容易であり、かつ適度に汚染されて

いることが必要である。取水源であるラウネナイ川は、本実験工場の近傍にあり、流入汚染源が家庭下水および食品製造工場排水等のため、原水内容としては、一般に下水と必ずしも同一ではないが、今後下水2次処理水の高度処理として、本ろ過法を利用させるため、その基礎資料として本実験を

行った。これらの結果から、接触凝集ろ過法を用いて助剤併用処理した場合、濁質除去および有機物除去に有効であることが明らかになった。今後の対策としては、ろ過効率を向上させるために、ろ層の多層化によるろ過特性を検討する必要があると考えられる。

第2節 中間プラントによる下水2次処理水のろ過処理

藤 垣 省 吾

4・2 はじめに

札幌市豊平下水処理場内に設置した中間処理装置を用いて、下水2次処理水の高度処理が行われた。この報告は、中間プラントの連続運転での急速ろ過処理についてまとめたものである。本処理の区分としては濁質除去に重点を置き、後段のオゾン処理以降が有効にその機能を発揮しうることを目的とした。

従来急速ろ過では、ろ材としてほぼ均一径の珪砂を使用しているが、ろ層の閉塞により洗浄操作が行われた後にろ材粒子の比重差による沈降が行われて、ろ層の粒度分布は上部ほど細くなる。そのため流入濁質はほとんど表層部で抑留除去されて、圧力損失の増大によりろ過持続時間を減少させる。これらの欠点を改善するために多層ろ過法(逆粒度構成ろ過、復層ろ過を含む)、マイクロフロック法(フロック形成、沈殿の各单位操作を省略したもの)の研究が行われている⁴⁾。当所では、同一面積でさらに多くの生産水量を得るための濁質抑留除去法として、ろ層を有効に利用するマイクロフロック法の変法を用いた研究を行ってきた^{1,2,3)}。これは流入水口をろ層上部側面としたものであり、その効果は濁質抑留もあり、またろ層も3/5が利用されている⁵⁾。本下水高度処理プラントは急速ろ過法であるが、ろ層上部側面に流入水口を設けてこれらの効果を調べた。ろ過処理の評価指標は濁度とし、またオペレーションパラメーターとして、差圧、ろ過水濁度、流速を用いるろ過性能を検討した。

4・2・1 実験方法

4・2・1・1 ろ過装置

中間試験に使用したろ過装置は開放型急速ろ過方式で連続運転上2基を1組として設置した。装置は図4-2-1に示した。また装置仕様は下記の通りである。

- (1) 処理水量 5 m³/hr (LV = 5 m/hr)
- (2) ろ過塔 1,150φ×2,950H×6 T mm

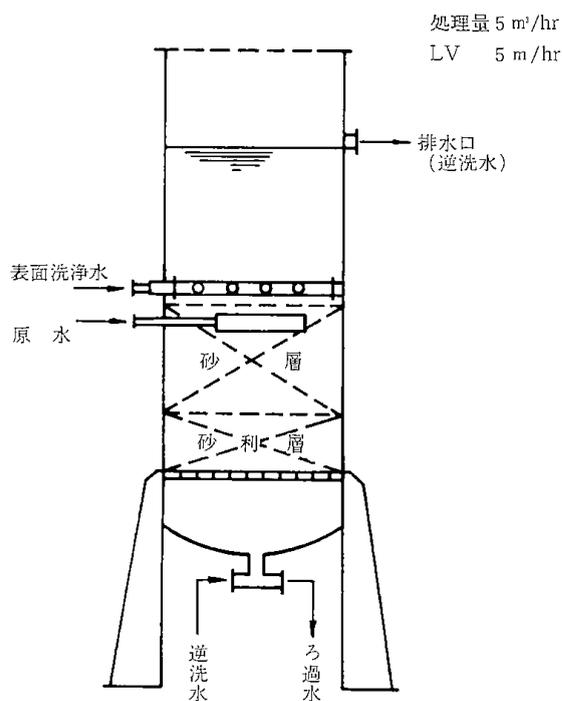


図4-2-1 急速ろ過装置

- | | |
|---------|-------------------------------|
| (3) ろ層厚 | 砂層 650mm |
| | 砂利層 350mm |
| (4) ろ材 | 砂 高萩産 0.65m ³ (1基) |
| | 均等係数 1.6 |
| | 有効径 0.55mm |
| | 空隙率 0.48 |
| | 真比重 2.66 |
| | 砂利 水道用 0.35m ³ |
| | 4~6mm 150H mm |
| | 6~15mm 100H mm |
| | 15~25mm 100H mm |

4・2・1・2 計測制御装置

オペレーションパラメーターおよび洗浄予知パラメーターとして、差圧、ろ過水濁度、流速を計測し、これらの設定値による自動制御を行った。装置は図4-2-2に示した。

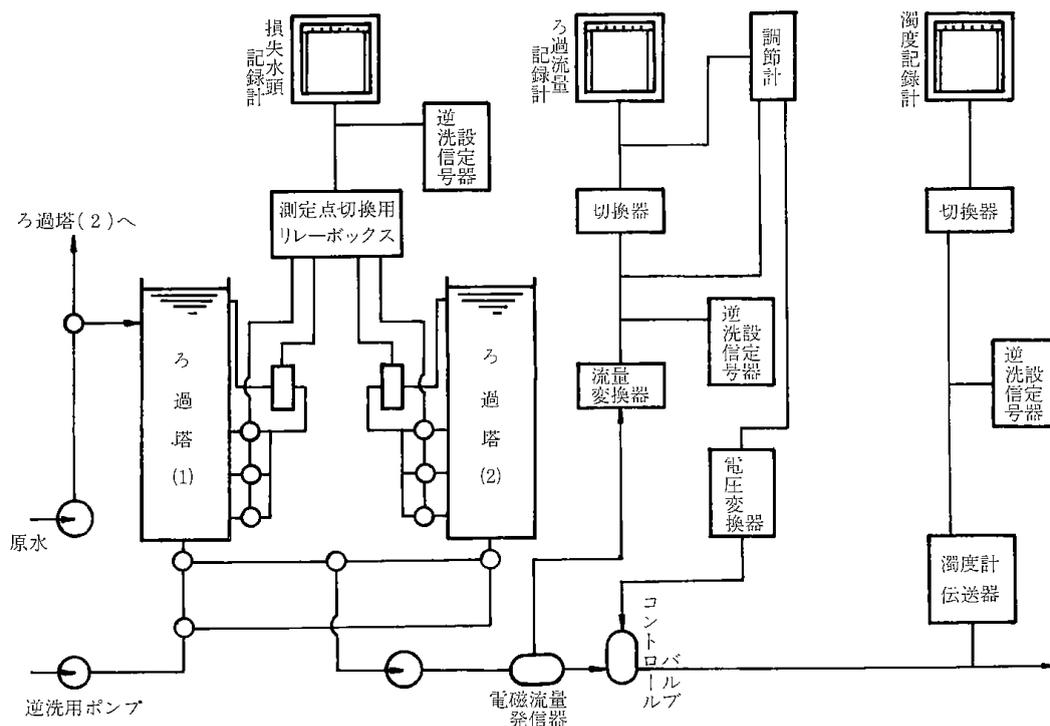


図4-2-2 ろ過処理用計測制御装置図

4・2・1・3 凝集剤

中間試験の凝集工程では、PAC(Al-5mg/l) PAC(Al-10mg/l), PAC(Al-15mg/l)を用いた。主としてPAC(Al-10mg/l)が使用され、他は比較として行った。またpHコントロールのため、NaOH(5%)を同時に用いた。

4・2・1・4 ろ速

ろ速は、2.5 m/hr, 3.0 m/hr, 3.2 m/hr, 3.5 m/hr, 5.0 m/hrで行われた。主として3.5m/hrを用い、他は比較として行った。これらは電磁流量計を用いて連続記録測定した。洗浄予知のため設定値より0.5 m/hr 低くして運転した。

4・2・1・5 差圧

最大許容損失水頭を2mとした。洗浄予知の差圧も同様とした。差圧は測点に同期した信号で電磁弁を開かせ、力平衡方式を用いて電流に変換し連続記録測定した。

4・2・1・6 ろ過水濁度

流入水濁度を最大15~20 mg/l, 除去率60~80%を予測して、洗浄予知のろ過水濁度設定値を5 mg/lと15mg/lとした。ろ過濁度は開放液面散乱光測定方式を用いて連続記録測定した。

4・2・1・7 運転およびサンプリング

中間試験の操業は1日8時間運転を原則とし

た。サンプリングは、運転開始後定常状態になった時点で1日1回行った。ろ過装置は、差圧、ろ過水濁度、流速設定値で監視され、洗浄操作を含めて連続運転した。

4・2・1・8 洗浄操作

ろ層洗浄は逆流洗浄と表層洗浄の2種を行った。洗浄水量は処理水量の5%とし、使用ろ材の諸元の計算⁶⁾から最適逆洗速度0.54 m/minを求めて逆流洗浄時間を9分とした。また表層洗浄は一般に用いられている洗浄速度0.20 m/minで、洗浄時間を6分とした。これらはオーバーラップさせずに表層洗浄、逆流洗浄の順で洗浄操作を行った。

4・2・2 実験結果および考察

中間試験におけるろ過処理実験結果を表4-2-1~表4-2-3に示した。表4-2-1はろ速2.5 m/hr, 凝集剤PAC(Al-5mg/l), ろ過水濁度設定値15 mg/l, 運転数8回のデータである。表4-2-2はろ速3.5 m/hr, 凝集剤PAC(Al-10 mg/l), ろ過水濁度5 mg/l, 運転数34回のデータである。表4-2-3は比較としてろ速, 凝集剤注入量を変化させたものを一括した。ろ過処理能力は、規定内の処理水濁度で洗浄に至るまでのろ過持続時間とろ速から生産水量を求め、使用した洗浄水量を除いた有効生産水量⁷⁾で決める。これはろ速を一定と

表4-2-1 ろ過処理実験結果 (1)

実験条件

ろ 速 2.5m/hr
凝 集 剤 PAC(Aℓ-5) mg/ℓ
ろ過水濁度設定値 15 mg/ℓ

No.	水 温 ℃	下水処理水 pH	凝集処理水 pH	ろ過処理水 pH	下 水 処理水 濁 度 mg/ℓ	凝 集 処理水 濁 度 mg/ℓ	ろ 過 処理水 濁 度 mg/ℓ	除去率 %	差 圧 cm	ろ過持 続時間 hr	有効生 産水量 m ³ /m ²	濁 質 抑留量 g/m ²	洗 浄 原 因	洗 浄 水量比 %
1	16.0~19.0	7.00~6.90	6.55~6.70	6.60~6.70	—	16.5	4.2	74.5	60.0	12.0	24.00	369.0	濁度	20.0
2	20.0	7.08~6.90	6.72~8.30	6.69~7.70	22.0	17.0	2.7	84.1	80.0	11.5	22.75	411.2	〃	20.8
3	16.0~17.5	7.05	6.85	7.05	21.9	8.7	5.5	36.8	28.0	5.0	6.50	40.0	〃	48.0
4	17.2~17.4	6.80~7.15	11.40~6.80	12.30~6.90	18.7	4.5	2.5	44.4	82.0	10.5	20.25	52.5	〃	22.9
5	16.0~18.0	6.90	7.00	6.30	24.0	4.5	2.0	55.6	100.0	6.0	9.00	37.5	〃	40.0
6	16.0~18.0	6.80	6.40	6.40	14.1	16.5	3.8	77.0	36.0	4.0	4.00	127.0	〃	60.0
7	16.0~18.0	7.10	9.40	8.75	11.7	10.9	2.7	75.2	78.0	7.0	11.50	143.5	〃	34.3
8	16.0~18.0	7.09~7.48	7.02~7.38	7.08~7.29	5.9	1.7	1.1	35.3	200.0	27.0	61.50	40.5	差圧	8.9
平均					16.9	10.0	3.1	60.4	83.0	10.4	19.94	152.7		23.1

注 (1) 除去率とはろ過処理における濁質除去を示し、有効生産量とは処理水量から洗浄水量を除去したものを示した。

(2) 濁質抑留量とは流入水濁度とろ過水濁度の差に処理水量を乗じたものを示した。

(3) 洗浄原因とは洗浄の行われた設定因子の種類をいい、洗浄水量比とは洗浄水量(6 m³)と処理水量の比を示した。

表4-2-2 ろ過処理実験結果 (2)

実験条件

ろ 速 0.5m/hr
凝 集 剤 PAC (Aℓ-10) mg/ℓ
ろ過水濁度設定値 5 mg/ℓ

No.	水 温 ℃	下水処理水 pH	凝集処理水 pH	ろ過処理水 pH	下 水 処理水 濁 度 mg/ℓ	凝 集 処理水 濁 度 mg/ℓ	ろ 過 処理水 濁 度 mg/ℓ	除去率 %	差 圧 cm	ろ過持 続時間 hr	有効生 産水量 m ³ /m ²	濁 質 抑留量 g/m ²	洗 浄 原 因	洗 浄 水量比 %
1	20.0~24.0	6.99~6.80	6.74~6.70	6.77~6.85	7.5	20.8	0.7	96.6	156.0	7.5	20.25	527.6	濁度	22.9
2	18.8~24.0	6.80~6.83	6.65~6.70	6.72~6.85	7.2	10.7	1.1	89.7	200.0	11.0	32.50	369.6	差圧	15.6
3	18.4~21.5	6.82~6.63	6.44~6.70	6.72~6.49	6.5	12.9	2.4	81.4	70.0	8.0	22.00	294.0	濁度	21.4
4	18.0~21.5	6.63~6.70	6.44~6.60	6.49~6.40	7.1	18.1	1.1	93.9	74.0	6.5	16.75	386.8	〃	26.4
5	18.8~21.6	6.75	6.65	6.40	9.9	10.8	2.8	74.1	86.0	6.0	15.00	168.0	〃	28.6
6	19.5~24.0	6.62	6.30	6.32	8.3	4.7	0.5	89.4	200.0	5.0	11.50	73.5	差圧	34.3
7	19.2~22.0	6.75	6.38	6.24	8.5	10.5	2.0	81.0	70.0	5.0	11.50	148.8	濁度	34.3
8	19.5~23.0	6.90	6.58	6.38	9.6	25.0	1.5	94.0	60.0	4.0	8.00	329.0	〃	42.9
9	19.5~22.0	6.98~6.90	6.74~6.62	6.77~6.52	9.1	12.5	1.4	88.8	60.0	7.0	18.50	272.0	〃	24.5
10	19.8~22.0	6.90	6.62	6.52	8.0	12.0	2.0	83.3	47.0	4.5	9.75	157.5	〃	38.1
11	—	6.58	6.25	6.34	6.0	10.5	0.6	94.3	34.0	5.5	13.25	190.5	〃	31.2
12	19.0~20.5	6.70	6.30	6.50	4.7	12.3	1.3	89.4	84.0	6.5	18.75	250.2	〃	24.2
13	19.5~20.5	6.70~6.60	6.80~6.57	6.77~6.60	10.2	3.8	1.3	65.8	54.0	7.5	20.25	65.7	〃	22.9
14	19.5~20.5	6.60	6.57	6.60	2.9	12.0	3.4	71.7	40.0	4.5	9.75	168.5	〃	38.1
15	19.0~20.0	7.00	6.80	6.80	7.8	13.0	1.9	85.4	80.0	3.0	4.50	100.8	〃	57.1
16	18.0~20.0	6.70	6.70	6.90	7.0	15.0	2.1	86.0	94.0	5.5	13.25	252.2	〃	31.2
17	—	7.02	7.00	6.92	2.9	2.6	2.0	23.1	30.0	6.5	16.75	11.4	〃	26.4
18	19.0~20.2	7.00	6.80	6.80	4.5	9.0	2.1	76.7	90.0	3.5	6.25	85.8	〃	49.0
19	19.0~20.2	7.00~7.05	6.80~7.00	6.80~7.05	6.6	16.6	2.5	84.9	40.0	6.5	18.75	329.9	〃	24.2
20	18.0~19.8	6.92	6.98	7.10	5.5	6.0	2.8	53.3	60.0	2.0	1.00	24.5	〃	85.7

No.	水温 ℃	下水処理水 pH	凝集処理水 pH	ろ過処理水 pH	下水処理水濁度 mg/ℓ	凝集処理水濁度 mg/ℓ	ろ過処理水濁度 mg/ℓ	除去率 %	差圧 cm	ろ過持続時間 hr	有効生産水量 m ³ /m ²	濁質抑留量 g/m ²	洗浄原因	洗浄水量比 %
21	15.0~19.0	6.90~7.00	6.78~6.80	6.88~7.20	4.8	6.1	2.8	54.1	152.0	9.5	27.25	109.7	濁度	18.0
22	15.5~16.5	6.90~7.02	6.60~6.50	6.60	18.0	12.0	3.8	68.3	130.0	3.0	4.50	86.1	〃	57.1
23	14.4~15.8	7.52~6.95	7.22~6.95	7.20~6.70	14.6	13.6	0.5	96.3	110.0	9.5	27.25	435.6	〃	18.0
24	15.4~17.0	6.95~6.96	6.95~6.97	6.70~6.66	9.7	4.0	0.5	87.5	84.0	8.5	23.75	104.1	〃	20.2
25	15.5~17.0	7.10~6.98	6.94~6.68	6.78~6.88	6.4	2.6	0.3	88.5	200.0	19.0	60.50	152.9	差圧	9.0
26	16.6~17.0	7.05	6.90	6.81	13.5	11.4	0.9	92.1	170.0	7.0	18.50	257.2	濁度	24.5
27	10.2~17.0	7.00~6.74	6.30~6.76	6.14~6.72	15.3	4.3	0.1	97.7	200.0	12.0	36.00	176.4	差圧	14.3
28	12.0~16.2	7.10~6.98	6.30~6.82	6.79~6.72	8.8	6.5	0.2	96.9	200.0	27.0	90.25	606.3	〃	6.2
29	12.0~14.2	7.10~7.00	6.30~6.60	6.20~6.58	8.4	8.7	0.6	93.1	80.0	3.5	6.25	99.2	濁度	49.0
30	14.0~15.0	7.08~6.99	6.70~7.20	6.70~7.22	21.3	13.5	0.5	96.3	200.0	9.5	27.30	432.9	差圧	18.0
31	13.8~14.0	7.10~7.18	6.75~7.00	6.55~7.00	5.9	10.6	0.2	98.1	200.0	9.0	25.50	327.6	〃	19.0
32	13.5~16.0	7.22~7.38	7.02~7.20	6.90~7.16	8.3	8.9	0.8	91.1	200.0	10.5	30.75	297.7	〃	16.3
33	11.5~12.5	6.93	6.65	6.70	9.3	8.1	0.7	91.3	100.0	7.0	18.50	181.3	濁度	24.5
34	11.0~11.5	6.90	—	6.62	15.0	2.3	0.5	78.3	134.0	6.0	15.00	37.8	〃	28.6
平均					8.8	10.3	1.4	83.3	111.4	7.5	23.50	220.9		20.3

- 注 (1) 除去率とはろ過処理における濁質除去を示し、有効生産水量とは処理水量から洗浄水量を除去したものを示した。
(2) 濁質抑留量とは流入水濁度とろ過水濁度の差に処理水量を乗じたものを示した。
(3) 洗浄原因とは洗浄の行われた設定因子の種類をいい、洗浄水量比とは洗浄水量(6 m³)と処理水量の比を示した。

表4-2-3 ろ過処理実験結果 (3)

No.	水温 ℃	下水処理水 pH	凝集処理水 pH	ろ過処理水 pH	下水処理水濁度 mg/ℓ	凝集処理水濁度 mg/ℓ	ろ過処理水濁度 mg/ℓ	除去率 %	差圧 cm	ろ過持続時間 hr	有効生産水量 m ³ /m ²	濁質抑留量 g/m ²	洗浄原因	洗浄水量比 %
1	16.0~17.0	6.90~6.95	6.90~6.85	6.90~6.80	10.6	6.3	1.3	79.4	100.0	14.5	30.25	181.3	濁度	16.6
2	18.0~20.0	7.10	7.00	7.05	9.3	11.2	2.2	80.4	100.0	4.0	10.00	90.0	〃	37.5
3	18.0~20.0	7.10~6.45	7.00~6.90	7.07~6.90	7.0	10.2	3.6	64.7	106.0	16.5	32.25	272.3	〃	14.5
4	16.0~18.0	6.80	6.40	6.40	11.1	24.2	5.4	77.7	28.0	3.0	1.50	141.0	〃	80.0
5	17.5~24.0	7.10~6.45	7.08~6.74	7.06~6.79	9.8	6.6	1.7	74.2	124.0	25.0	56.50	306.2	〃	9.6
6	11.5~13.5	7.40~7.10	7.33~6.98	7.29~6.90	15.0	9.7	1.8	81.4	86.0	11.0	27.00	260.7	〃	18.2
7	12.0~12.2	6.90	6.80	6.80	11.6	11.6	2.0	82.8	70.0	5.5	10.50	158.4	〃	36.4
8	18.5~22.0	7.28	6.83	6.89	13.5	15.9	2.3	85.5	82.0	4.5	8.40	195.9	〃	41.7
9	11.5~13.0	7.30	—	7.00	28.0	21.0	2.1	90.0	200.0	3.5	5.20	211.7	差圧	53.6
10	11.0~11.5	7.18	7.10	7.08	22.0	5.0	0.5	90.0	200.0	5.5	11.60	79.2	〃	34.1
11	18.5~23.5	6.83~7.30	6.83~7.15	6.80~7.15	16.3	24.6	3.1	87.4	156.0	9.0	25.50	677.2	濁度	19.0
12	18.5~23.5	7.30	7.15	7.15	9.5	9.5	2.7	71.6	38.0	4.5	9.75	107.1	〃	38.1
13	20.0~25.5	7.10~6.85	7.12~6.55	7.12~6.55	7.9	4.0	0.9	77.5	200.0	16.5	51.75	179.0	差圧	10.4
14	11.0~11.7	7.08	6.80	6.88	16.0	1.6	1.1	31.3	68.0	2.5	6.50	6.2	濁度	48.0
15	—	6.92	6.70	6.77	9.9	12.0	0	100.0	68.0	2.5	6.50	150.0	〃	48.0

実験条件	ろ速 (m/hr)	凝集剤 (mg/ℓ)	ろ過水濁度設定値 (mg/ℓ)
No. 1 ~No. 3	2.5	PAC (Aℓ-10)	15
No. 4	2.5	PAC (Aℓ-15)	15
No. 5	2.5	PAC (Aℓ-5)	5
No. 6 ~No. 7	3.0	PAC (Aℓ-10)	5
No. 8 ~No.10	3.2	PAC (Aℓ-10)	5
No.11~No.13	3.5	PAC (Aℓ-5)	5
No.14~No.15	5.0	PAC (Aℓ-10)	5

すればろ過持続時間の関数であり、この因子の1つとして流入水濁度の影響が考えられ、これらの観点から考察を試みた。考察はろ速2.5m/hrと3.5m/hrのデータについて行った。

4・2・2・1 凝集処理水濁度とろ過持続時間の関係

一般に上水道で用いられる急速ろ過池に流入する濁度は、普通5mg/lであり、悪くても10mg/lと言われている。運転管理から流入水濁度を2mg/lとして、ろ速5m/hrで24~72時間操業して、濁質抑留量240~720g/m²の範囲でろ層洗浄が行われている。本実験では、上水道における標準ろ速で24時間操業を基準とする考え方を取り入れて、凝集処理水濁度とろ過持続時間の関係を検討した。その結果を図4-2-3と図4-2-4に示した。図中の曲線は、濁質抑留量240g/m²に達する凝集処理水濁度とろ過持続時間の関係を、ろ速2.5m/hrと3.5m/hrについてそれぞれ示した。図4-2-3では8回の運転中基準値線より低いものが6回あり、凝集処理水濁度10mg/l以下を低濁度とすればその2/3が含まれる。基準値線より高いものは高濁度である。図4-2-4では、34回の運転中基準値線より低いものが19回あり、同様に低濁度領域にその2/3が含まれる。また基準値線より高いものは殆んど

高濁度である。これらの結果より、凝集処理水濁度が高濁質の場合にその効果を示している。

4・2・2・2 凝集処理水濁度と濁質抑留量の関係

ろ層の濁質保持能力について、凝集処理水濁度と濁質抑留量の間係を検討した。その結果を図4-2-5と図4-2-6に示した。図中の直線はろ速2.5m/hrとろ速3.5m/hrにおける流入水濁度に対する同一運転時間の濁質抑留量³⁾をそれぞれ示した。図4-2-5では、6~12時間運転した場合の濁質抑留量に相当するものが37.5%、同様に3~6時間の場合が50%、1.5~3時間の場合が12.5%であった。濁質抑留量240g/m²に達しないものが75%を占め最大抑留量は411.2g/m²であった。図4-2-6では、12~24時間運転した場合の濁質抑留量に相当するものが5.9%、同様に6~12時間の場合が38.2%、3~6時間の場合が41.2%、1.5~3時間の場合が14.7%であった。濁質抑留量240g/m²を超えたものが44%を占め、最大濁質抑留量は606.3g/m²であった。これらの結果より、流入水濁度20mg/lまでの範囲内では、運転時間3~12時間としてそれぞれ濁質抑留量が150~420g/m²、210~440g/m²まで可能と思われる。

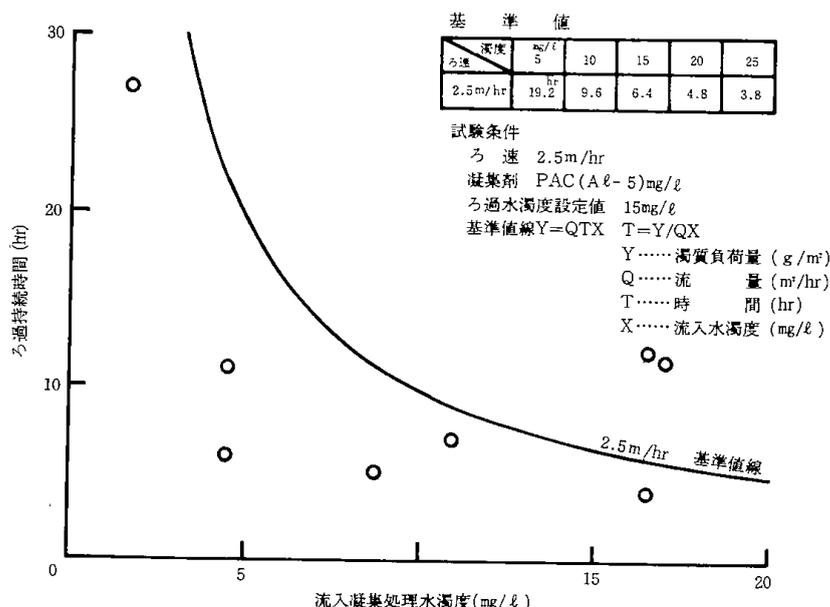


図4-2-3 流入凝集処理水濁度とろ過持続時間の関係 (1)

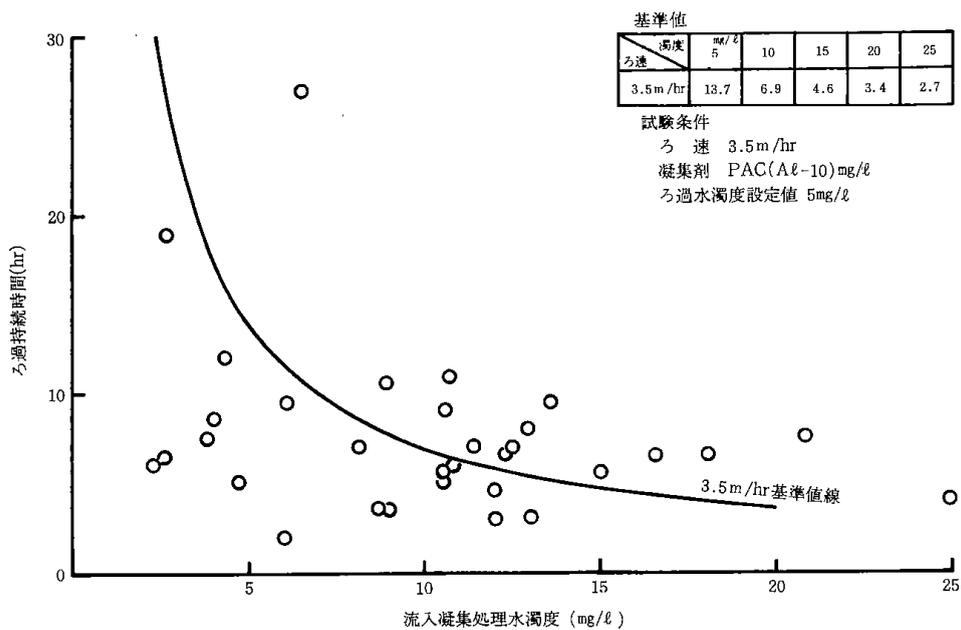


図 4-2-4 流入凝集処理水濁度とろ過持続時間の関係 (2)

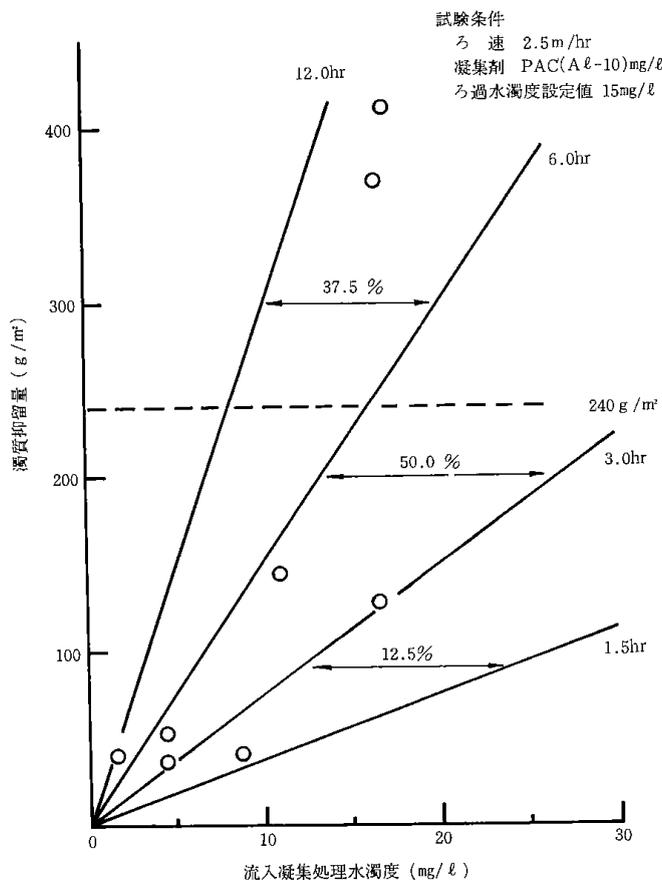


図 4-2-5 流入凝集処理水と濁質抑留量の関係 (1)

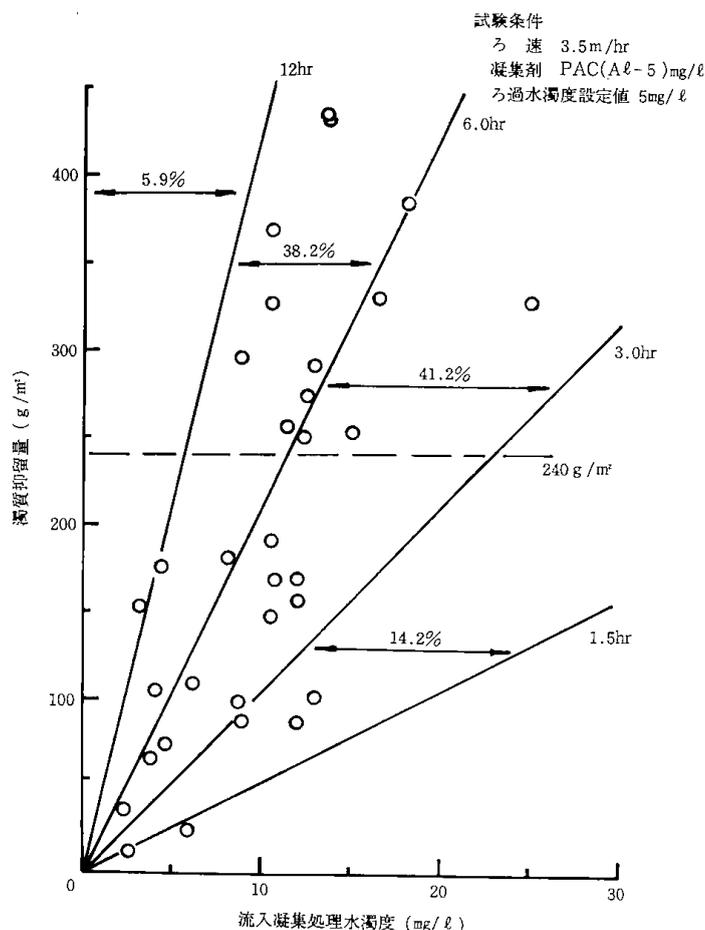


図4-2-6 流入凝集処理水と濁質抑留量の関係 (2)

4・2・2・3 凝集処理における濁質除去

凝集工程の濁質除去について、下水処理水濁度と凝集処理水濁度の関係を検討した。その結果を図4-2-7と図4-2-8に示した。図中の直線は一定除去率を示した。図4-2-7では、濁質の増加を示すものが14.2%、0～50%の濁質除去を示すものが28.6%、同様に50～75%、75%以上の除去を示すものがそれぞれ28.6%であった。図4-2-8では、濁質の増加を示すものが61.8%、0～50%の濁質除去を示すものが23.5%、同様に50～75%の除去が11.7%、75%以上の除去が3%であった。これらの結果より、下水処理水濁度が10mg/ℓ以下のような稀薄な状態では凝集処理が困難となり、かえって流入水より処理水の方が濁度は増加した。また高濁度流入水(10mg/ℓ以上)では、それぞれ除去効果を示した。

4・2・2・4 ろ過処理における濁質除去

凝集処理水濁度とろ過水濁度の関係を図4-2-9と図4-2-10に示した。図中の直線は一定除去率を示した。図4-2-9では、濁質除去率50%以下を示すものが37.5%、同様に50～75%の除去が37.5%、75～90%の除去が25%であった。図4-2-10では、濁質除去率50%以下を示すものが3%、同様に50～75%の除去が17.6%、75～90%の除去が41.2%、90%以上の除去が38.2%であった。これらの結果より、濁質除去率50%以上を示すものはろ速2.5m/hrで約63%、ろ速3.5m/hrで97%あり、いずれもその大半を占めている。また凝集処理水濁度10mg/ℓ以上を高濁度とすれば、いずれもその50～60%が高濁度流入水であり、濁質除去効果を示している。

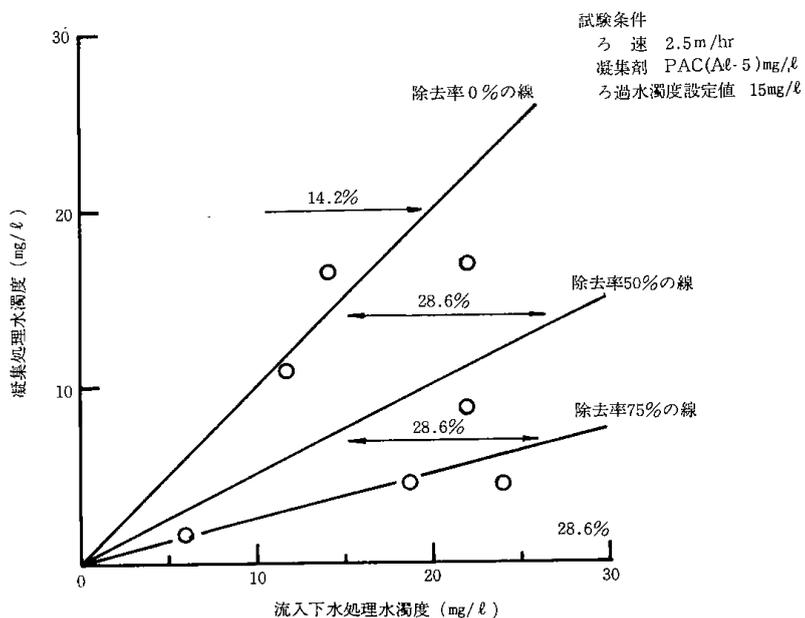


図4-2-7 凝集処理における濁質除去(1)

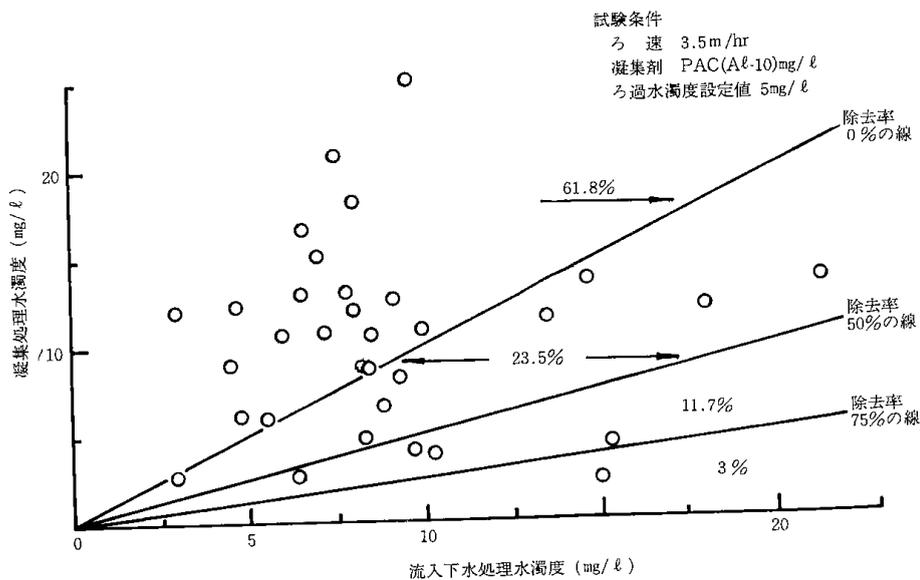


図4-2-8 凝集処理における濁質除去(2)

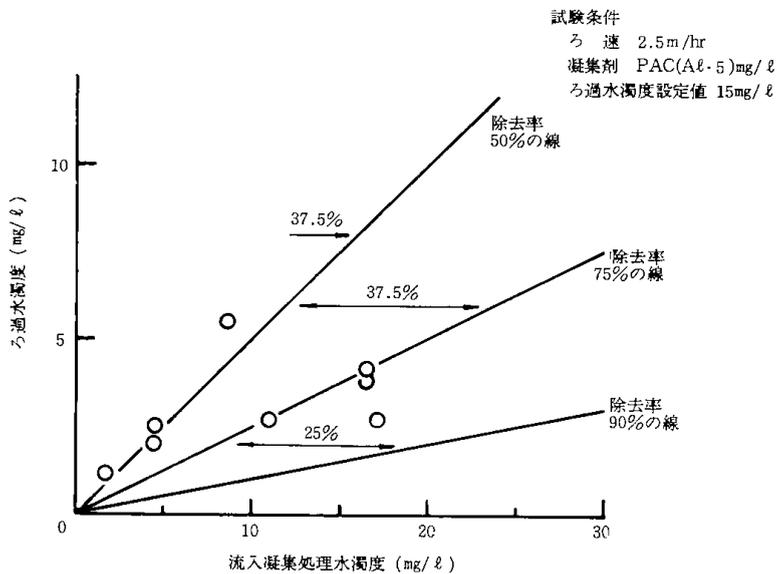


図 4-2-9 ろ過処理における濁質除去 (1)

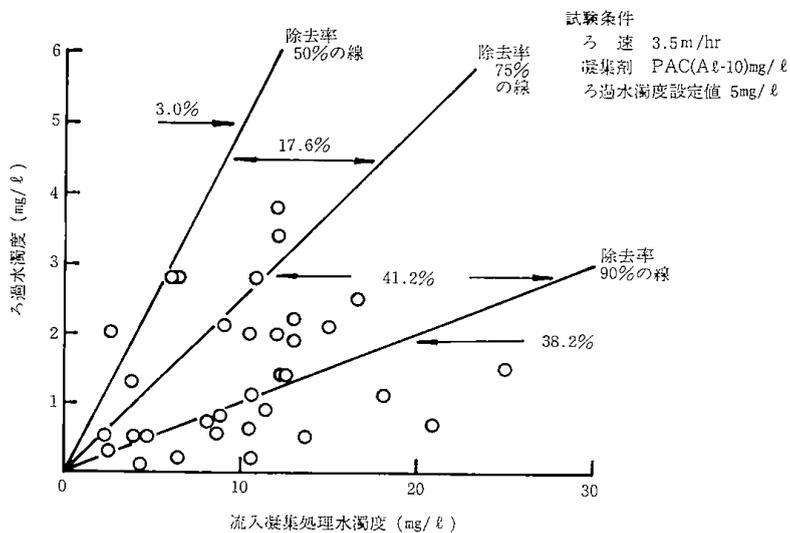


図 4-2-10 ろ過処理における濁質除去 (2)

4・2・3 ま と め

オゾンを利用した下水高度処理の中間プラント試験を行ったが、ろ過処理について以下のことが得られた。

- (1) 本試験操作中、ろ層洗浄開始のシグナルは設定濁度によるものが78.6%、差圧設定値によるものが21.4%であった。また洗浄水量比は、ろ速 2,5m/hr の操業で23.1%, ろ速3.5m/hr の操

業で20.3%であった。

- (2) 差圧はろ速2.5m/hrの操業で平均83cm,ろ速3.5m/hrの操業で平均111.4cmであった。
- (3) ろ過持続時間は,ろ速2.5m/hrの操業で平均10.4時間,ろ速3.5m/hrの操業で平均7.5時間であった。
- (4) 有効生産水量は,ろ速2.5m/hrの操業で平均19.94m³/m²,ろ速3.5m/hrの操業で平均23.50m³/m²であった。
- (5) 濁質抑留量は,ろ速2.5m/hrの操業で平均152.7g/m²,ろ速3.5m/hrの操業で平均220.9g/m²であった。
- (6) 濁質除去率は,ろ速2.5m/hrの操業で平均60.4%,ろ速3.5m/hrの操業で平均83.3%であった。
- (7) 下水処理水濁度,凝集処理水濁度,ろ過水濁度等は,ろ速2.5m/hrの操業で平均16.9mg/l,10.0mg/l,3.1mg/lであり,ろ速3.5m/hrの操業で平均8.8mg/l,10.3mg/l,1.4mg/lであった。
- (8) 本法では凝集処理水濁度が高濁度(10mg/l以上)の場合,濁質除去率およびろ過持続時間はその効果を示した。また下水処理水濁度が低濁度(10mg/l以下)の場合,凝集処理における濁質除去に問題があった。

4・2・4 あとがき

ろ過処理としては,ろ層の抑留能力を一杯に使い切ってろ過水の濁りが漏れ始める時間と,差圧が限界に達する時間が一致するような状態が理想的である。今回は特にろ層の有効利用を考えて,ろ過層の上部側面へ注入口を設けて行ったが,残念ながら差圧に余裕があっても濁度が限界に達したものが多かった。これらの理由としては,ろ速,ろ材構成,流入水濁度等が考えられるが,本質的に

は下水処理水の濁質に問題があるものと思われる。今後の対策として,沈降性の悪いフロックのろ層内における挙動の解析とろ層構成の改善(多層)を計ると共に,下水処理水濁度が低い場合には,処理工程として凝集処理を除くことも考えられる。

参 考 文 献

- 1) C.V.Smith, S.J.Medelar, 1968: "Filtration Optimization Utilizing Polyphosphates", Jour. AWWA, 60 (Aug), 921
- 2) T.G.Shea, et al, 1971: "Experimental evaluation of operating variables in contact flocculation", Jour. AWWA, 63 (No.1), 41
- 3) Avner Adin, Menaham Rebhun, 1974: "High rate contact flocculation filtration with cationic polymers", Jour. AWWA, 66 (No.2), 117
- 4) E.R.Baumann, J.Y.C.Huang, 1974: "Granular filters for tertiary waste water treatment", JW-PCF 46 (8), 1958
- 5) 藤垣, 池畑, 1971: "接触凝集のろ過特性に与える影響" 第22回全国水道研究発表会講演集, p.190
- 6) 藤田賢二, 1965: "急速ろ過における最適逆洗速度について", 工業用水, No.132 (9), p.39
- 7) 笠倉忠夫, 1975: "三次処理における急速ろ過について", 水処理技術, Vol. 16 No. 3, p.61
- 8) 友野勝義, 1965: "マイクロフロック・プロセス" 用水と廃水, Vol. 11, No. 5, p.10
- 9) 柏谷 衛 "日本における下水道高度処理研究の現況" 廃水の高度処理国際招待セミナー, 下水道協会主催, S51. 10
- 10) 藤垣, 池畑, 1977: "下水高度処理を目的とした砂ろ過について", 工業用水, No.225 (6) p.19
- 11) 藤垣, 1977, "活性汚泥処理水の砂ろ過" 工業用水, No.231 (12) p.8

第5章 微生物呼吸反応の自動測定法

熊谷裕男・藤垣省吾

好気性微生物を用いる実験では、酸素吸収量の測定は大へん重要な項目である。即ち菌体の増殖、酸化反応、廃水の好気性処理など、すべて微生物の呼吸反応を伴って行われるからである。

5・1 呼吸速度計について

従来、微生物の呼吸反応には、ワールブルグ検圧計によるバロメトリックな方法が微生物研究上の強力な測定法として現在に至っても広く用いられている。その基本構造を図5-1-1に示すが、動作原理は微生物に基づくガス組成の変化を圧力計で読み取るものである。植物性の炭酸同化作用による酸素発生から、いわゆる呼吸作用による酸素消費に至るまで、妨害ガスの吸収その他の手段を用いて、各種の測定を行う事が出来る。マンメーターの読み取りと、液量・空間体積による補正計算が面倒である。ワールブルグ検圧計は、その後多少の改良はされているが、今日なお原型と変わらないものが使用されている。マンメーターの自動記録方式もないわけではないが、体積の補正計算の自動化が困難なために、あまり用いられていない。

嫌気性醗酵の測定は、検圧計以外での方法では困難であることから、ワールブルグ検圧計は今後もその存在価値は大きいと考えられる。

ワールブルグ以後40年を経て、Young, Clarkらが新しい手法を見出したが、その原理を図5-1-2に示す。この装置は好気性微生物の醗酵により、液中の酸素は消費され、代って炭酸ガスや、その他のガスを発生する。発生したガスは、吸収剤によって吸収されるので酸素の消費のみが液上部空間の圧力の低下としてあらわれ、電極式マンメーターによって検出される。そして電子回路により硫酸銅の電解が開始され、発生した電解酸素が培養びんに供給され、圧力が回復して元の状態に戻る。それは電解に要した電気量に比例する。電解は定電流で行われるために、電気量は電解時間の積分値で求められる。この動作は一種の定電流

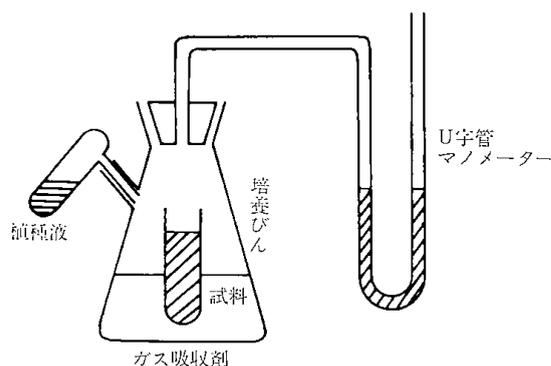


図5-1-1 ワールブルグ検圧計の原理

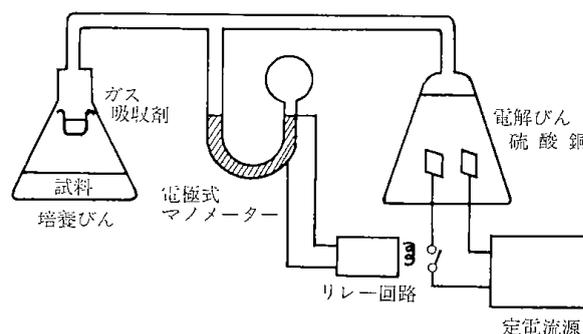


図5-1-2 電解酸素供給法

クーロメトリーによる分析法とも言えるし、見方によっては空間圧力の自動調整装置と考えることが出来る。この方法の利点は、空間が大気と関係なく一定圧力・組成である所にあり、ワールブルグ法と比較して、空間体積に対する補正計算が全く不用なことで、電気的な測定が可能になった点にある。この方法の要点は時間積分法にあるが、電解を酸素1 mg/l単位で行い、電解回数を電磁カウンターによって積算し、酸素量を数値直読で取り出し、同時にこの数値をタイプライターで1時間毎に印字記録する方式が、最近の世界的な流行になっている。

5・2 自動記録式呼吸速度計について

これまでに述べた呼吸速度計の現状に対して、1968年に我々は多点記録計を用いた自動記録計を

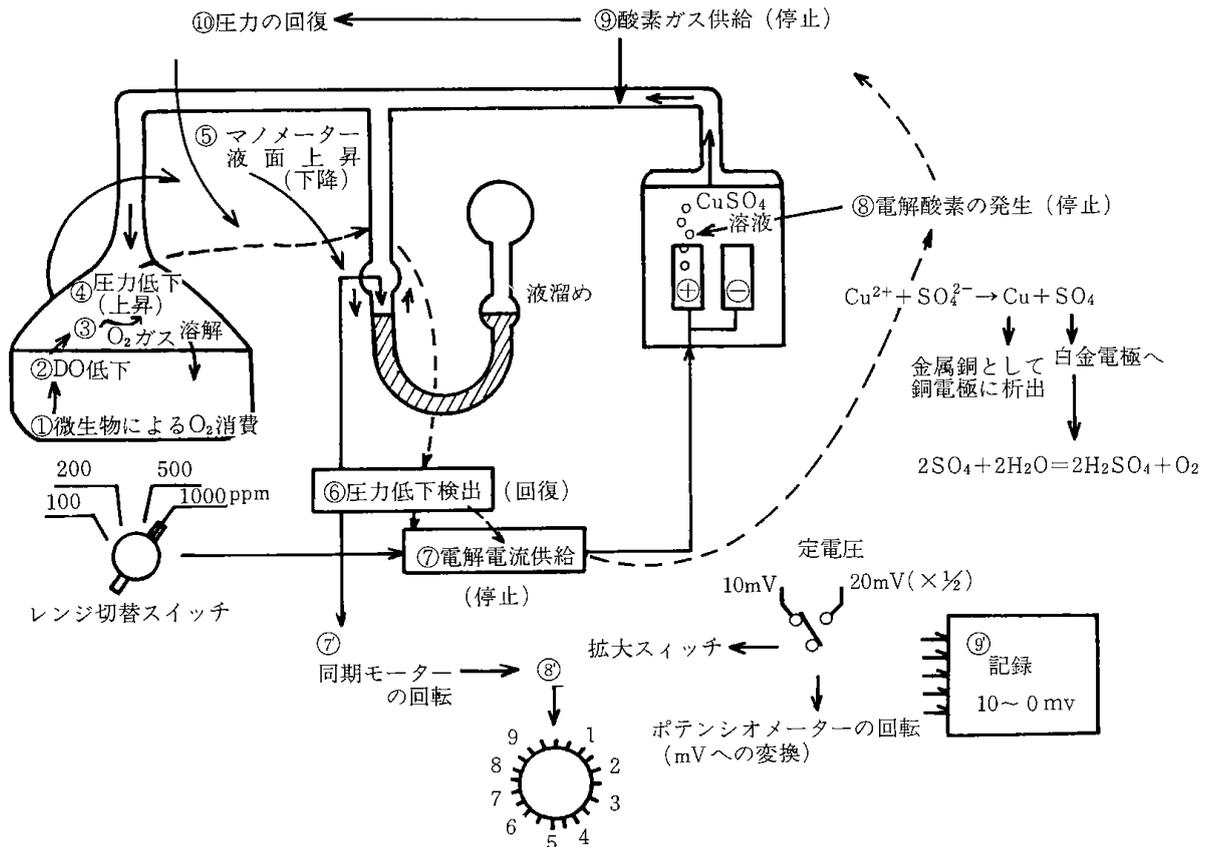


図5-2-1 電解酸素供給法動作原理

開発した。我々の取った方法は、基本的には前述の電解酸素供給法であるが、電解は電極式マノメーターの信号に任せ、単位時間電解法を捨てることによって分解能を高め、時間積分を電解と同時に回転する同期電動機によったのが特徴である。これらの動作の内容を図5-2-1に示す。

同期電動機とは、回転数が電源周波数のみで決定され、電圧変動や負荷に影響されない特性をもっている。そしてこの方法は、電気化学的な分析法の一つの定電流クーロメトリーに関して数十年前から考えられながら、その精度上の問題から実用にならないものとして、捨てられていたものである。即ち電源が入った時から定格回転数に達するまでには、必ず多少の遅れを伴う。そして停止時にオーバーランがあり、超動誤差との差が動作毎の誤差として積算されて行くことになる。この誤差は、小型同期電動機では0.2~1.0秒相当のオーバーランになる場合が多く、そのままでは実用にならない。我々はここにダイナミックブレーキ法を用い、その結果として電動機自体の積分誤差をほとんど完全に無くすることが出来た。

本装置の仕様を概記すればつぎの通りである。

- 培養びん：300 ml × 6
 - ：200 ml × 6
 - スターラー：600 rpm
 - マノメーター：感度 1 mmAq,
 - 内部液 飽和CuSO₄
 - 電解びん：500 ml, 電極 白金—銅,
 - 内部液 飽和CuSO₄液—5 %H₂SO₄
 - 電解電流：200, 100, 50, 20 mA切換
 - 最大酸素発生量：O₂60 mg/hr
 - 記録計：DC 0 ~ 10mV, 6点記録
- なお、本装置は国内で数社により製作、市販されている。

5・3 好気性微生物の基礎反応

微生物の生態、挙動自体は、非常に難しいと言えるが、微生物の反応内容も、ミクロな見方をすることは我々には困難である。しかしながら化学工業的な取り扱いをする場合に、基礎的な反応の様式の分類は容易である。また、その整理を行わなければ、化学工業的に取り扱えないとも言えよう。以下代表的な反応形式を微生物・基礎共に単

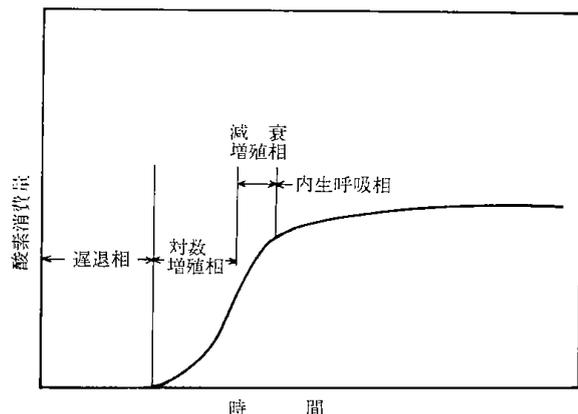


図5-3-1 微生物反応の基礎型式

成分系(例, グルコース)について検討した(図5-3-1)。

5・3・1 遅延相

微生物に新しい環境が与えられた場合に、しばしば見られる現象で、反応(増殖)が始まるまでの無駄な時間を示す。これは要するに新しい環境に馴れるまでの時間であって、微生物だけでなく我々人類にあてはまる場合もある。微生物学的には、新しい基質に対する酵素の検索期間や、毒性物質による影響などが原因になると考えられる。理論的な推測は困難であり実測により求めねばならぬ場合が多いと考えられる。

5・3・2 対数増殖相

基質(主栄養源)が豊富にあり、微生物が正常な活動状態にある時の反応形式は、等比級数的な増殖を示す。すなわち、反応生成物が反応物質と等しく、反応物質濃度については一次(比例)反応であり、基礎濃度に対して零次反応の場合は、反応は次式で示される。

$$\frac{dN}{dt} = \alpha \cdot N$$

ただし、N：微生物量又は濃度

t：時間

α ：比増殖率

5・3・3 減衰増殖相

対数増殖相の末期に、基礎濃度が低くなってくると、反応は基質濃度に対し一次反応になる。その結果、反応速度は対数曲線より低下する。この付近での反応式は、Michaelis-Mentenの酵素反応に従うとすれば、次式で示される。

$$\frac{dN}{dt} = \alpha \cdot N \cdot \frac{Cs}{Cs + K}$$

Cs：基質濃度

K：ミカエル常数

この式は前式を一般化したものであり基質濃度に対して零次反応から一次反応への移り変りを示している。ミカエル常数は、通常基質の種類によって一定の値を取るものとされているが、場合によっては見掛上一桁以上も変化することが我々の実験結果にみられた。

5・3・4 内生呼吸相

基質がなくなって、微生物が少しずつ死滅して行くが、酸素消費は多少認められる。我々の実験によれば、二段階に分けて考えた方が良いように考えられるが、明確ではない。

5・4 BOD測定への応用について

BODの自動測定装置が、近年急に見られるようになってきた。ただし、これらのすべてがJIS法に取り上げられないのは残念であるが、時間的關係から当然とも言える。しかしヨーロッパ(西独、イギリス、スイス等)では各種の呼吸速度計による測定法も、公式に認められている所が多い。

文献によれば、呼吸速度計によるBOD₅値はJIS(希釈法)よりも10%程大きい値が得られることが多いようである。我々の実験で、単糖類の基質を用いてBOD₅を測定したところ、プロトゾアの有無によってかなり影響されることを確認した。すなわち、プロトゾアを含む場合には希釈法によるBOD₅よりも約10%以上高い値が得られ、それがない場合には、30%程度低い値を得た。さらにJIS法について攪拌した場合にも、BOD₅の値が大きくなる事が明らかとなった。測定技術の面からみれば、どのような方法にも一長一短があり、JIS法又はDOメーターを用いたものは低濃度の場合に有利であり、高濃度の場合には呼吸速度計の方が有利である。むしろ問題点は、希釈操作とサンプリング技術には習練を要することと、測定値の信頼性の客観的な評価が困難であると考えられる。

BODの迅速測定に関して、我々は第5回国際水質汚濁会議に一つの提案を行った。一般にBOD測定時の反応は、一次反応として取り扱われることが多い。しかしこれは超多成分系基質による統計的な近似式と、希釈法の場合のみに成立するミカエル定数以下での一次反応との組合せた形を意味している。したがって実際には初期菌濃度の影響を受けるはずである。その意味で反応曲線の再現性は反応初期程あやしくなってくる。それゆえに初期の酸素消費量から全体を推定することは危

険であると考えられる。

図5-4-1, 図5-4-2に示したように, 単成分基質の場合には対数増殖相と内生呼吸相との転位点からBOD₅の推定には信頼性が最も高い。我々の実験結果では, グルコースの場合には初期の基質濃度の40~42%のところに肩ができる(20°Cで10~15時間)。したがってBOD₅を求める場合には, この肩に1.73倍, TOD(理論的酸素要求量)は2.6倍すれば希釈法のBOD₅の値を得たが, この方法によると希釈法のBOD₅よりも再現性が良い事が明らかになった。また多成分系基質の場合には対数増殖相が何度か現われるが, 一つの転位点に適当な値を乗ずれば, グルコースと同様にして求められると考えられる。我々は魚肉汁, 廃液の加圧浮上分離後の処理液について実験した結果, グルコー

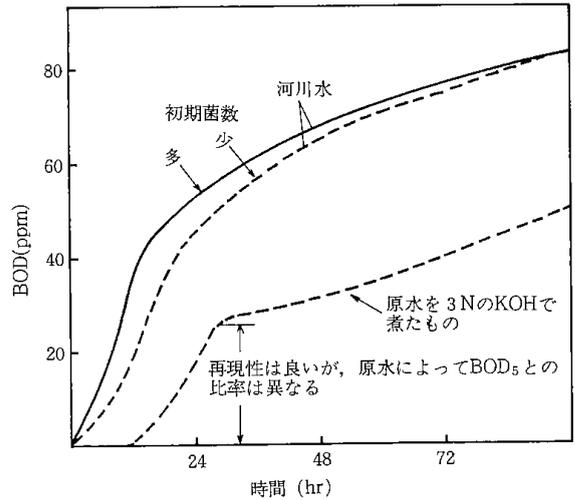


図5-4-3 BOD測定 (迅速測定例)

スと同じ値を用いてBOD₅を求めた実験例もある。

しかしながら, すべての廃水がこのような方法で求められることは考えられない。つまり, 自然水は, 不特定多数の成分が多く含まれており, このような廃水について, 迅速測定を行うためには, なんらかの方法で処理をして肩を作るべきであると考えられる。我々の実験では, 一つの方法として強アルカリ分解処理を行った結果, 数成分系に変化して(成分数を少なくする)肩が現われたが, この肩により迅速測定ができる場合もあった。(図5-4-3参照)

5・5 微生物処理への応用について

活性汚泥処理において, 曝気相の一定位置についてみれば, 連続処理装置であるが, 廃水と一緒に移動しながら観察すれば, それは回分式処理と等しい。その意味で呼吸速度計はそのまま曝気相のシュミレーターとして使用可能である。ただし, 呼吸速度計では, 活性汚泥による吸着作用は直接測定することは出来ない。一般に曝気相内での処理効果は, 一次反応とみなされているが, これは統計的な近似式であって, 理論的な一次反応ではないと思われる。我々の実験によれば, 溶存酸素が極端に低下しない限り, 汚泥の活性度は酸素濃度による大きな変化は認められない。しかし一方では, 酸素の吸い込みによる処理時間の大巾な短縮例が報告されている。この二つの例から, 通常曝気相が部分的にでも酸素の拡散律速の状態になっていて図5-5-1に示した各常数の変化が, 単にDO不足である以上に反応を低下させている可能性が大きいように, 我々には感じられる。

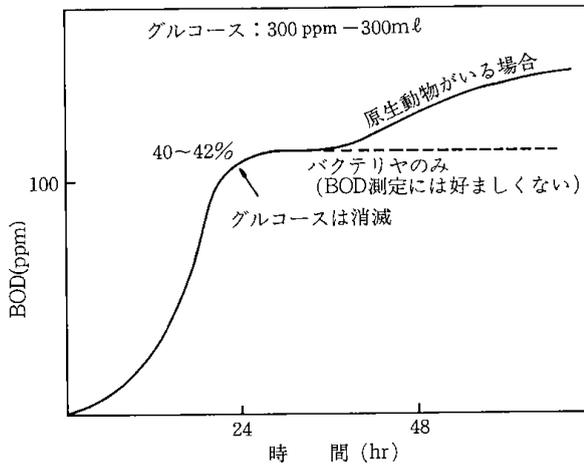


図5-4-1 BOD測定曲線

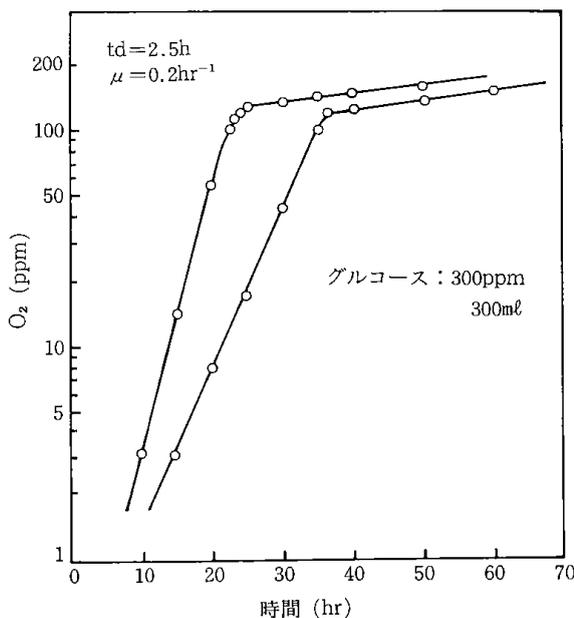


図5-4-2 北開試式クロメーターによるBOD測定

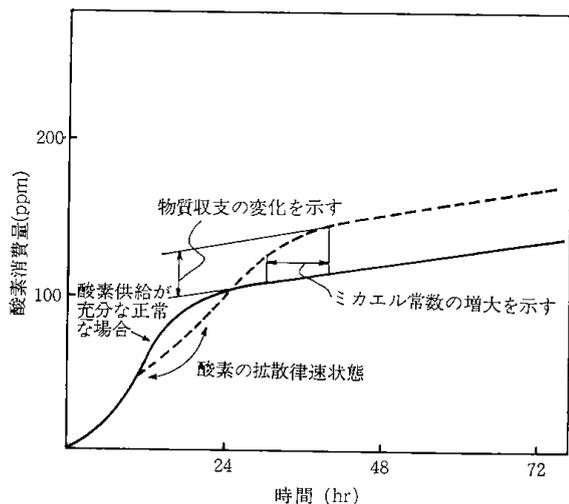


図5-5-1 酸素供給不足の影響例

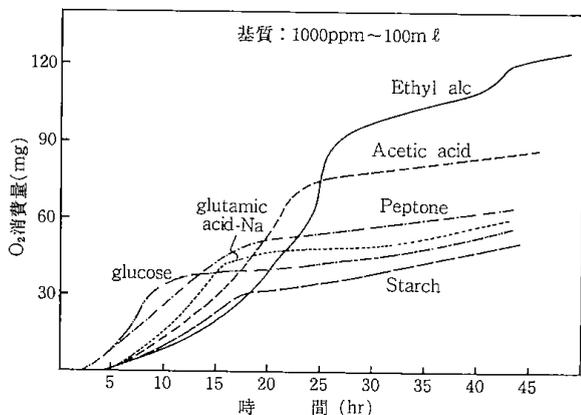


図5-5-2 好気性微生物による各種有機化合物の分解

次に、活性汚泥による各種有機化合物の分解過程について図5-5-2に示したが、被酸化物質としてグルコース、でんぷん、酢酸、エチルアルコール、ペプトンおよびグルタミン酸ソーダーを用い、活性スラッジ中の好気性微生物による酸化分解のパターンを測定したものであり、測定試料は、培養びんに、BODに使用するA, B, C, D,液(JISK-0102)各2ml, seedとして活性汚泥約5mg(乾燥重量)を接種し、これに各種有機化合物を1,000ppmの濃度に添加、液量100mlで測定したもので、チャート上に典型的な微生物の増殖曲線が描かれる。またエチルアルコールは2段に酸化されることを示している。したがって、このような実験を実際の工場廃水について行うことによって、その廃水が活性汚泥処理で酸化分解できるか、どうか、また処理に必要な酸素量のあらましを容易に判定することも明らかになった。

また、微生物活性に対する毒性物質の影響につ

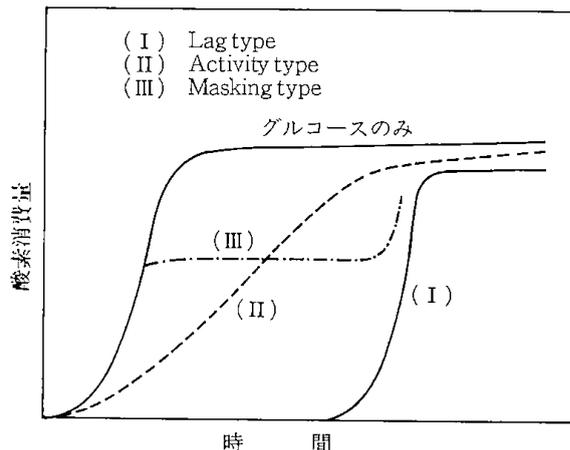


図5-5-3 毒性物質

いては我々の実験結果から、少なくとも三種類の形式を明らかにした。これは図5-5-3に示すように、単に遅延相に影響を与えるもの(銅イオン, シアンイオン等), 菌の増殖率のみに影響を与えるもの(6価クロム等), 基質との反応が途中で停止する(石油化学廃液)もの等である。我々はこれらに、それぞれ(I)Lag Type, (II)Activity Type, (III)Masking Typeと名付けた。最後の型は恐らく基質が添加物質と一部分反応したものと考えられる。したがって、毒性物質によるLag timeと活性度の関係は下水及び廃水処理プロセスに対する一つの指標を示すものと考えられる。そして、これ等の解析が、水処理の装置設計・工程設計に寄与することは大いに期待できよう。

5・6 呼吸速度計による醗酵への応用について

呼吸速度計は一種の回分式醗酵槽である。その意味で、適当な条件さえ与えれば、そのまま回分式好気性醗酵の解析が可能である。その1例として、酵母に対する実験を行った。これは炭化水素

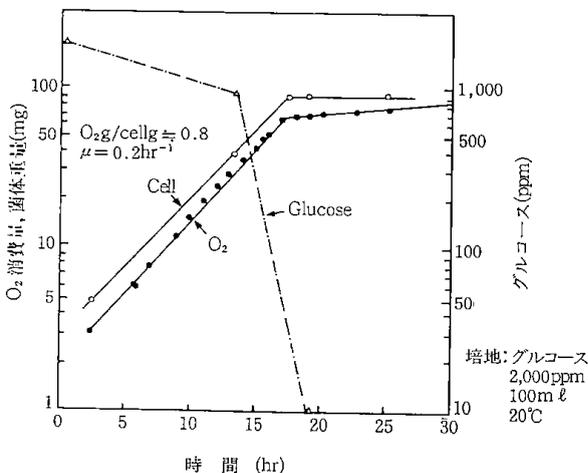


図5-6-1 菌体生成量とO₂消費の関係

資化性を有する *Candida* 属酵母を用い、菌体生産における酸素消費との関連を検討した。図5-6-1にはグルコース培地における酵母菌体の増殖と酸素消費量およびグルコース消費を示している。対数増殖相においては菌体生成量と酸素消費量とは比例的であり、このための直接菌体量を測定しなくとも、酸素消費曲線を介して、酵母の比増殖速度を求めることができる。また酵母菌体1gの生成に要する酸素量は0.8gと測定された。

5・7 考 察

微生物呼吸反応の自動測定法について、実験例を報告したが、本測定装置をワールブルグ検圧計と比較すると、いくつかの利点があげられる。まず測定サンプル量が大きいため精度よく測定でき、測定終了後のサンプルによって他の分析が併用できること。またワールブルグ検圧計では酸素吸収によって気相部の酸素分圧が次第に減少し、酸素律速になるので測定時間および基質濃度に制約をうけるが、本装置では酸素消費を電解によって補充するので常に気相部の酸素分圧を一定に保

つ事ができることと、記録機構をあわせて長時間の経時変化が自動的に記録されることは、本装置の最も大きな特徴である。

さらに、従来経時的分析によって多くの労力を要した培養条件や培地組織の検討、比増殖速度の測定など、また廃水処理における毒性の影響や、微生物の分解性に関する実験を、酸素消費量を介して自動的に測定できることは省力化の効果が大きく、今後多方面への利用が期待される。

参 考 文 献

- 1) Caldwell, D.H. and Murray, K. A.J.S.: Sewage Works J., **20**, 202 (1948)
- 2) Hoover, S.R, Porges N: Sewage & Ind. Waste, **24**, 306 (1952)
- 3) Young, J.C, and Clark, J.W: Sewage Works J., **112**, 341 (1965)
- 4) Y. Kumagai and J. Nakata: Advance Water Pollution Research **70**, 1 (1971)
- 5) 熊谷, 中田: 日本下水道協会誌, **8**, 88, 16 (1971)
- 6) 園田, 熊谷: 醸工, **50**, 313 (1975)

資 料

1. 中間試験装置設計図……………図 1 ～19
2. 各工程処理水の水質変動……………p1 ～p26
3. 主要装置所要電力……………p27～p28

2. 各工程処理水の水質変動

各工程処理水の水質変動 —— pH

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	Fl _E	O C ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC
6 17	2.5	250	7.0	6.75	7.7	7.7	7.7	7.7	7.66	8.2	8.7
" 18	"	"	7.3	6.85	6.9	6.9	7.0	7.3	7.3	7.7	8.0
" 20	"	"	7.2	6.75	6.72	6.83	7.1	7.3	7.18	7.26	7.88
" 23	"	"	7.0	6.55	6.6	6.8	7.1	7.25	7.4	7.0	—
" 24	"	"	6.9	6.7	6.7	6.75	7.1	7.35	7.3	7.35	8.2
" 25	"	"	7.08	6.72	6.69	6.73	7.01	7.27	7.24	7.38	7.9
" 26	"	"	6.9	8.3	7.7	7.4	7.4	7.4	7.3	7.2	8.0
" 27	"	"	7.05	6.85	7.05	7.1	7.3	7.45	7.35	7.45	8.12
" 30	"	"	6.8	—	7.7	8.8	8.2	7.7	8.15	8.55	8.95
平均	2.5	250	7.02	6.96	7.08	7.22	7.32	7.41	7.43	7.56	8.22
7 1	2.5	250	7.15	6.8	6.9	7.2	7.4	7.4	8.8	9.9	—
" 2	"	"	6.8	6.6	6.6	6.5	7.0	7.0	7.0	7.6	—
" 3	"	200	7.03	6.87	6.9	6.98	7.3	7.56	7.52	7.58	8.28
" 4	"	"	6.9	7.0	6.3	6.5	6.6	6.8	6.9	6.8	8.65
" 7	"	250	6.8	6.4	6.4	6.4	6.5	6.7	7.0	7.1	7.6
" 10	"	"	6.9	6.9	6.9	6.95	7.0	7.3	7.3	7.3	—
" 11	"	"	6.95	6.85	6.8	6.9	7.1	7.3	7.3	7.75	7.7
" 14	"	"	7.1	7.0	7.05	7.1	7.2	7.3	7.25	7.2	—
" 15	"	—	7.19	6.98	7.07	6.99	7.46	7.83	7.7	7.39	7.61
" 16	"	—	7.1	6.9	6.9	7.0	7.4	7.8	7.8	7.7	—
" 17	"	—	7.18	7.13	7.08	7.13	7.5	7.8	7.78	7.75	7.71
" 18	"	—	7.09	7.02	7.13	7.01	7.45	7.73	7.84	7.68	—
" 21	"	—	7.48	7.38	7.29	7.2	7.32	7.51	7.47	7.51	7.69
" 22	"	250	7.19	7.23	7.08	7.1	7.28	7.43	7.49	7.47	—
平均	2.5	250	6.97	6.95	6.6	6.74	6.95	7.18	7.21	7.19	8.47
	2.5	200	7.08	6.93	6.93	6.96	7.22	7.43	7.56	7.70	7.66
8 4	2.5	250	7.03	7.08	7.06	7.09	7.28	7.38	7.56	7.72	8.91
" 6	"	"	7.1	7.0	6.92	7.04	7.14	7.23	7.38	7.64	8.82
" 7	"	"	6.79	6.82	6.79	6.87	7.09	7.18	7.23	7.68	8.91
" 8	"	"	6.45	6.74	6.89	6.9	7.04	7.2	7.26	7.49	9.08
" 11	3.2	"	7.28	6.83	6.89	7.02	7.12	7.17	7.08	7.18	8.47
" 12	3.5	"	6.88	6.9	6.8	6.9	7.16	7.2	7.22	7.4	8.72
" 13	"	"	7.3	7.15	7.15	7.15	7.4	7.6	7.55	7.5	8.65
" 18	"	"	7.1	7.12	7.1	7.3	7.55	7.6	7.7	7.6	7.7
" 19	"	"	7.08	7.08	7.12	7.2	7.47	7.59	7.53	7.48	7.8
" 20	"	"	6.85	6.55	6.55	6.75	6.95	7.15	7.25	7.5	7.75
" 21	"	"	6.99	6.74	6.77	6.87	7.16	7.43	7.38	7.26	7.68
" 22	"	200	6.8	6.7	6.85	6.85	7.2	7.3	7.5	7.6	7.8
" 25	"	"	6.83	6.65	6.73	6.89	7.18	7.43	7.28	7.42	7.43
" 26	"	"	6.82	6.7	6.72	6.98	7.28	7.48	7.52	7.38	7.52
" 27	"	"	6.63	6.44	6.49	6.54	6.82	7.17	7.01	7.02	7.46

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	Fl _E	O C ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC
8 28	3.5	200	6.7	6.7	6.4	6.5	6.9	7.1	7.2	7.0	7.52
" 29	"	220	6.75	6.65	6.4	6.5	6.8	6.9	6.9	7.0	7.5
平 均	2.5	250	6.84	6.91	6.92	6.98	7.14	7.25	7.36	7.63	8.93
	3.5	250	7.07	6.91	6.91	7.03	7.26	7.39	6.40	7.42	8.11
	3.5	200	6.76	6.62	6.60	6.71	7.03	7.23	7.24	7.24	7.54
9 1	3.5	223	6.62	6.30	6.32	6.48	6.78	7.08	7.18	6.88	7.42
" 2	"	250	6.75	6.38	6.24	3.30	6.58	6.60	6.75	7.00	7.40
" 3	"	170	6.90	6.58	6.38	6.50	6.90	7.18	7.40	7.28	7.32
" 4	"	185	6.98	6.74	6.77	6.83	7.18	7.39	7.41	7.37	7.39
" 5	"	"	6.90	6.62	6.52	6.98	7.28	7.40	7.30	7.38	7.38
" 9	"	200	6.58	6.25	6.34	6.55	6.92	7.13	7.12	7.22	7.12
" 10	"	"	6.70	6.30	6.50	6.30	6.80	6.95	7.00	7.05	7.30
" 16	"	"	6.70	6.80	6.77	6.78	6.95	7.03	7.13	6.92	—
" 17	"	"	6.60	6.57	6.60	6.98	6.80	7.18	7.28	7.08	—
" 19	"	"	7.00	6.80	6.80	6.95	7.15	7.40	7.40	7.05	—
" 22	"	"	6.70	6.90	6.90	7.00	7.22	7.30	7.20	—	—
" 23	"	"	7.02	7.00	6.92	7.01	7.30	7.38	7.50	7.23	—
" 25	"	"	7.00	6.80	6.80	6.95	7.20	7.40	7.60	7.30	—
" 26	"	"	7.05	7.00	7.05	7.10	7.40	7.50	7.65	7.50	—
" 29	"	"	6.92	6.98	7.10	6.70	7.30	7.38	7.18	7.20	—
" 30	"	"	6.90	6.78	6.88	6.95	7.28	7.40	7.50	7.53	—
平 均	3.5	250	6.69	6.34	6.28	6.39	6.68	6.84	6.97	6.94	7.41
	"	200	6.85	6.72	6.74	6.83	7.12	6.79	7.33	7.24	7.32
10 1	3.5	200	7.00	6.80	7.20	7.10	7.25	7.20	7.20	7.25	—
" 9	"	"	6.90	7.00	7.00	6.92	7.16	7.20	7.26	7.80	—
" 13	"	"	6.90	6.60	6.60	6.70	6.95	7.10	7.30	7.70	7.10
" 14	"	"	7.02	6.50	6.60	6.55	6.75	7.00	7.40	7.53	7.05
" 15	"	"	7.52	7.22	7.20	7.20	7.02	7.02	7.10	7.40	7.22
" 16	"	"	6.95	6.70	6.70	6.62	6.73	7.06	7.10	7.25	7.25
" 17	"	"	6.96	6.79	6.66	6.62	6.88	7.10	7.28	7.34	7.22
" 22	"	"	7.10	6.94	6.86	6.76	6.99	7.10	7.22	7.44	7.34
" 23	"	"	7.00	6.68	6.78	6.88	7.18	7.48	7.48	7.48	7.28
" 24	"	"	6.98	6.94	6.88	6.80	7.06	7.20	7.22	7.24	7.18
" 27	"	"	7.08	6.62	6.60	6.58	6.80	6.98	7.12	7.40	7.20
" 28	"	"	7.05	6.90	6.81	6.78	7.10	7.18	7.16	7.20	7.10
" 29	"	"	7.00	6.50	6.30	6.30	6.50	6.70	6.85	7.20	7.20
" 30	"	"	6.74	6.30	6.14	6.04	6.28	6.40	6.50	6.90	7.22
" 31	"	"	6.98	6.76	6.72	6.69	6.85	7.02	7.20	7.10	7.14
平 均	3.5	200	7.01	6.75	6.74	6.70	6.90	7.05	7.16	7.35	7.19
11 4	3.5	200	7.00	6.82	6.76	6.72	6.95	7.10	7.15	7.28	7.28
" 5	"	"	7.10	6.80	6.79	6.72	7.01	7.20	7.22	7.41	7.38

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	Fl _E	O C ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC
11 6	3.5	200	7.02	6.80	6.74	6.64	6.80	6.90	7.02	7.18	7.12
" 10	"	"	7.10	6.30	6.20	6.20	6.30	6.35	6.50	6.80	7.00
" 11	"	250	7.00	6.60	6.58	6.75	6.80	6.75	6.86	6.65	6.95
" 12	"	"	7.08	6.70	6.70	6.78	6.95	7.10	7.25	7.28	7.38
" 13	"	"	6.99	7.20	7.22	7.25	7.35	7.45	7.45	7.48	6.98
" 17	"	"	7.10	6.75	6.55	6.65	7.32	7.35	7.21	7.48	6.92
" 19	"	"	7.18	7.00	7.00	7.09	7.38	7.42	7.50	7.60	6.98
" 20	"	—	7.22	7.32	6.98	7.48	7.52	7.58	7.62	7.26	
" 25	"	250	7.22	7.02	6.90	7.00	7.18	7.30	7.31	7.52	7.31
" 26	"	"	7.38	7.20	7.16	7.30	7.50	7.48	7.5	7.68	7.22
平 均	3.5	200	7.06	6.68	6.62	6.57	6.77	6.89	6.97	7.17	7.20
	3.5	250	7.15	6.97	6.93	6.98	7.25	7.30	7.33	7.41	7.13
12 23	3.5	250	7.4	7.33	7.29	7.29	7.49	7.58	7.62	7.68	—
" 24	"	—	7.1	6.98	6.90	6.92	7.10	7.20	7.30	7.32	—
" 25	"	250	6.90	6.80	6.80	6.86	7.08	7.16	7.30	7.40	—
平 均	3.5	250	7.13	7.04	7.00	7.02	7.22	7.31	7.41	7.47	—
1 14	—	—	6.93	6.65	6.70	6.75	7.00	7.00	7.05	7.15	7.13
" 19	3.5	200	7.02	—	6.78	6.88	6.92	7.26	7.32	7.34	6.82
" 22	"	250	6.95	6.80	7.78	6.70	6.92	7.04	7.10	7.22	7.10
" 27	"	"	6.90	—	6.62	6.75	6.80	6.92	7.02	7.28	7.32
" 29	"	"	7.04	6.84	6.86	6.90	7.08	7.11	7.18	7.28	7.30
平 均	3.5	200	6.98	6.65	6.74	6.82	6.96	7.13	7.19	7.24	6.98
	"	250	6.95	6.82	6.75	6.78	6.93	7.02	7.07	7.26	7.24
2 2	3.5	250	7.3	—	7.0	7.05	7.30	7.32	7.40	7.40	7.38
" 3	"	"	7.18	7.16	7.08	7.08	7.16	7.26	7.38	7.54	7.46
" 4	"	"	7.20	—	7.40	7.24	7.25	7.42	7.42	7.40	3.30
" 10	5	"	7.08	6.80	6.88	6.90	7.00	7.02	7.10	7.14	7.22
" 13	"	200	6.92	6.70	6.70	6.85	6.90	7.08	7.15	7.18	7.28
	3.5	250	7.23	7.16	7.16	7.18	7.24	7.33	7.40	7.40	6.05
平 均	5	250	7.08	6.80	6.88	6.90	7.00	7.02	7.10	7.14	7.22
	5	200	6.92	6.70	6.70	6.85	6.90	7.08	7.15	7.18	7.28

各工程処理水の水質変動 —— 濁度

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	Fl _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC
6 25	2.5	250	—	—	—	—	—	0.8	1.0	16.5	—
" 26	"	"	22.0	17.0	2.7	12.0	10.0	23.0	3.0	14.0	—
" 27	"	"	21.9	8.7	10.8	9.6	4.5	2.2	0.9	18.0	—
" 30	"	"	19.5	5.0	0.2	1.0	1.3	1.0	2.2	18.9	—
平 均	2.5	250	21.1	10.2	4.6	7.5	5.3	6.8	1.8	16.9	—
7 1	2.5	250	17.0	3.6	0.3	0.6	0.9	5.2	4.5	17.0	—
" 2	"	"	21.6	3.0	5.7	5.0	4.9	4.5	3.6	15.9	—
" 3	"	200	28.0	2.5	0.1	1.5	2.0	2.6	3.2	—	—
" 4	"	"	24.0	4.5	3.0	3.2	3.5	6.0	5.1	13.5	—
" 7	"	250	14.1	16.5	0.1	1.8	1.7	2.5	3.7	20.1	—
" 8	"	"	9.6	28.0	2.6	12.0	11.1	16.5	3.6	23.1	—
" 9	"	"	12.0	8.1	2.4	6.2	4.3	13.5	10.5	—	—
" 10	"	"	12.0	4.2	1.5	1.3	0.9	0.6	0.5	—	—
" 11	"	"	9.2	8.3	4.5	3.5	3.1	4.5	2.0	5.5	—
" 14	"	"	9.3	21.0	4.2	0.7	0.5	1.2	1.4	0.8	—
" 15	"	"	7.8	12.0	8.5	4.5	6.5	1.3	1.0	12.0	—
" 16	"	"	5.3	4.6	1.3	—	—	—	3.0	15.0	—
" 17	"	"	8.5	1.5	—	—	—	—	0.8	17.1	—
" 18	"	"	7.2	0.7	0.3	—	—	—	—	—	—
" 21	"	"	6.2	2.3	1.7	1.5	2.5	1.3	1.5	13.5	—
" 22	"	"	2.5	2.0	0.9	—	—	—	4.0	8.0	—
平 均	2.5	200	26.0	3.5	1.6	2.4	2.8	4.3	4.2	13.5	—
	"	250	10.2	8.3	2.6	4.0	3.8	5.5	3.2	13.5	—
8 4	2.5	250	11.5	10.5	8.1	0.5	0.4	1.8	1.6	1.8	—
" 6	"	"	12.0	13.0	10.5	—	—	—	1.7	1.5	—
" 7	"	"	7.3	1.8	0.3	0.7	0.3	0.7	0.8	0.3	—
" 8	"	"	8.2	0.5	0.9	0.7	0.5	0.3	0.3	0.2	0.7
" 11	3.5	"	13.5	15.9	1.5	2.5	0.8	0.8	0.7	0.5	0.5
" 12	"	"	18.0	30.0	0.5	0.5	0.6	0.7	0.7	0.1	0.2
" 13	"	"	9.5	2.2	0.9	1.2	0.8	0.8	0.8	0.3	0.3
" 18	"	"	7.5	2.2	1.5	2.3	1.3	1.3	1.5	1.2	4.2
" 19	"	"	8.8	2.0	1.2	0.8	0.5	0.6	0.5	0.4	0.7
" 20	"	"	6.0	2.2	0.8	0.7	0.3	0.3	0.2	0.2	0.2
" 21	"	"	6.2	18.0	0.1	0.2	0.3	0.7	0.6	0.1	0.3
" 22	"	200	9.0	24.0	0.2	0.5	—	0.1	0.5	—	0.2
" 25	"	"	6.5	1.5	1.8	2.5	2.0	2.7	1.8	1.9	1.5
" 26	"	"	6.5	15.0	0.5	1.0	0.8	0.8	0.7	0.7	1.5
" 27	"	"	6.5	12.0	1.0	1.0	1.0	0.7	0.7	0.3	0.8
" 28	"	"	7.2	18.6	1.2	2.0	0.5	0.4	0.4	0.3	1.0
" 29	"	"	9.9	10.8	3.2	3.8	3.2	3.0	2.2	0.5	0.8

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	FI _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC
平 均	2.5	250	9.8	6.5	5.0	0.6	0.4	0.9	1.1	1.0	0.7
	3.5	"	9.9	10.4	0.9	1.2	0.7	0.7	0.7	0.4	0.9
	3.5	200	7.6	13.7	1.3	1.8	1.5	1.3	1.1	0.7	1.0
9 1	3.5	223	8.3	4.7	0.7	0.8	0.7	0.6	0.8	0.5	0.8
" 2	"	250	8.5	10.5	2.2	2.2	1.3	1.2	0.8	0.6	0.8
" 3	"	170	9.6	25.0	1.2	1.5	0.5	0.5	0.2	0.1	1.2
" 4	"	185	9.3	12.6	0.1	0.3	0.2	0.2	0.1	0.1	0.3
" 5	"	"	8.0	12.0	0.7	0.7	0.2	0.1	0.1	—	0.1
" 9	"	200	6.0	10.5	0.3	0.7	0.2	0.2	0.1	0.3	0.8
" 10	"	"	4.7	12.3	0.2	—	—	—	—	—	0.8
" 16	"	"	12.0	1.8	0.2	0.3	0.1	—	—	0.2	—
" 17	"	"	2.9	12.0	3.2	—	—	—	—	—	—
" 19	"	"	7.8	13.0	0.3	0.1	0.2	0.5	0.5	—	—
" 22	"	"	7.0	15.0	1.0	1.4	0.5	1.1	0.2	0.4	—
" 23	"	"	2.9	2.6	—	0.3	0.2	0.1	0.4	—	—
" 25	"	"	4.5	9.0	1.9	0.6	0.5	0.6	1.1	0.3	—
" 26	"	"	7.5	20.0	0.4	0.2	0.2	0.1	0.1	0.3	—
" 29	"	"	5.5	6.0	0.9	0.5	0.8	0.3	0.7	0.5	—
" 30	"	"	4.2	3.5	0.7	—	—	—	—	—	—
平 均	2.5	200	6.6	11.1	0.9	0.5	0.3	0.4	0.4	0.3	0.6
	"	250	8.4	7.6	1.5	1.5	1.0	0.9	0.8	0.6	0.8
10 1	3.5	200	5.8	10.5	1.2	0.4	0.2	—	0.2	—	—
" 14	"	"	18.0	2.0	1.0	—	—	—	—	—	—
" 15	"	"	17.0	15.0	0.3	0.3	—	—	—	0.2	3.2
" 16	"	"	12.0	12.0	0.5	0.4	0.4	0.1	0.2	3.5	—
" 17	"	"	9.0	1.5	0.5	0.1	0.1	0.5	0.1	0.1	0.2
" 22	"	"	5.0	2.5	0.1	—	—	0.1	—	—	—
" 23	"	"	6.8	5.5	—	—	—	—	—	0.1	2.0
" 24	"	"	7.3	0.3	—	—	—	—	—	—	—
" 27	"	"	7.6	16.5	—	—	—	—	—	0.1	0.8
" 28	"	"	13.5	11.4	0.2	—	—	—	—	—	—
" 29	"	"	15.6	1.2	0.8	0.8	0.7	1.2	0.8	0.7	0.7
" 30	"	"	19.5	5.1	0.4	0.4	0.5	0.4	0.4	0.5	2.5
" 31	"	"	4.0	6.0	1.8	0.4	0.2	0.3	0.2	0.4	1.5
平 均	3.5	200	10.9	6.9	0.5	0.4	0.4	0.5	0.3	0.3	1.8
11 4	3.5	200	6.5	12.0	1.6	0.5	0.4	0.6	0.4	0.6	2.2
" 5	"	"	7.0	7.0	0.3	1.1	—	0.3	0.2	0.2	2.6
" 6	"	"	17.0	6.0	0.3	0.4	0.2	0.4	0.3	0.6	2.0
" 10	"	"	8.5	8.0	2.3	4.8	2.7	2.7	2.7	3.0	2.0
" 11	"	250	10.5	12.9	0.8	0.8	1.0	0.7	2.0	0.8	—
" 12	"	"	27.0	17.0	0.3	1.4	1.0	1.1	0.3	0.3	0.7
" 13	"	"	11.5	7.5	1.1	1.0	0.9	0.7	0.8	0.5	0.4

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	FI _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC
11 17	3.5	250	6.0	12.0	0.5	1.4	0.4	0.4	0.4	0.6	0.7
" 19	"	"	5.7	5.5	0.7	0.7	0.5	0.5	0.6	0.6	0.5
" 20	"	"	6.4	5.0	1.2	0.6	0.5	0.5	0.5	0.4	0.7
" 25	"	"	6.3	7.3	0.5	0.5	0.4	0.5	0.5	0.7	0.8
" 26	"	"	11.0	11.1	1.5	1.9	1.5	1.9	1.4	0.3	0.6
平 均	3.5	200	9.8	7.0	1.1	1.7	1.1	1.0	0.4	1.1	2.2
	3.5	250	10.6	9.8	0.8	1.0	0.8	0.8	0.8	0.5	0.6
12 23	3.5	250	12.0	9.2	1.5	2.5	2.5	1.2	1.2	1.5	—
" 24	"	"	15.0	8.5	0.9	1.1	0.7	1.0	0.8	2.1	—
" 25	"	"	15.6	11.6	1.5	1.5	1.0	1.1	0.9	0.9	—
平 均	3.5	250	14.2	9.8	1.3	1.7	1.4	1.1	0.6	1.8	—
1 14	3.5	200	9.3	8.1	1.0	1.1	1.5	1.5	1.4	1.3	2.5
" 19	"	"	8.6	—	—	0.7	0.5	0.4	0.5	0.6	—
" 22	"	250	16.0	—	0.8	1.2	0.9	0.8	0.5	0.5	0.5
" 27	"	"	15.0	2.3	1.5	0.9	1.1	0.5	0.5	0.6	0.5
" 29	"	"	13.0	6.5	0.5	0.8	0.5	0.5	0.9	0.4	1.0
平 均	3.5	200	9.0	8.1	1.0	0.9	1.0	1.0	1.0	1.0	2.5
	3.5	250	14.7	4.4	0.9	1.0	0.8	0.6	0.6	0.5	0.7
2 2	3.5	250	28.0	21.0	0.8	1.1	1.4	1.6	0.6	0.4	1.4
" 3	"	"	22.0	5.0	1.1	0.8	0.6	0.6	0.5	0.3	2.0
" 4	"	"	18.0	3.0	1.6	1.2	0.8	0.6	0.7	0.7	1.2
" 10	5.0	"	8.4	1.6	—	1.2	0.1	—	0.2	0.3	4.1
" 13	"	200	9.9	12.0	2.0	2.5	1.7	0.8	0.9	0.4	2.0
	3.5	250	22.7	9.7	1.2	1.0	0.9	0.9	0.6	0.5	1.5
平 均	5.0	"	8.4	1.6	—	1.2	0.1	—	0.2	0.3	4.1
	5.0	200	9.9	12.0	2.0	2.5	1.7	0.8	0.9	0.4	2.0

各工程処理水の水質変動 —— COD (ppm)

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	Fl _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC
6 30	2.5	250	76.4	—	78.4	56.4	42.4	34.2	29.2	28.8	27.6
7 17	2.5	—	21	—	20	—	13.5	—	9.5	8.4	0.4
" 18	"	—	6.0	—	4.4	—	5.8	5.8	4.4	6.9	—
" 21	"	—	22.8	—	15.0	13.0	11.2	—	—	—	—
" 22	"	250	26.8	—	18.4	14.0	10.4	—	6.8	5.4	0
平均	2.5	250	19.0	—	14.5	13.5	10.2	5.8	6.9	6.9	0.4
9 10	3.5	200	10.5	10.9	9.0	5.9	4.4	4.3	3.0	2.4	0.2
" 17	"	"	13.3	—	10.2	9.4	7.2	5.6	6.0	5.2	—
" 22	"	"	10.4	—	—	7.0	5.4	5.4	6.1	5.6	—
" 25	"	"	13.8	—	9.0	8.3	7.0	6.0	5.9	6.0	—
" 29	"	"	13.3	—	7.8	7.2	4.3	5.1	7.3	6.1	—
平均	3.5	200	12.3	10.9	9.0	7.6	5.7	5.3	5.7	5.1	0.2
10 1	3.5	200	14.2	—	6.0	4.8	6.0	6.1	5.7	—	—
" 13	"	"	14.5	—	7.1	6.0	4.3	2.4	2.4	2.2	3.6
" 15	"	"	14.2	—	10.6	9.0	5.8	6.1	5.3	3.9	3.1
" 17	"	"	15.9	—	13.0	12.1	11.0	9.2	9.1	7.6	3.3
" 23	"	"	14.0	—	10.5	9.5	9.0	7.5	6.5	5.6	0.2
" 27	"	"	13.5	—	10.1	9.5	8.1	7.2	5.9	4.2	0.2
" 29	"	"	14.4	—	10.7	8.1	5.9	4.6	4.8	4.5	0.7
" 31	"	"	13.1	—	8.8	7.7	6.0	5.5	4.4	3.2	0.6
平均	3.5	200	14.2	—	9.6	8.3	7.0	6.1	5.5	4.5	1.7
11 5	3.5	200	27.5	—	11.0	9.1	8.8	7.5	7.7	6.8	1.1
" 10	"	"	12.6	—	9.0	5.4	3.7	5.9	4.2	6.0	1.5
" 12	"	250	12.2	—	8.9	6.4	5.3	5.5	5.1	4.3	0.7
" 17	"	"	13.7	—	7.4	5.0	4.3	4.0	4.4	3.7	0.2
" 20	"	—	10.5	—	10.6	6.6	7.4	7.5	6.3	4.0	0.4
平均	3.5	200	20.1	—	10.0	7.3	6.3	6.7	6.0	6.4	1.3
	3.5	250	12.1	—	9.0	6.0	5.7	5.7	5.3	4.0	0.4
12 24	3.5	—	17.2	—	13.3	12.3	10.0	8.1	8.1	6.1	—
1 14	—	—	15.0	—	13.9	12.7	11.7	11.1	11.1	9.4	2.1
2 2	3.5	250	17.5	—	12.3	11.2	10.1	8.3	8.4	7.4	2.7
" 3	"	"	17.1	—	8.1	3.1	4.8	5.6	6.1	5.6	—
" 4	"	"	17.2	—	12.4	10.9	9.0	7.9	6.7	5.0	2.1
2 10	5.0	"	15.2	—	13.2	10.2	8.2	7.4	6.2	4.3	2.2
平均	3.5	250	17.3	—	10.9	8.4	7.9	7.3	7.1	5.8	2.4
	5.0	250	15.2	—	13.2	10.2	8.2	7.4	6.2	4.3	2.2

各工程処理水の水質変動 — TOC (ppm)

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	Fl _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC	井水
6 17	2.5	250	30.0	—	8.0	6.0	6.0	0	0	5.0	-2.0	—
" 18	"	"	18.0	—	1.0	-6.0	-2.0	-2.0	14.0	10.0	1.0	—
" 20	"	"	12.0	23.4	1.0	6.8	6.8	4.4	5.0	4.0	0.8	—
" 23	"	"	35.2	21.6	19.2	18.6	18.6	19.2	16.2	18.2	13.6	—
" 24	"	"	20.4	—	14.4	12.8	11.2	7.8	6.0	8.8	7.2	—
" 26	"	"	11.6	—	9.6	11.6	19.6	6.4	4.0	3.2	—	0.4
" 30	"	"	33.6	—	32.0	18.6	13.6	10.2	6.2	7.8	0.4	—
平均	2.5	250	23.0	22.5	12.2	10.6	10.8	6.9	7.3	8.1	3.8	0.4
7 1	2.5	250	18.0	—	1.0	-6.0	-2.0	-2.0	14.0	10.0	1.0	—
" 2	"	"	29.6	—	19.4	20.4	21.8	10.8	10.2	12.2	5.2	-1.6
" 3	"	200	37.7	—	6.1	3.0	3.0	2.0	2.0	0	—	—
" 4	"	"	34.3	—	10.5	11.9	9.5	9.5	16.0	13.0	9.0	-1.0
" 7	"	250	15.0	—	11.0	10.0	10.0	10.0	9.0	13.0	—	7.0
" 8	"	"	24.4	—	13.6	9.4	8.0	4.4	0.4	13.2	-1.8	1.2
" 9	"	"	24.0	—	23.0	22.0	15.0	12.0	7.0	2.0	0	8.0
" 10	"	"	15.2	—	13.2	14.8	16.4	10.4	10.4	0	0.8	3.2
平均	2.5	250	21.0	—	16.0	12.8	11.9	7.9	8.5	8.4	1.4	4.3
	"	200	36.0	—	8.3	7.5	6.3	5.8	9.0	6.5	9.0	0
8 19	3.5	250	57.6	44.6	44.0	40.6	37.7	32.2	32.0	28.5	31.0	—
" 20	"	"	32.4	32.0	21.2	17.2	14.0	13.2	13.2	13.2	24.8	23.0
" 21	"	"	44.0	42.0	33.0	24.0	18.0	13.0	9.0	5.0	4.0	4.0
" 22	"	200	46.4	—	35.6	33.6	28.0	24.8	24.0	21.0	18.2	8.2
" 26	"	"	33.6	25.2	24.0	22.0	18.0	16.8	16.8	15.6	23.0	10.8
" 27	"	"	37.0	28.0	24.0	17.0	16.0	13.0	12.0	10.0	11.0	8.0
" 28	"	"	36.8	—	25.6	23.6	16.0	14.8	13.6	13.6	16.0	10.0
" 29	"	"	43.2	—	28.0	23.6	17.4	14.8	11.8	11.8	12.6	8.4
平均	3.5	250	44.7	39.5	32.7	27.3	23.2	19.5	18.1	15.6	19.9	13.5
	"	200	39.4	26.6	27.4	24.0	19.1	16.8	15.6	14.4	16.2	9.1
9 1	3.5	223	36.8	—	21.2	20.0	14.8	14.2	15.4	18.0	20.0	8.6
" 3	"	170	50.0	39.0	28.0	23.6	16.0	13.6	13.6	13.6	12.8	8.8
" 4	"	18.5	54.0	43.2	35.6	34.4	26.8	23.6	22.4	20.0	14.0	8.2
" 5	"	"	61.8	—	39.0	35.6	30.0	26.0	23.6	21.2	19.6	8.4
" 9	"	200	41.0	29.0	18.0	14.0	13.0	10.0	9.0	8.0	11.0	5.0
" 10	"	"	30.0	—	20.0	16.8	13.6	11.6	10.4	11.6	13.6	8.8
" 16	"	"	61.0	59.0	39.0	32.0	20.0	18.0	14.0	8.0	—	5.0
" 17	"	"	47.4	—	25.4	23.6	18.0	17.0	16.2	17.6	—	—
" 19	"	"	68.0	57.0	45.0	39.0	28.0	25.0	24.0	19.0	—	6.0
" 22	"	"	51.5	41.5	40.3	35.4	33.0	30.5	29.0	28.0	—	—

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	Fl _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC	井水
9 23	3.5	200	59.2	—	43.2	40.5	34.0	31.4	29.8	26.6	—	5.0
" 25	"	"	—	52.0	—	—	—	—	12.8	18.8	—	—
" 26	"	"	72.4	49.6	38.9	37.4	32.7	28.5	26.3	18.8	—	7.0
" 29	"	"	57.5	58.5	45.0	45.0	32.4	34.7	31.0	26.0	—	6.0
" 30	"	"	56.0	40.0	35.0	32.0	30.0	29.0	26.0	23.0	—	11.0
平 均	3.5	250	36.8	—	21.2	20.0	14.8	14.2	15.4	18.0	20.0	8.6
	3.5	200	54.8	46.9	34.8	31.5	22.9	23.0	20.6	18.6	14.2	7.2
10 1	3.5	200	63.0	—	40.5	40.5	26.0	22.0	26.0	27.0	—	10.0
" 9	"	"	45.0	40.0	21.0	16.0	14.0	12.0	10.0	8.0	—	4.0
" 13	"	"	47.0	23.0	16.0	17.0	9.5	9.0	8.5	8.5	12.0	2.0
" 14	"	"	58.0	34.0	31.0	27.0	20.0	17.0	14.0	11.0	9.0	6.0
" 15	"	"	50.0	32.0	30.8	28.4	20.8	19.6	16.8	15.6	13.2	8.0
" 16	"	"	46.0	51.0	38.0	34.0	16.0	14.0	14.0	15.0	10.0	7.0
" 17	"	"	54.8	39.6	37.2	37.2	30.8	27.0	27.0	25.8	18.2	8.0
" 22	"	"	51.0	30.0	25.0	27.0	16.0	15.0	14.0	10.0	11.0	7.0
" 23	"	"	46.0	29.0	31.0	32.0	29.0	27.0	26.0	23.0	16.0	2.0
" 24	"	"	56.0	38.0	34.0	29.0	21.0	20.0	14.0	13.0	10.0	6.0
" 27	"	"	62.0	46.4	36.8	36.0	30.4	25.6	24.0	20.8	17.8	—
" 28	"	"	59.0	49.6	43.2	43.2	35.2	32.0	28.8	27.2	19.4	9.2
" 29	"	"	49.0	—	36.0	36.0	29.0	17.0	13.0	12.0	—	9.0
" 30	"	"	20.0	17.0	17.0	18.5	10.0	11.0	11.0	13.0	11.5	8.5
" 31	"	"	45.2	30.6	29.4	28.0	25.6	22.4	22.0	16.8	10.4	6.0
平 均	3.5	200	50.1	32.6	31.1	30.0	22.2	18.8	17.9	16.5	13.2	6.6
11 4	3.5	200	57.0	36.0	27.0	25.0	18.0	17.0	15.0	10.0	6.0	5.0
" 5	"	"	61.0	52.0	45.4	48.4	41.2	37.8	34.8	32.8	22.8	10.0
" 6	"	"	66.0	54.0	52.0	55.0	49.0	46.0	40.0	38.0	24.0	5.0
" 10	"	"	43.2	31.0	26.4	25.0	20.6	19.0	16.0	19.8	20.6	7.0
" 11	"	250	52.0	41.0	35.0	25.0	24.0	15.0	13.0	10.0	8.0	4.0
" 12	"	"	46.4	41.6	33.2	32.4	29.4	27.2	27.2	22.4	18.6	8.0
" 13	"	"	41.0	35.0	21.0	20.0	20.0	21.0	19.0	15.0	10.0	6.0
" 17	"	"	42.4	39.4	27.2	25.6	23.2	21.8	21.8	19.4	18.0	14.0
" 19	"	"	51.0	36.0	27.0	24.0	15.0	14.0	13.0	17.0	11.0	6.0
" 20	"	—	54.8	53.4	48.8	44.0	42.8	41.2	41.2	38.0	26.0	22.0
" 25	"	250	65.0	37.0	27.0	26.0	25.0	23.0	20.0	15.0	11.0	6.0
" 26	"	"	71.2	62.8	59.2	54.4	45.6	46.0	37.2	30.0	23.6	22.8
平 均	3.5	200	56.8	43.3	37.7	38.4	32.2	30.0	26.5	25.2	18.4	6.8
	3.5	250	53.0	43.3	34.8	31.4	28.1	26.2	24.1	20.9	15.8	11.1
12 23	3.5	250	75.0	49.0	29.0	24.0	21.0	16.0	16.0	13.0	—	6.0
" 24	"	—	86.0	73.4	67.2	65.6	57.6	50.0	43.2	42.0	—	22.8
" 25	"	250	84.0	83.2	58.4	57.4	57.4	52.0	48.0	39.2	—	39.2
平 均	3.5	250	81.7	68.5	51.5	49.0	45.3	39.3	35.7	31.4	—	12.3

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	FI _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC	井水
1 14	—	—	75.8	—	63.0	57.2	54.2	50.0	48.2	42.0	32.0	8.0
" 19	3.5	200	59.6	—	49.0	45.8	42.4	37.2	37.2	37.2	28.6	—
" 29	"	250	65.0	52.0	40.0	37.0	35.0	29.0	27.0	20.0	14.0	8.0
2 2	3.5	250	80.0	71.0	42.0	31.0	27.0	27.0	30.0	29.0	24.0	4.0
" 3	"	"	74.0	61.0	55.0	47.0	39.0	36.0	32.0	28.0	25.0	9.0
" 4	"	"	86.0	80.0	46.0	42.0	34.0	31.0	30.0	28.0	26.0	10.0
" 10	5.0	250	69.0	59.0	56.5	54.5	47.0	45.0	38.5	34.0	27.5	5.0
" 13	"	200	70.0	62.0	51.0	46.0	36.0	34.0	30.0	24.0	22.0	9.0
	3.5	250	80.0	70.7	47.7	40.0	33.3	31.3	30.7	28.3	25.0	7.7
平 均	5.0	250	69.0	59.0	56.5	54.5	47.0	45.0	38.5	34.0	27.5	5.0
	5.0	200	70.0	62.0	51.0	46.0	36.0	34.0	30.0	24.0	22.0	9.0

各工程処理水の水質変動 —— TOD (ppm)

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	FI _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC	井水
6 17	2.5	250	264	—	132	117	97	79	74	50	32	—
" 18	"	"	220	—	130	110	90	78	72	28	18	—
" 20	"	"	188	162	143	118	74	56	54	16	17	—
" 23	"	"	220	156	154	139	96	95	74	28	29	—
" 24	"	"	206	142	140	123	104	83	79	40	31	—
" 25	"	"	199	—	147	137	98	86	73	37	32	—
" 26	"	"	200	—	159	131	89	69	82	36	18	31
" 27	"	"	205	—	155	130	95	71	64	36	28	22
" 30	"	"	—	—	—	—	—	—	92	34	23	—
平均	2.5	250	213	153	145	126	93	77	74	34	25	27
7 1	2.5	250	220	—	130	110	90	78	72	28	18	—
" 2	"	"	221	—	165	131	122	62	42	27	28	20
" 3	"	200	218	—	143	136	85	68	64	21	14	16
" 4	"	"	173	—	132	116	92	85	80	53	15	14
" 7	"	250	187	—	130	105	85	67	62	43	31	14
" 8	"	"	164	—	97	61	61	43	52	31	23	11
" 9	"	"	198	—	169	131	90	76	83	18	—	9
" 10	"	"	160	—	117	102	66	44	38	15	11	8
" 11	"	"	95	—	60	50	45	42	39	35	15	17
" 14	"	"	200	178	114	86	63	49	49	35	18	16
" 15	"	—	195	—	150	127	127	115	115	57	16	14
" 16	"	—	140	—	104	93	91	91	90	44	15	15
" 17	"	—	155	—	112	109	86	86	88	44	14	12
" 18	"	—	108	—	69	64	62	74	76	54	15	15
" 21	"	—	158	—	119	101	78	67	64	27	10	7
" 22	"	250	138	—	118	100	78	73	62	39	9	8
平均	2.5	250	167	178	118	98	82	69	67	36	17	13
	2.5	200	196	—	138	126	89	76	72	37	15	15
8 4	2.5	250	165	—	106	94	67	56	56	8	8	16
" 6	"	"	185	—	127	103	86	74	71	21	18	12
" 7	"	"	141	—	114	93	66	54	47	11	11	10
" 8	"	"	107	—	65	54	49	47	47	20	20	13
" 11	3.5	"	146	—	101	84	72	53	58	11	9	6
" 12	"	"	188	—	131	109	89	83	82	26	14	9
" 13	"	"	162	—	115	100	80	62	70	17	9	4
" 18	"	"	121	98	94	79	63	56	55	13	6	5
" 19	"	"	124	—	96	81	62	61	58	20	12	11
" 20	"	"	61	—	37	21	20	20	20	8	8	5
" 21	"	"	92	90	50	41	22	18	18	5	5	5
" 22	"	200	—	—	—	—	—	—	—	13	11	5

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	Fl _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC	井水
8 25	3.5	200	46	—	21	17	14	12	12	9	19	—
" 26	"	"	38	—	13	4	1	0	0	0	2	5
" 27	"	"	44	—	18	8	3	0	0	0	0	9
" 28	"	"	47	—	16	8	1	0	0	0	8	8
" 29	"	220	78	—	36	16	6	1	1	0	5	4
	3.5	200	60	—	21	11	5	3	3	2	8	6
平 均	3.5	250	128	94	89	74	58	50	52	14	9	6
	2.5	250	150	—	103	86	67	58	55	15	14	13
9 1	3.5	223	68	—	24	11	5	4	3	0	7	5
" 2	"	250	73	—	36	18	9	8	8	0	4	9
" 3	"	170	101	—	40	23	10	7	7	0	0	2
" 4	"	185	101	—	53	36	23	21	21	6	3	8
" 5	"	185	124	—	59	44	30	28	27	11	2	6
" 16	"	200	107	—	67	49	30	25	25	4	—	6
平 均	3.5	200	108	—	55	50	23	20	20	5	2	6
	3.5	250	71	—	30	15	7	6	6	0	6	7
10 1	3.5	200	136	—	92	81	76	44	50	37	—	25
" 9	"	"	66	44	40	38	36	35	35	26	—	25
" 13	"	"	55	22	16	—	—	—	—	—	—	—
" 14	"	"	—	62	—	41	34	29	26	11	9	9
" 15	"	"	93	52	48	41	25	24	25	18	13	13
" 16	"	"	95	114	51	35	23	23	18	15	8	10
" 17	"	"	108	70	63	50	44	37	36	18	7	11
" 22	"	"	80	57	50	40	34	31	26	19	6	10
" 23	"	"	82	63	63	60	63	60	63	32	14	18
" 24	"	"	88	66	50	37	35	30	28	12	4	5
" 27	"	"	101	76	62	50	42	37	37	22	11	—
" 28	"	"	118	102	78	62	55	52	48	26	12	12
" 29	"	"	113	70	48	30	24	27	21	8	—	12
" 30	"	"	39	29	28	20	18	16	23	24	20	18
" 31	"	"	79	50	45	39	31	26	25	18	16	16
平 均	3.5	200	90	63	52	45	39	34	33	20	11	14
11 4	3.5	200	72	58	54	32	32	32	30	26	14	9
" 5	"	"	117	76	72	54	52	48	47	40	18	13
" 6	"	"	124	109	100	88	85	75	74	61	24	13
" 10	"	"	88	61	52	48	44	37	35	34	25	15
" 11	"	250	101	92	72	68	53	48	48	28	15	14
" 12	"	"	72	57	52	44	35	33	33	22	13	12
" 13	"	"	71	65	46	31	24	17	16	20	13	13
" 17	"	"	69	54	37	28	25	20	20	15	8	7
" 19	"	"	79	58	48	37	29	24	24	17	13	11

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	FI _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC	井水
11 20	3.5	200	87	77	63	52	38	34	34	23	12	11
" 25	"	"	126	103	81	69	51	46	44	16	8	11
" 26	"	"	198	132	106	102	87	75	67	30	16	16
平 均	3.5	250	100	84	63	54	43	37	36	21	12	12
	3.5	200	100	76	70	56	53	48	46	40	20	9
1 29	3.5	250	173	93	82	71	59	51	48	24	9	14
2 2	3.5	250	144	154	87	61	54	51	60	33	14	14
" 3	"	"	156	130	97	82	69	58	58	26	15	12
" 4	"	"	142	—	84	62	52	49	48	26	13	11
" 10	5.0	"	136	96	76	48	48	46	46	35	17	17
" 13	"	200	150	—	102	78	77	60	54	43	19	15
	5	200	150	—	102	78	77	60	54	43	19	15
平 均	5	250	136	96	76	48	48	46	46	35	17	17
	3.5	250	147	142	89	68	58	53	55	28	14	12

各工程処理水の水質変動 —— NH₃-N (ppm)

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	FI _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC	井水
6 18	2.5	250	16.7	—	16.2	—	—	—	14.4	0.7	3.6	—
" 20	"	"	29.1	26.6	21.8	21.5	19.6	18.5	18.8	1.6	0.6	—
" 24	"	"	17.9	—	17.8	—	—	—	17.1	2.8	—	—
" 25	"	"	30.0	29.2	28.0	28.0	27.5	27.0	27.0	1.0	0.9	—
" 26	"	"	27.7	29.1	—	—	—	—	34.7	0.3	—	—
" 27	"	"	27.0	28.1	17.8	14.8	17.8	17.2	13.7	2.0	1.0	—
" 30	"	"	26.7	25.2	25.0	24.0	23.2	22.1	19.5	2.3	—	—
平 均	2.5	250	25.0	27.6	21.1	22.1	22.0	21.2	20.7	1.5	1.5	—
7 1	2.5	250	14.8	—	10.1	—	—	—	10.4	8.6	—	—
" 2	"	"	13.0	—	4.7	—	—	—	6.3	0.3	—	—
" 3	"	200	31.5	27.3	6.6	13.7	21.2	19.2	18.5	1.2	0.9	—
" 4	"	"	10.8	—	11.9	—	—	—	15.5	1.2	—	—
" 7	"	250	30.0	25.2	22.7	22.5	20.7	18.7	16.4	6.2	5.0	—
" 8	"	"	30.9	—	26.0	—	—	—	16.8	0.1	—	—
" 9	"	"	30.2	26.0	24.9	24.6	24.9	24.5	21.0	≒0.1	—	—
" 10	"	"	9.7	—	10.6	—	—	—	7.9	0.2	—	—
" 11	"	"	12.5	11.2	11.0	11.6	12.2	12.3	12.3	1.5	0.2	—
" 14	"	"	21.5	—	17.9	—	—	—	7.5	0.4	—	—
" 15	"	—	29.1	24.4	24.4	—	23.2	—	25.2	5.4	1.2	—
" 16	"	—	18.8	—	18.0	—	—	—	27.0	0.2	—	—
" 18	"	—	—	—	—	—	—	—	3.1	0.6	—	—
平 均	2.5	250	21.1	21.7	17.0	19.6	20.3	18.5	14.0	2.2	2.1	—
	2.5	200	21.2	27.3	9.3	13.7	21.2	19.2	17.0	1.2	0.9	—
8 4	2.5	250	23.0	19.2	17.6	16.2	16.2	15.1	12.0	0.1	0.1	—
" 7	"	"	24.4	21.6	22.1	22.1	21.0	20.2	19.6	≒0.15	≒0.15	—
" 11	3.5	"	26.3	23.8	21.3	21.0	19.6	19.6	19.6	0.2	0.1	—
" 12	"	"	26.5	23.2	19.3	19.0	17.6	16.2	—	0.5	0.8	—
" 13	"	"	26.9	22.3	21.2	20.4	19.5	18.5	18.5	1.6	1.0	—
" 18	"	"	25.7	24.0	22.9	22.6	22.6	20.2	18.9	0.2	0.2	—
" 19	"	"	24.6	19.9	19.5	19.0	18.5	16.8	16.0	0.4	0.3	—
" 21	"	"	16.4	15.4	12.0	11.5	10.2	8.8	7.4	1.0	0.8	—
" 25	"	200	18.1	16.8	12.4	12.5	12.0	11.5	11.5	0.2	0.2	—
" 26	"	"	16.9	14.3	13.8	10.5	10.2	10.3	9.1	0.6	0.5	タンク 1.064
" 27	"	"	9.2	4.2	2.7	2.6	2.5	2.3	2.0	0.8	0.6	—
" 28	"	"	14.1	4.9	4.7	3.2	1.0	1.1	2.6	0.8	0.7	—
" 29	"	220	10.6	7.4	5.7	5.7	5.2	5.0	4.8	1.6	1.2	—
	2.5	250	23.7	11.4	19.9	19.2	18.6	17.7	15.8	0.1	0.1	—
平 均	3.5	250	24.4	21.4	19.4	18.9	18.0	16.7	16.1	0.7	0.5	—
	3.5	200	13.8	9.5	7.9	6.9	6.2	6.0	6.0	0.9	1.0	タンク 1.064

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	FIE	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC	井水
9 1	3.5	223	9.5	5.9	5.0	2.1	6.6	4.8	2.2	0.5	0.4	タンク 0.602
" 2	"	250	14.8	10.4	7.7	7.0	6.2	5.3	4.6	0.6	0.5	—
" 3	"	170	20.2	11.0	7.0	5.5	4.3	4.1	4.1	0.9	0.7	—
" 4	"	185	23.8	19.6	15.4	14.0	13.4	12.0	11.2	1.2	1.0	—
" 5	"	"	23.9	17.2	14.1	11.5	6.8	7.3	6.8	1.1	1.7	—
" 16	"	200	15.4	12.3	8.8	8.1	7.4	7.2	6.5	1.4	—	—
" 17	"	"	14.1	9.3	6.7	6.3	6.4	7.6	7.4	3.9	—	—
" 19	"	"	25.2	28.3	16.0	16.0	14.0	13.2	13.4	8.4	—	—
" 22	"	"	13.7	12.5	10.8	14.8	15.0	12.6	15.8	7.8	—	—
" 23	"	"	18.6	18.2	14.7	14.5	14.3	14.3	13.3	5.5	—	—
" 25	"	"	20.4	16.1	13.6	13.6	13.3	13.4	13.3	8.5	—	—
" 26	"	"	21.0	15.4	15.0	16.1	16.1	15.5	14.8	6.2	—	—
" 29	"	"	14.8	15.0	10.4	11.8	10.4	9.4	14.5	8.1	—	—
" 30	"	"	18.8	15.3	13.3	13.0	13.0	13.0	13.0	9.2	—	—
平均	3.5	250	12.2	8.2	6.4	4.5	6.4	5.0	3.4	0.6	0.4	0.602
	3.5	200	19.2	15.9	12.1	12.1	11.2	10.8	11.2	5.2	0.7	—
10 1	3.5	200	19.6	16.0	15.5	15.3	13.2	13.3	14.6	9.1	—	—
" 9	"	"	10.6	—	10.2	10.1	9.4	9.2	8.5	0.3	—	—
" 13	"	"	19.9	11.3	—	—	—	—	4.8	0.8	0.8	—
" 14	"	"	20.3	14.4	11.2	9.8	8.4	8.0	7.8	0.9	0.5	—
" 15	"	"	14.0	12.9	11.1	10.4	9.8	9.9	9.4	1.2	0.8	—
" 16	"	"	17.1	16.1	12.3	11.8	11.5	10.8	10.2	1.5	1.0	—
" 17	"	"	19.7	19.9	17.8	17.6	19.6	15.0	16.4	3.5	2.1	—
" 22	"	"	12.5	—	17.2	—	—	—	13.7	3.8	2.6	—
" 23	"	"	20.0	—	22.3	22.4	20.3	18.8	18.5	4.5	3.4	—
" 24	"	"	23.0	—	22.7	22.7	20.7	20.3	15.8	6.2	5.3	—
" 27	"	"	20.3	16.8	16.1	16.9	16.8	16.8	16.4	6.7	6.6	—
" 28	"	"	26.9	25.8	23.0	22.7	20.7	20.2	14.6	13.7	7.3	—
" 29	"	"	23.8	20.7	20.4	18.2	16.0	14.0	14.3	9.3	8.4	—
" 30	"	"	—	—	—	—	—	8.4	10.1	8.3	8.4	—
" 31	"	"	10.7	10.7	10.8	11.2	11.8	10.9	9.4	8.1	7.3	—
平均	3.5	200	18.5	16.5	16.2	15.8	14.8	13.5	12.3	5.2	4.5	—
11 4	3.5	200	9.2	15.2	12.9	12.3	12.0	12.0	13.7	8.9	11.3	—
" 5	"	"	19.8	20.2	18.2	17.9	15.4	16.4	16.0	11.6	7.0	—
" 6	"	"	16.1	21.8	19.6	17.6	16.1	16.8	18.8	15.3	15.3	—
" 10	"	"	16.9	15.8	17.8	15.3	18.2	12.6	10.4	12.7	7.8	—
" 11	"	250	12.6	14.3	14.4	9.2	11.5	10.2	12.3	5.5	3.2	—
" 12	"	"	20.0	16.8	16.9	16.1	16.1	13.6	10.8	4.1	3.2	—
" 13	"	"	17.9	17.9	16.2	16.2	14.5	12.3	13.1	10.7	11.7	—
" 17	"	"	19.0	18.2	17.8	16.9	16.0	16.9	12.4	5.4	7.3	—
" 19	"	"	15.0	16.2	11.8	9.4	8.4	9.9	7.4	10.5	9.0	—
" 20	"	—	25.2	22.7	22.7	20.3	26.2	23.8	19.6	11.5	6.4	—

月	日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	Fl _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC	井水
11	25	3.5	250	26.0	21.0	14.4	20.0	14.5	18.2	17.9	—	—	—
"	26	"	"	33.6	35.2	27.7	31.2	23.4	35.2	27.3	—	—	—
平	均	3.5	200	15.5	18.3	17.1	15.8	15.4	14.5	14.7	12.1	10.4	—
		3.5	250	21.2	20.3	17.7	17.4	16.3	16.0	15.1	7.9	6.8	—
12	23	3.5	250	33.6	37.5	38.6	36.4	38.9	40.6	31.1	1.7	—	—
"	24	"	—	27.1	35.0	30.5	38.6	29.1	39.0	22.4	1.8	—	—
"	25	"	250	35.6	33.9	25.5	22.4	35.8	37.8	35.3	3.2	—	—
平	均	3.5	250	32.1	35.5	31.5	32.5	34.6	39.1	29.6	2.3	—	—
1	14	—	—	49.8	77.3	32.5	42.2	23.5	33.9	23.8	10.8	5.0	—
"	19	3.5	200	72.8	—	61.0	60.2	50.1	43.4	38.4	12.0	7.1	—
"	27	"	250	30.0	37.0	40.9	45.4	61.6	48.8	48.2	26.9	13.7	—
"	29	"	"	29.2	33.0	32.8	39.8	44.8	30.0	31.4	3.6	2.2	—
平	均	3.5	200	61.3	77.3	46.8	51.2	36.8	38.7	31.1	11.4	6.1	—
		3.5	250	29.6	35.0	36.8	42.6	53.2	39.4	39.8	15.3	8.0	—
2	2	3.5	250	63.8	56.0	43.1	32.2	30.8	14.0	7.0	2.8	1.8	—
"	3	"	"	53.8	60.5	44.8	51.5	45.1	35.8	19.0	3.9	2.1	—
"	4	"	"	44.8	61.6	56.6	60.5	73.4	42.8	39.8	4.1	3.6	—
"	10	5.0	"	56.0	58.2	46.5	41.4	44.8	39.2	19.6	12.6	3.2	—
平	均	3.5	250	54.1	59.4	48.2	48.1	49.8	30.9	21.9	3.6	2.5	—
		5.0	250	56.0	58.2	46.5	41.4	44.8	39.2	19.6	12.6	3.2	—

各工程処理水の水質変動 —— NO₂-N (ppm)

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	FI _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC	井水
6 18	2.5	250	<0.150	—	0.152	0.020	0.010	0	0	—	—	—
" 20	"	"	—	—	0.268	0.032	0.012	0.004	0	0	0	—
" 23	"	"	—	—	0.200	0.204	0.112	0	0	0	0	—
" 24	"	"	—	—	0.200	0.156	0.016	0.010	0.002	—	—	—
" 25	"	"	—	—	0.248	0.160	0.006	0.004	0.002	—	—	—
" 26	"	"	—	0.210	—	0.108	0.008	0.016	0.006	—	—	—
" 27	"	"	—	—	0.320	0.140	0.006	0.006	0	—	—	—
" 30	"	"	—	—	0.344	0.362	0.016	0.012	0.008	—	—	—
平均	2.5	250	<0.150	0.210	0.247	0.148	0.023	0.007	0.002	0	0	—
7 1	2.5	250	—	—	0.160	0.100	0.004	0.006	0.004	—	—	—
" 2	"	"	—	—	0.324	0.032	0.020	0.018	0.001	—	—	—
" 3	"	200	—	—	0.376	0.400	0.002	0.002	0	—	—	—
" 4	"	"	—	—	0.320	0.208	0.004	0.004	0.004	—	—	—
" 7	"	250	—	—	0.680	0.152	0.014	0.008	0.002	—	—	—
" 8	"	"	—	—	0.492	0.036	0	0	0	—	—	—
" 9	"	"	—	—	0.640	0.480	0.008	0.006	0	—	—	—
" 10	"	"	—	—	0.499	0.107	0.008	0.008	0.002	—	—	—
" 11	"	"	—	—	0.529	0.021	0.010	0.012	0.002	—	—	—
" 14	"	"	—	—	0.706	0.207	0.006	0.006	0.004	—	—	—
" 15	"	—	—	—	0.394	0.261	0.205	0.190	0.139	1.370	0.146	—
" 16	"	—	—	—	0.323	0.284	0.218	0.443	0.263	1.027	0.163	—
" 17	"	—	—	—	0.672	0.610	0.584	0.469	0.618	1.460	0.560	—
" 18	"	—	—	—	0.404	0.387	0.345	0.325	0.293	0.012	0.567	—
" 21	"	—	—	—	1.049	0.513	0.006	0.010	0.010	1.583	—	—
" 22	"	250	—	—	0.950	0.242	0	0	0	1.070	—	—
平均	2.5	250	—	—	0.559	0.245	0.102	0.107	0.096	1.087	0.359	—
	2.5	200	—	—	0.348	0.304	0.003	0.003	0.002	—	—	—
8 4	2.5	250	—	—	2.568	2.525	0.006	0.008	0	0.025	—	—
" 6	"	"	—	—	0.813	0.036	0.004	0.008	0	0.197	—	—
" 7	"	"	—	—	0.597	0.048	0.004	0.004	0	0.146	—	—
" 8	"	"	—	—	2.418	0.011	0.008	0.012	0.002	0.058	—	—
" 11	3.5	250	—	—	2.226	1.797	0	0.004	0	0.058	—	—
" 12	"	"	—	—	1.049	0.641	0	0	0	0.077	—	—
" 13	"	"	—	—	0.903	0.225	0.006	0.004	0	0	—	—
" 18	"	"	—	—	2.782	1.775	0.010	0.010	0.020	0.193	—	—
" 19	"	"	—	—	2.675	2.331	0.016	0.002	0	0.203	—	—
" 20	"	"	—	—	6.420	2.732	0.010	0.008	0	0.406	—	—
" 21	"	"	—	—	4.804	0.706	0	0	0	0.460	—	—
" 22	"	200	—	—	4.810	1.040	0	0	0	—	0.010	—
" 25	"	"	—	—	2.236	1.455	0.004	0.004	0	0.507	—	タンク 2.226
" 26	"	"	—	—	1.760	0.490	0	0	0	0.402	—	—

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	FI _E	OC ₁	OC	OC ₃	OC ₄	ZE	AC	井水
8 27	3.5	200	—	—	1.081	0.113	0.004	0.004	0	0.522	—	—
" 28	"	"	—	—	1.338	0.419	0.004	0	0	0.788	—	—
" 29	"	220	—	—	0.963	0.014	0	0	0	0.659	—	—
	2.5	250	—	—	1.599	0.655	0.006	0.008	0.001	0.107	—	—
平 均	3.5	250	—	—	2.980	1.458	0.006	0.004	0.003	0.199	—	—
	3.5	200	—	—	2.030	0.589	0.002	0.001	0	0.576	0.010	タンク 2.226
9 1	3.5	223	—	—	0.840	0.086	0	0	0	0	—	—
" 2	"	250	—	—	0.828	0.002	0	0	0	1.471	—	—
" 3	"	170	—	—	0.807	0.808	0.064	0	0	0.792	—	—
" 4	"	185	—	—	0.674	0.565	0.002	0	0	0.729	—	—
" 5	"	"	—	—	0.781	0.691	0	0	0	1.091	0.028	—
" 9	"	200	—	—	0.257	0.002	0	0	0	1.391	0.066	—
" 10	"	"	—	—	0.910	0.201	0.013	0	0	1.043	0.107	—
" 16	"	"	—	—	0.610	0.445	0.002	0	0	0.376	—	—
" 17	"	"	0.240	—	0.230	0.210	0	0	0	0.178	—	—
" 19	"	"	—	—	0.387	0.349	0.002	0	0	0.631	—	—
" 22	"	"	0.410	—	0.360	0.380	0	0	0	0.360	—	—
" 23	"	"	0.642	0.605	0.531	0.624	0	0	0	0.963	—	—
" 25	"	"	—	—	0.383	0.011	0.014	0.011	0.014	1.120	—	—
" 26	"	"	0.920	—	0.873	0.899	0	0	0.002	0.877	—	—
" 29	"	"	0.556	—	0.268	0.268	0	0	0	0.450	—	—
" 30	"	"	1.145	—	1.127	1.009	0	0	0.005	1.088	—	—
平 均	3.5	250	—	—	0.834	0.044	0	0	0	0.736	—	—
	3.5	200	0.652	0.605	0.586	0.462	0.007	0.001	0.002	0.794	0.067	—
10 1	3.5	200	0.449	0.407	0.127	0.003	0	0.005	0.004	0.460	—	—
" 9	"	"	1.330	1.300	1.240	0.358	0.002	0	0	0.539	—	—
" 13	"	"	0.610	—	0.420	0.010	0	0	0	0.170	—	—
" 14	"	"	0.731	—	0.720	0.369	0.002	0	0	0.282	0.077	—
" 15	"	"	0.420	—	0.310	0.150	0	0	0	0.120	0.070	—
" 16	"	"	0.842	—	0.589	0.041	0	0	0	0.271	0.205	—
" 17	"	"	0.676	—	0.672	0.642	0	0	0	0.332	0.111	—
" 22	"	"	0.508	—	0.471	0.046	0	0	0	0.303	0.136	—
" 23	"	"	0.640	—	0.640	0.540	0	0	0	—	—	—
" 24	"	"	0.587	—	0.564	0.309	0	0	0	0.346	0.136	—
" 27	"	"	0.620	—	0.560	0.560	0	0	0	0.440	0.190	—
" 28	"	"	0.738	—	0.685	0.439	0	0	0	0.467	0.274	—
" 29	"	"	0.360	—	0.370	0.030	0	0	0	0.250	0.210	—
" 30	"	"	0.252	—	0.167	0	0	0	0	0.360	0.278	—
" 31	"	"	0.380	—	0.180	0	0	0	0	0.200	0.210	—
平 均	3.5	200	0.610	0.853	0.514	0.233	0	0	0	0.324	0.167	—

月	日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	FI _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC	井水
11	4	3.5	200	0.569	--	0.503	0	0	0	0	0.492	0.246	--
"	5	"	"	0.480	--	0.420	0.080	0	0	0	0.520	0.400	--
"	6	"	"	0.220	--	0.103	0.116	0	0	0	0.520	0.417	--
"	10	"	"	0.882	--	0.102	0.047	0.011	0.011	0	0.265	0.214	--
"	11	"	250	0.835	0.642	0.605	0.002	0	0	0	0.021	--	--
"	12	"	"	0.779	--	0.526	0.005	0.005	0.007	0	0.023	0.021	--
"	13	"	"	0.717	--	0.535	0.002	0	0	0	0.021	0.196	--
"	17	"	"	0.732	--	0.332	0	0	0	0	0	0.086	--
"	19	"	"	0.621	--	0.353	0	0	0	0	0.013	0.297	--
"	20	"	--	0.821	--	0.650	0.070	0.050	0.120	0.020	0.030	0.730	--
"	25	"	250	0.420	--	0.203	0	0	0	0	0.018	0.047	--
平	均	3.5	200	0.538	--	0.282	0.061	0.003	0.003	0	0.449	0.319	--
		3.5	250	0.645	0.642	0.420	0.011	0.007	0.016	0.003	0.020	0.221	--
12	23	3.5	250	--	--	--	0.010	0.002	0	0	0.025	--	--
"	24	"	--	0.023	--	0.027	0.009	0.015	0.016	0.005	0.068	--	--
"	25	"	250	--	--	--	0.002	0	0	0.044	--	--	--
平	均	3.5	250	0.023	--	0.027	0.007	0.006	0.005	0.016	0.047	--	--
1	14	--	--	--	--	1.043	0.548	0.006	0	0	0.012	0.031	--
"	19	3.5	200	0.034	--	--	0.016	0	0	0.003	0.012	--	--
"	22	"	250	0.225	--	0.069	0.122	0.002	0	0	0.034	0.069	--
"	27	"	"	0.051	--	0.003	0.007	0.013	0.013	0	0.027	0.086	--
"	29	"	"	0.388	--	0.119	0.015	0.017	0.008	0	0.028	0.056	--
平	均	3.5	200	0.034	--	1.043	0.282	0.003	0	0.002	0.012	0.031	--
		3.5	250	0.221	--	0.064	0.048	0.011	0.007	0	0.030	0.070	--
2	2	3.5	250	0.568	--	0.081	0	0	0	0	0.049	0.034	--
"	3	"	"	0.501	--	0.374	0.011	0.011	0	0	0.051	0.072	--
"	4	"	200	0.545	--	0.252	0	0	0	0	0.056	0.116	--
"	10	5.0	"	0.308	--	0.165	0.007	0.007	0.005	0.001	0.047	0.071	--
"	13	"	"	0.295	--	0.116	0.109	0.003	0.002	0.001	0.074	0.109	--
		3.5	250	0.535	--	0.228	0.006	0.006	0	0	0.050	0.053	--
平	均	3.5	200	0.545	--	0.252	0	0	0	0	0.056	0.116	--
		5.0	200	0.302	--	0.141	0.058	0.005	0.004	0.001	0.061	0.090	--

各工程処理水の水質変動 — PO₄-P (ppm)

月	日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	FI _E	OC ₁	OC	OC ₃	OC ₄	ZE	AC	井水
6	18	2.5	250	10.30	—	0.18	—	—	—	—	—	0.47	—
"	20	"	"	5.80	—	0.18	—	—	—	—	—	0.53	—
"	23	"	"	8.90	—	0.02	—	—	—	—	—	0.08	—
"	25	"	"	6.25	1.33	0.13	—	—	—	—	—	0.41	—
"	26	"	"	2.48	0.49	0.06	—	—	—	—	—	0.47	—
"	27	"	"	7.34	3.60	0.19	—	—	—	—	—	0.28	—
平	均	2.5	250	6.85	1.81	0.13	—	—	—	—	—	0.37	—
7	1	2.5	250	6.60	4.38	1.00	—	—	—	—	—	—	—
"	2	"	"	5.70	3.50	1.48	—	—	—	—	—	0.74	—
"	3	"	200	3.68	3.62	0.62	—	—	—	—	—	0.42	—
"	4	"	"	3.38	0.15	0.19	—	—	—	—	—	0.25	—
"	7	"	250	4.84	4.00	1.60	—	—	—	—	—	0.50	—
"	8	"	"	2.06	3.84	0.61	—	—	—	—	—	0.41	—
"	9	"	"	2.82	2.06	1.08	—	—	—	—	—	—	—
"	10	"	"	4.04	0.36	0.28	—	—	—	—	—	0.33	—
"	11	"	"	—	2.42	—	—	—	—	—	—	0.13	—
"	14	"	"	3.93	3.24	0.52	—	—	—	—	—	—	—
"	15	"	—	5.42	—	0.26	—	—	—	—	0.30	0.30	—
"	16	"	—	1.84	0.27	0.25	—	—	—	—	—	0.37	—
"	17	"	—	4.48	10.97	0.26	—	—	—	—	—	0.32	—
"	18	"	—	1.32	0.46	0.88	—	—	—	—	—	0.10	—
"	21	"	—	7.40	1.82	0.31	—	—	—	—	—	0.11	—
"	22	"	250	2.40	5.30	0.94	—	—	—	—	0.33	0.15	—
平	均	2.5	250	4.07	2.51	0.65	—	—	—	—	0.32	0.27	—
		2.5	200	3.53	1.88	0.40	—	—	—	—	—	0.34	—
8	4	2.5	250	—	1.60	—	—	—	0.78	—	0.52	0.96	—
"	6	"	"	1.40	—	0.18	—	—	—	—	—	0.74	—
"	7	"	"	1.75	0.21	0.45	—	—	—	0.69	0.68	1.33	—
"	8	"	"	1.21	0.27	0.22	—	—	—	—	—	0.62	—
"	11	3.5	"	6.00	1.30	0.86	—	—	—	0.45	0.20	0.26	—
"	12	"	"	7.39	0.13	0.06	—	—	—	—	0.07	0.07	—
"	13	"	"	1.70	0.67	0.52	—	—	—	0.83	0.62	0.52	—
"	18	"	"	5.14	2.59	1.23	—	—	—	—	—	0.11	—
"	19	"	"	2.48	0.70	0.69	—	—	—	—	—	0.48	—
"	20	"	"	1.69	1.22	0.21	—	—	—	—	—	0.41	0.40
"	21	"	"	1.20	0.03	0.11	—	—	—	0.32	0.18	0.36	—
"	22	"	200	1.80	1.60	0.27	—	—	—	—	—	0.39	0.25
"	25	"	"	1.33	0.29	0.35	—	—	—	—	—	0.33	タンク 0.25
"	26	"	"	0.96	0.14	0.13	—	—	—	—	—	0.29	0.26
"	27	"	"	1.32	1.16	0.18	—	—	—	—	—	0.25	—
"	28	"	"	1.30	1.29	0.04	—	—	—	—	—	0.16	—

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	FI _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC	井水
8 29	3.5	200	1.19	0.96	0.21	—	—	—	—	0.04	0.14	—
	2.5	250	1.45	0.69	0.35	—	—	0.78	0.69	0.60	0.91	—
平 均	3.5	250	2.80	0.81	0.53	—	—	—	0.53	0.27	0.32	0.40
	3.5	200	1.32	0.67	0.20	—	—	—	—	0.04	0.26	0.26
9 1	3.5	223	4.13	2.84	0.08	—	—	—	—	—	0.16	0.23
" 2	"	250	3.10	2.70	0.67	—	—	—	—	0.10	0.13	—
" 3	"	170	4.04	2.89	0.07	—	—	—	—	—	0.06	—
" 4	"	18.5	4.21	2.47	0.12	—	—	—	0.10	0.10	0.11	—
" 5	"	"	4.70	2.19	0.10	—	—	—	—	—	0.11	0.24
" 9	"	200	2.61	3.11	0.05	—	—	—	0.08	0.12	0.06	—
" 10	"	"	2.02	2.61	0.03	—	—	—	—	—	0.09	—
" 16	"	"	1.27	0.12	0.03	—	—	—	0.03	0.04	—	—
" 17	"	"	3.45	3.97	0.12	—	—	—	—	0.29	—	—
" 19	"	"	1.30	2.78	0.42	—	—	—	—	0.15	—	—
" 22	"	"	1.99	0.31	0.11	—	—	—	—	—	—	—
" 23	"	"	1.78	0.13	0.11	—	—	—	—	0.10	—	—
" 25	"	"	2.74	3.20	0.52	—	—	—	—	0.12	—	—
" 26	"	"	2.18	2.27	0.12	—	—	—	—	0.15	—	—
" 29	"	"	2.13	2.25	0.83	—	—	—	—	0.17	—	—
" 30	"	"	2.21	0.33	0.68	—	—	—	—	0.68	—	—
平 均	3.5	250	3.62	2.77	0.37	—	—	—	—	0.10	0.15	0.23
	3.5	200	2.26	2.04	0.24	—	—	—	0.07	0.19	0.06	0.24
10 1	3.5	200	2.60	0.74	0.27	—	—	—	—	—	0.33	—
" 9	"	"	2.74	0.16	0.06	—	—	—	—	—	0.16	—
" 13	"	"	2.66	0.16	0.15	—	—	—	—	—	0.07	—
" 14	"	"	4.04	0.35	0.22	—	—	—	—	0.15	0.26	—
" 15	"	"	1.10	0.12	0.16	—	—	—	—	—	0.20	—
" 17	"	"	2.68	0.76	0.11	—	—	—	—	—	0.11	—
" 22	"	"	3.25	0.47	0.12	—	—	—	—	—	0.14	—
" 23	"	"	4.33	0.67	0.51	—	—	—	—	—	0.11	—
" 24	"	"	3.85	0.35	0.11	—	—	—	—	—	0.11	—
" 27	"	"	3.22	—	0.04	—	—	—	—	—	0.04	—
" 29	"	"	3.49	0.87	0.33	—	—	—	—	—	0.10	—
" 30	"	"	1.06	0.45	0.04	—	—	—	—	—	0.06	—
" 31	"	"	1.04	0.16	0.07	—	—	—	—	—	0.06	—
平 均	3.5	200	2.77	0.44	0.14	—	—	—	—	0.15	0.13	—
11 4	3.5	200	1.05	0.72	0.16	—	—	—	—	—	—	—
" 5	"	"	2.07	0.46	0.03	0	—	—	—	—	—	—
" 6	"	"	2.28	0.41	0.08	—	—	—	—	—	0.14	—
" 10	"	"	1.21	—	0.81	0.24	—	—	—	—	0.07	—
" 11	"	250	1.13	—	0.31	0.14	—	—	—	—	0.05	—

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	Fl _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC	井水
11 12	3.5	250	1.99	2.04	0.43	—	—	—	—	—	0.16	—
" 13	"	"	1.25	1.35	—	0.13	—	—	—	0.08	0.06	—
" 17	"	"	0.94	0.52	0.03	—	—	—	—	0.05	0.01	—
" 19	"	"	1.77	0.82	0.10	—	—	—	—	0.13	0.04	—
" 20	"	—	2.31	1.48	0.16	—	—	—	—	0.18	0.10	—
" 25	"	250	2.11	1.24	0.14	—	—	—	—	0.05	0.01	—
" 26	"	"	5.81	4.58	0.32	—	—	—	—	—	0.06	—
平 均	3.5	200	1.65	0.53	0.27	0.12	—	—	—	—	0.10	—
	3.5	250	2.16	1.72	0.21	0.13	—	—	—	0.10	0.08	—
12 23	3.5	250	1.00	—	0.22	0.15	—	—	—	0.23	—	—
" 24	"	—	2.80	0.94	0.09	—	—	—	—	—	—	—
" 25	"	250	3.16	—	0	0	—	—	—	0.14	—	—
平 均	3.5	250	2.32	0.94	0.16	0.15	—	—	—	0.19	—	—
1 14	—	—	2.52	—	1.42	1.08	—	—	—	1.17	—	—
" 24	3.5	250	2.75	2.95	0.46	—	—	—	—	0.46	0.40	—
" 27	"	"	4.60	3.08	0.54	—	—	—	—	0.21	0.20	—
" 29	"	"	2.59	0.50	0.20	—	—	—	—	0.18	0.17	—
平 均	3.5	250	3.12	2.18	0.66	1.08	—	—	—	0.51	0.26	—
2 2	3.5	250	7.00	6.00	0	—	—	—	—	0.40	0.30	—
" 3	"	"	4.02	1.69	0.16	—	—	—	—	0.14	0.16	—
" 4	"	"	2.44	0.30	0.18	—	—	—	—	0.15	0.12	—
" 10	5.0	"	2.87	0.57	0.18	—	—	—	—	0.22	0.22	—
" 13	"	200	3.10	1.87	0.30	—	—	—	—	0.23	0.24	—
	3.5	250	4.49	2.66	0.11	—	—	—	—	0.23	0.19	—
平 均	5.0	250	2.87	0.57	0.18	—	—	—	—	0.22	0.22	—
	5.0	200	3.10	1.87	0.30	—	—	—	—	0.23	0.24	—

各工程処理水の水質変動 — DO (ppm)

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	CL _E	Fl _E	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	ZE	AC
6 25	2.5	250	3.5	5.5	5.5	9	9	9	9	9	—
7 3	2.5	200	2.2	5.3	5.8	11.2	14.0	14.0	11.8	6.5	—
" 7	"	250	2.7	4.9	5.4	10.2	12.9	12.5	12.5	9.5	—
" 9	"	"	2.4	4.5	5.0	8.5	11	11.5	—	9.5	—
" 11	"	"	—	6.0	6.0	8.2	12.5	12.9	1.8	10.5	—
" 15	"	—	3.6	5.9	5.6	9.3	10.6	11.2	10.5	8.8	8.5
" 17	"	—	3.8	6	5.8	9.1	10.9	11.2	10.6	9.9	—
" 21	"	—	3.2	4.7	4.4	6.8	10.4	11.7	11.5	10.3	—
平 均	2.5	200	2.2	5.3	5.8	11.2	14.0	14.0	11.8	6.5	—
	2.5	250	3.1	5.3	5.4	8.7	11.4	11.8	9.4	9.8	8.5
8 4	2.5	250	3.3	5.4	5.9	9.2	11.6	13.4	11.1	10.2	—
" 7	"	"	1.8	4.5	3.8	9.5	12.5	11.2	9.1	8.1	—
" 11	3.5	"	2.7	4.2	4.9	9.8	11.5	11.3	8.8	8.9	7.0
" 13	"	"	2.5	4.5	0.35	7.0	8.5	8.5	7.5	6.5	—
" 19	"	"	2.5	4.5	4.4	9.2	11.3	9.6	8.3	8.9	6.4
" 21	"	"	3.6	5.0	5.1	9.9	11.4	10.7	9.2	9.5	8.8
" 25	"	200	7.2	9.6	10.9	14.0	14.5	13.6	9.3	10.5	8.5
" 27	"	"	3.5	6.5	6.7	10.5	12.5	12.0	8.8	11.0	8.7
" 29	"	220	1.7	4.5	3.8	9.5	11.5	10.5	10.3	10.0	8.5
	2.5	250	2.6	5.0	5.0	9.4	12.1	12.3	10.1	9.2	—
平 均	3.5	250	2.8	4.6	3.7	9.0	10.7	10.0	8.5	8.4	7.4
	3.5	200	4.1	6.9	7.1	11.3	12.8	12.0	9.5	10.5	8.6
9 2	3.5	250	1.5	5.8	4.8	11.0	12.0	12.5	10.5	7.0	5.0
" 4	"	185	2.2	4.9	4.5	11.7	12.7	13.4	10.3	8.6	8.5
" 9	"	200	4.4	6.9	7.2	12.5	13.8	13.6	11.1	9.5	9.3
" 16	"	"	1.5	5.5	7.0	11.5	12.5	13.5	11.0	10.0	—
" 23	"	"	2.2	6.0	6.5	10.5	12.5	11.0	10.0	8.5	—
" 30	"	"	3.0	4.5	5.2	9.0	10.5	9.0	8.5	8.0	—
平 均	3.5	250	1.5	5.8	4.8	11.0	12.0	12.5	10.5	7.0	5.0
	3.5	200	2.7	5.6	6.1	11.0	12.4	12.1	10.2	8.9	8.9
10 14	3.5	200	2.5	4.5	4.5	10.0	12.8	11.5	11.5	11.0	—
" 16	"	"	5.0	7.3	7.5	11.0	14.0	12.5	10.5	10.0	—
" 24	"	"	3.5	—	5.5	10.5	12.5	13	11.5	11	10.5
平 均	3.5	200	3.7	5.9	5.8	10.5	13.1	12.3	11.2	10.7	10.5

各工程処理水の水質変動 —— 溶存オゾン DO₃ (ppm)

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄	月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄
6 17	2.5	250	0.20	0.21	1.13	0.12							
" 18	"	"	0.06	0.66	2.03	0.04	平 均						
" 20	"	"	0.05	0.34	2.63	0.05							
" 23	"	"	0.04	0.06	0.46	0.06							
" 24	"	"	0.05	0.18	1.13	0.05	9 1	3.5	223	0.02	1.10	1.68	0.18
" 25	"	"	0.07	0.27	1.10	0.06	" 2	"	250	0.04	2.31	3.10	0.22
" 26	"	"	0.06	0.07	1.22	0.04	" 3	"	170	0.06	0.07	0.10	0.02
" 27	"	"	0.06	0.50	2.70	0.08	" 4	"	185	0.12	0.14	0.16	0.10
" 30	"	"	0.14	0.13	1.05	0.05	" 5	"	"	0.06	0.06	0.10	0.07
平 均	2.5	250	0.08	0.27	1.50	0.06	" 9	"	200	0.22	1.02	0.94	0.32
							" 10	"	"	0.05	0.90	1.62	0.30
7 1	2.5	250	0.06	0.78	1.52	0.05	" 16	"	"	0.14	0.52	0.60	0.07
" 2	"	"	0.06	0.49	1.50	0.04	" 17	"	"	0.02	0.10	0.36	0.07
" 3	"	200	0	0.20	0.58	0.01	" 19	"	"	0.19	0.19	0.16	0.09
" 4	"	"	0.06	0.07	0.42	0.06	" 22	"	"	0.07	0.10	0.12	0.09
" 7	"	250	0	2.04	3.59	0	" 23	"	"	0.11	0.17	0.47	0.10
" 8	"	"	0.08	2.20	2.22	0.28	" 25	"	"	0.06	0.42	0.50	0.06
" 9	"	"	0.05	0.12	1.73	0.13	" 26	"	"	0.54	0.48	0.73	0.46
" 10	"	"	0.06	0.90	2.30	0.05	" 29	"	"	0.06	0.10	0.37	0.14
" 11	"	"	0.08	3.00	4.69	0.12	" 30	"	"	0.55	0.47	0.23	0.19
" 14	"	"	0.06	0.41	2.64	0.06	平 均	3.5	250	0.03	1.70	2.39	0.20
" 21	"	—	0.07	0.89	2.77	0.16		3.5	200	0.16	0.34	0.46	0.15
" 22	"	250	0.06	0.18	0.82	0.05							
平 均	2.5	250	0.06	1.10	2.38	0.09	10 1	3.5	200	0.05	1.00	0.48	0.06
	2.5	200	0.03	0.14	0.50	0.04	" 9	"	"	0.22	0.96	1.10	0.29
							" 14	"	"	0.15	0.88	0.48	0.41
8 4	2.5	250	—	0.11	2.95	0.68	" 15	"	"	0.10	1.00	1.00	0.11
" 6	"	"	0.05	0.48	2.50	0.22	" 16	"	"	0.25	1.08	1.27	0.25
" 7	"	"	0.02	1.84	3.80	0.34	" 17	"	"	0.02	0.06	0.27	0.10
" 8	"	"	0.06	2.65	4.66	0.19	" 22	"	"	0.10	1.13	1.28	0.08
" 11	3.5	"	0.37	0.62	2.47	0.56	" 23	"	"	0.02	0.38	0.78	0.05
" 12	"	"	0.05	0.31	0.19	0.06	" 24	"	"	0.07	0.37	0.62	0.10
" 13	"	"	0.09	0.77	1.58	0.13	" 27	"	"	0.01	0.05	0.13	0.06
" 18	"	"	0	0.20	1.07	0.05	" 28	"	"	0.27	0.28	0.56	0.17
" 19	"	"	0.20	0.58	1.80	0.07	" 29	"	"	0.12	0.59	0.17	0.05
" 20	"	"	0.10	0.65	2.45	0.38	" 30	"	"	0.31	2.61	2.81	0.51
" 21	"	"	0.76	1.80	2.29	0.73	" 31	"	"	0.04	0.36	1.00	0.04
" 22	"	200	0	0.12	0.35	0.06	平 均	3.5	200	0.12	0.77	0.86	0.16
" 25	"	"	0.01	0.08	0.39	0.09							
" 29	"	"	0.02	0.16	0.26	0.10	11 4	3.5	200	0.02	0.07	0.24	0.05
" 27	"	"	0.02	0.79	1.89	0.45	" 5	"	"	0.07	0.08	0.06	0.05
" 28	"	"	0.06	0.47	1.24	0.06	" 6	"	"	0.06	0.05	0.04	0.08
" 29	"	220	0.29	2.24	2.61	1.31	" 10	"	"	0.11	0.07	0.89	0.17

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	OC ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄
11 11	3.5	250	0.16	0.53	2.45	1.27
" 12	"	"	0.05	1.72	2.64	0.42
" 13	"	"	0.17	3.37	5.33	1.10
" 17	"	"	0.01	2.86	7.72	0.79
" 19	"	"	0.55	4.68	5.83	1.42
" 20	"	—	0.05	2.50	3.30	0.48
" 25	"	250	0.52	3.12	4.37	0.99
" 26	"	"	0.14	1.80	2.52	0.36
平均	3.5	200	0.07	0.07	0.31	0.09
	3.5	250	0.21	2.58	4.27	0.85
12 23	3.5	250	0.14	—	2.73	0.34
" 24	"	—	0.18	1.31	2.60	0.10
" 25	"	250	0.05	1.10	2.05	0.13
平均	3.5	250	0.12	1.12	2.46	0.19

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	O ₁	OC ₂	OC ₃	OC ₄
1 14	—	—	0.12	0.07	2.25	0.05
" 22	3.5	250	0.23	6.72	7.08	3.56
" 29	"	"	0.29	3.43	5.90	—
平均	3.5	250	0.21	3.41	5.08	1.81
2 2	3.5	250	0.07	4.11	4.56	0.66
" 3	"	"	0.20	2.99	3.56	0.65
" 4	"	"	0.24	2.56	4.51	1.09
" 10	5.0	"	0.14	3.03	4.32	0.77
" 13	"	200	0.22	1.94	3.31	0.43
	3.5	250	0.17	3.22	4.21	0.80
平均	5.0	250	0.14	3.03	4.32	0.77
	5.0	200	0.22	1.94	3.31	0.43

各工程処理水の水質変動 — Ca²⁺ 濃度

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	Fl _E	OC ₄	ZE	AC
6 20	2.5	250	19.2	16.0	12.8	6.4	6.4
" 23	"	"	24.4	24.4	18.8	4.3	4.3
" 24	"	"	20.5	18.2	20.5	5.0	6.0
" 25	"	"	25.0	24.8	24.7	7.7	—
" 26	"	"	22.2	18.2	20.0	4.3	4.3
" 27	"	"	21.5	23.1	19.6	4.3	5.2
" 30	"	"	20.6	0	—	3.3	6.5
平均	2.5	250	21.9	17.8	19.5	5.0	5.5
7 1	2.5	250	22.8	25.8	35.1	17.9	20.5
" 3	"	200	19.7	17.1	17.1	0.9	—
" 4	"	"	23.9	20.5	22.2	0.8	—
" 7	"	250	21.4	19.7	17.1	6.7	—
" 9	"	"	22.2	20.5	16.2	0	0
" 10	"	"	21.4	18.8	18.0	2.2	—
" 11	"	"	19.7	18.0	18.8	3.4	4.2
" 14	"	"	13.7	—	23.1	4.5	—
" 15	"	—	20.9	20.5	20.5	7.4	4.3
" 17	"	—	20.2	19.7	17.4	3.1	3.1
" 18	"	—	20.5	17.1	17.9	11.1	—
" 21	"	—	20.9	20.5	20.9	5.1	4.6
" 22	"	250	19.7	22.3	21.4	9.4	—
平均	2.5	250	20.3	20.3	20.6	6.4	3.2
	2.5	200	21.8	18.8	19.7	3.9	—
8 4	2.5	250	21.7	19.4	17.7	0	0

月 日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	Fl _E	OC ₄	ZE	AC
8 6	2.5	250	23.1	19.7	20.5	2.6	6.0
" 7	"	"	21.7	20.5	20.8	1.2	1.2
" 8	"	"	19.7	18.8	20.5	1.7	0.8
" 11	3.2	"	22.8	22.3	20.7	2.0	0
" 12	3.5	"	22.4	22.4	22.2	4.6	4.3
" 13	"	"	21.6	21.3	21.6	5.1	5.1
" 18	"	"	22.8	21.4	21.0	2.6	5.0
" 19	"	"	23.9	24.3	23.9	3.4	2.6
" 20	"	"	27.7	26.0	24.7	2.1	3.3
" 21	"	"	26.7	27.2	24.1	6.1	5.4
" 22	"	200	27.2	27.2	24.5	10.4	11.1
" 25	"	"	36.8	36.8	22.4	—	7.3
" 26	"	"	35.1	33.4	29.1	9.4	7.7
" 27	"	"	30.4	32.6	31.8	11.9	10.4
" 28	"	"	27.4	26.5	29.1	13.7	10.3
" 29	"	220	24.5	25.8	28.1	8.9	8.6
	2.5	250	21.6	19.6	19.9	1.4	2.0
平均	3.5	250	24.0	23.6	22.6	3.7	3.7
	3.5	200	30.2	30.4	27.5	10.9	9.2
9 2	3.5	250	25.0	27.2	26.9	6.5	6.0
" 5	"	200	24.2	25.8	20.3	12.5	—
" 9	"	"	29.8	30.3	27.5	—	4.6
" 10	"	"	26.5	30.5	28.1	—	3.9
" 16	"	"	23.0	23.9	24.0	3.9	—
" 17	"	"	25.0	24.2	23.0	18.0	—

月	日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	FI _E	OC ₄	ZE	AC	月	日	F _{RW} (m ³ /hr)	Ozo- nizer (V)	RW	FI _E	OC ₄	ZE	AC
9	19	3.5	200	23.1	22.4	23.3	19.7	—	11	5	3.5	200	25.8	24.2	24.2	24.2	23.4
"	22	"	"	23.2	23.2	24.3	21.9	—	"	6	"	"	23.8	23.5	23.8	25.6	25.6
"	23	"	"	25.5	24.7	24.0	18.2	—	"	10	"	"	27.3	29.7	32.8	33.6	28.1
"	25	"	"	23.4	19.5	23.4	22.6	—	"	11	"	250	26.8	27.6	27.6	12.8	12.4
"	26	"	"	23.1	23.3	19.9	14.5	—	"	12	"	"	26.9	26.1	26.1	12.8	14.1
"	29	"	"	23.4	20.3	28.1	19.5	—	"	13	"	"	25.2	18.6	25.2	13.6	13.2
"	30	"	"	24.0	23.3	22.6	19.0	—	"	17	"	"	25.8	24.2	23.4	13.3	11.7
平	均	3.5	250	25.0	27.2	26.9	6.5	6.0	"	19	"	"	25.2	24.0	22.4	15.2	15.2
		3.5	200	24.5	24.3	24.0	18.0	4.3	"	20	"	—	25.6	25.6	23.7	19.2	17.0
									"	25	"	250	22.8	25.2	24.4	—	—
10	1	3.5	200	23.4	—	25.8	25.8	—	平	均	3.5	200	25.4	25.4	26.1	26.5	25.0
"	9	"	"	29.2	28.0	26.0	2.8	—			3.5	250	25.5	24.5	24.7	14.5	13.9
"	13	"	"	14.8	24.2	19.5	3.9	6.2	12	23	3.5	250	22.0	22.8	22.0	4.8	6
"	14	"	"	25.2	25.9	18.8	4.0	4.2	"	24	"	—	21.1	17.2	20.3	8.6	—
"	15	"	"	25.0	23.4	24.2	6.2	6.2	"	25	"	250	22.0	21.4	19.2	11.2	—
"	16	"	"	24.3	23.7	23.7	11.0	9.8	平	均	3.5	250	21.7	20.5	20.5	6.6	—
"	17	"	"	30.5	27.3	16.4	11.7	—									
"	22	"	"	24.6	24.4	24.0	15.0	14.4	1	22	3.5	250	20.4	20.0	20.0	12.4	12.0
"	23	"	"	24.2	25.0	22.6	20.3	17.2	"	29	"	"	20.8	20.0	19.2	8.0	7.2
"	24	"	"	24.2	23.4	23.8	21.2	21.5	平	均	3.5	250	20.6	20.0	19.6	10.2	9.6
"	27	"	"	23.4	21.9	21.1	16.4	15.6									
"	28	"	"	23.6	22.8	22.8	23.2	23.2	2	2	3.5	250	20.3	23.4	26.5	11.7	10.9
"	29	"	"	29.7	25.8	22.6	21.8	20.8	"	3	"	"	33.3	33.8	33.8	18.6	18.6
"	30	"	"	19.2	16.4	17.6	17.7	17.8	"	4	"	"	30.0	29.0	28.4	19.7	19.7
"	31	"	"	29.7	28.1	23.4	18.0	16.4	"	10	5	"	21.1	20.3	20.3	18.7	17.2
平	均	3.5	200	24.7	24.3	22.2	14.6	14.4	平	均	3.5	250	27.9	28.7	29.6	16.7	16.4
11	4	3.5	200	24.5	24.0	23.6	22.4	22.7			5	250	21.1	20.3	20.3	18.7	17.2

3. 主要装置所要電力

月	日	1 照明等 (KwH)	2 薬注系 (KwH)	3 ろ過系 (KwH)	4 吸着系 (KwH)	5 排ガス系 (回収機) (KwH)	6 オゾン系 (KwH)	総電力(A) KwH(1~6)	総電力(B) KwH(2~6)	流量 (m ³)	稼働時間 (hr)	回収機 使用電力 (Kw/m ³)	オゾン機 使用電力 (Kw/m ³)	総電力(B) (Kw/m ³)	総電力(B) (Kw/m ³)
9	1	12.5	16.5	7.2	17.6	1.7	25.5	81	68.5	3.5	5.5	0.091	1.33	4.2	3.56
"	2	14.0	18.4	8.1	15.8	2.5	32.6	101.4	87.4	"	-	-	-	-	-
"	3	12.9	17.5	6.8	23.4	2.1	20.6	83.3	70.4	"	5.83	0.103	1.01	4.08	3.45
"	4	14.1	19.4	8.1	23.5	2.1	23.9	91.1	77.0	"	6.5	0.092	1.05	4.0	3.38
"	5	13.0	17.7	7.5	23.4	1.8	20.7	84.1	71.1	"	5.92	0.084	1.00	4.05	3.34
"	9	13.5	20.6	7.5	19.9	1.8	24.0	87.3	73.8	"	6.5	0.077	1.06	3.83	3.25
"	10	18.0	25.2	10.1	27.6	2.7	33.5	117.1	99.1	"	-	-	-	-	-
"	16	10.8	18.2	7.9	10.3	2.0	19.0	68.2	57.4	"	6.0	0.10	0.90	3.25	2.73
"	17	12.3	18.6	7.5	14.0	2.6	24.5	79.5	67.2	"	6.0	0.116	1.17	3.78	3.20
"	18	12.7	18.7	7.8	23.4	1.8	19.1	83.7	70.8	"	-	-	-	-	-
"	19	11.0	18.2	7.3	13.6	2.0	24.6	76.7	65.7	"	-	-	-	-	-
"	22	14.1	21.2	8.9	17.4	3.6	25.2	90.4	76.3	"	7.25	0.138	0.993	3.56	3.01
"	23	11.7	18.8	-	12.3	1.8	22.6	-	-	"	6.5	0.077	1.0	-	-
"	25	10.6	15.9	7.2	12.7	3.0	20.5	69.9	59.3	"	5.75	0.157	1.03	3.48	2.94
"	26	-	-	-	12.0	3.3	23.1	-	-	"	5.42	0.166	1.22	-	-
"	29	10.4	16.6	7.3	13.2	3.6	25.4	76.5	66.1	"	6.0	0.15	1.22	3.65	3.15
"	30	13.3	18.4	8.3	14.2	5.6	26.0	85.8	72.5	"	-	-	-	-	-
10	1	15.0	20.8	9.6	17.7	4.9	28.7	96.7	81.7	"	6.75	0.207	1.21	4.09	3.45
"	13	14.2	19.1	10.5	19.7	2.3	26.9	92.7	78.5	"	6.5	0.108	1.18	4.08	3.45
"	14	18.9	23.4	12.9	29.0	5.0	33.8	123.0	104.1	"	7.0	0.20	1.39	5.01	4.24
"	15	14.6	18.1	9.2	23.7	6.4	25.7	112.3	97.7	"	6.17	0.292	1.18	5.20	4.52

月	日	1 照明等 (KwH)	2 薬往系 (KwH)	3 ろ過系 (KwH)	4 吸着系 (KwH)	5 排ガス系 (回収機) (KwH)	6 オゾン系 (KwH)	総電力(A) KwH(1~6)	総電力(B) KwH(2~6)	流量 (m ³)	稼働時間 (hr)	回収機 使用電力 (Kw/m ³)	オゾン機 使用電力 (Kw/m ³)	総電力(A) Kw/m ³	総電力(B) Kw/m ³
"	16	17.1	19.3	9.4	23.5	17.1	26.2	112.6	95.5	"	6.75	0.726	1.11	4.77	4.04
10	17	17.4	19.0	8.3	24.9	16.7	25.8	112.1	94.7	3.5	6.58	0.729	1.12	4.86	4.12
"	22	18.2	20.0	9.6	24.4	18.8	27.8	118.8	100.5	"	6.67	0.810	1.18	5.08	4.30
"	27	20.5	21.3	10.8	32.2	20.9	27.2	132.9	112.4	"	7.25	0.828	1.08	5.24	4.43
"	28	21.4	22.8	10.6	32.4	21.6	30.7	129.5	108.1	"	-	-	-	-	-
"	30	17.3	19.2	9.2	25.8	17.7	25.1	114.3	97.0	"	7.0	0.729	1.03	4.67	3.96
"	31	21.7	23.2	12.1	30.7	22.9	32.6	143.2	121.5	"	-	-	-	-	-
11	4	17.6	18.2	9.1	26.9	17.0	27.2	99.0	81.4	"	6.75	0.726	1.16	4.19	3.45
"	5	19.4	22.3	9.8	28.4	18.0	28.9	120.8	101.4	"	7.5	0.68	1.11	4.60	3.87
"	6	17.8	20.3	9.2	25.9	17.2	25.1	115.5	97.7	"	6.5	0.75	1.15	5.08	4.29
"	10	16.3	20.7	10.4	24.4	18.1	22.0	111.9	95.6	"	7.25	0.717	0.869	4.41	3.77
"	11	14.8	17.7	8.5	19.9	10.7	25.1	96.7	81.9	"	6.0	0.517	1.20	4.60	3.90
"	12	15.6	18.2	7.5	23.6	2.2	34.1	124.8	109.2	"	1.0	0.10	1.62	5.95	5.20
"	13	16.9	20.0	8.4	26.2	2.7	37.2	111.4	94.5	"	6.75	0.119	1.57	4.71	4.0
"	17	18.9	22.5	7.7	30.2	3.0	42.0	124.3	105.4	"	7.33	0.123	1.64	4.84	4.11
"	19	19.2	22.4	8.5	29.2	3.3	42.7	125.3	106.1	"	7.5	0.120	1.63	4.77	4.04
"	20	14.6	17.1	5.0	23.6	2.0	33.4	95.7	81.1	"	5.92	0.101	1.60	4.61	3.92
"	25	15.1	17.9	4.9	22.9	3.1	34.0	97.9	82.8	"	6.25	0.144	1.55	4.48	3.79
12	23	14.6	18.6	7.6	20.5	0.8	32.2	94.3	79.7	"	-	-	-	-	-
"	24	15.2	19.2	7.2	19.9	1.1	36.7	99.3	84.1	"	-	-	-	-	-
"	25	17.7	20.3	7.8	25.0	3.2	42.3	116.3	98.6	"	6.5	0.14	1.86	5.11	4.33

北海道工業開発試験所報告

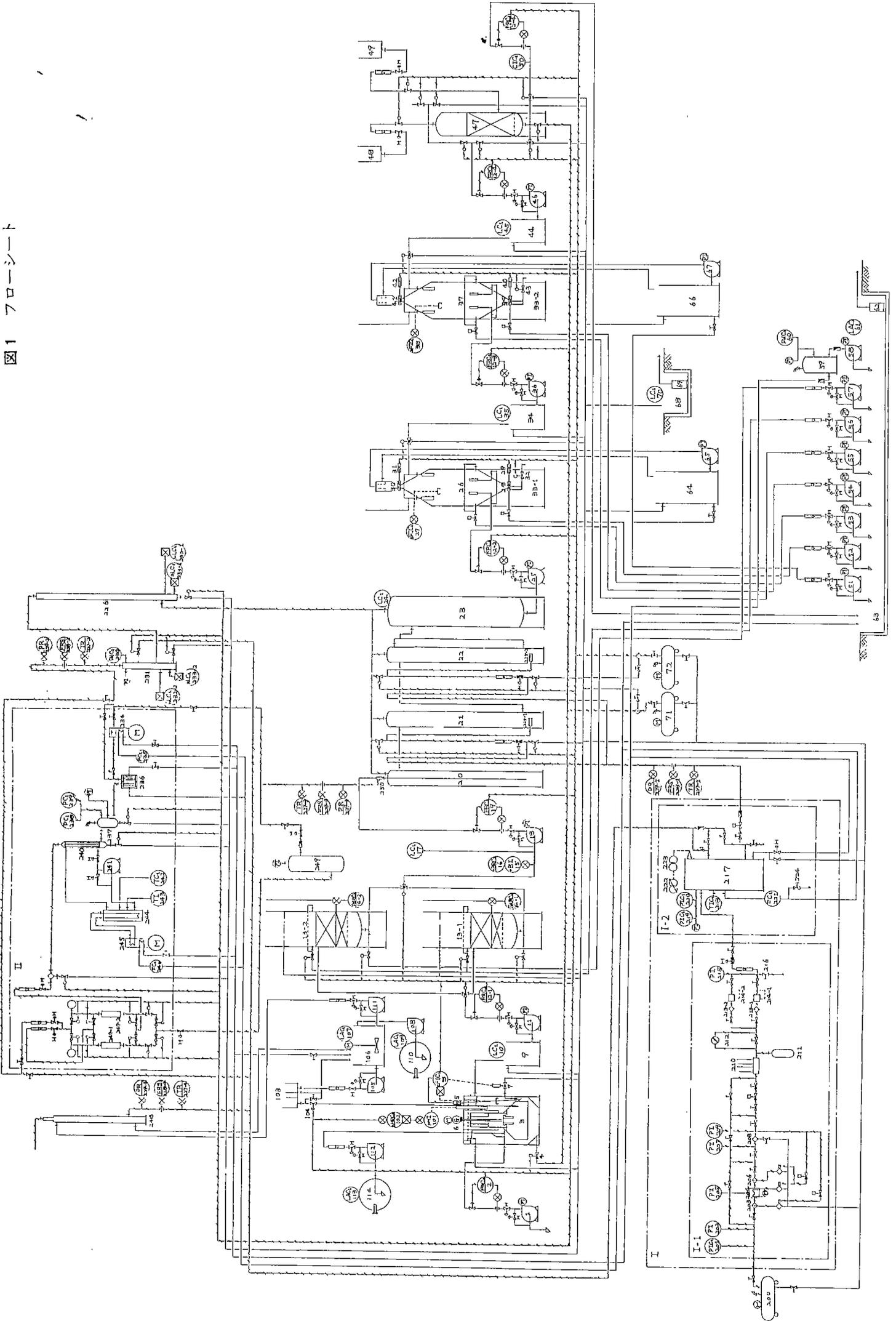
第 16 号

昭和53年 3 月18日 印刷
昭和53年 3 月20日 発行

発 行 所 工業技術院北海道工業開発試験所
札幌市豊平区東月寒41-2
電 話 011 (851) 0 1 5 1

印 刷 所 株式会社 正文舎 印刷所
札幌市白石区菊水2条1丁目
電 話 011 (811) 7 1 5 1~3

図1 フローシート



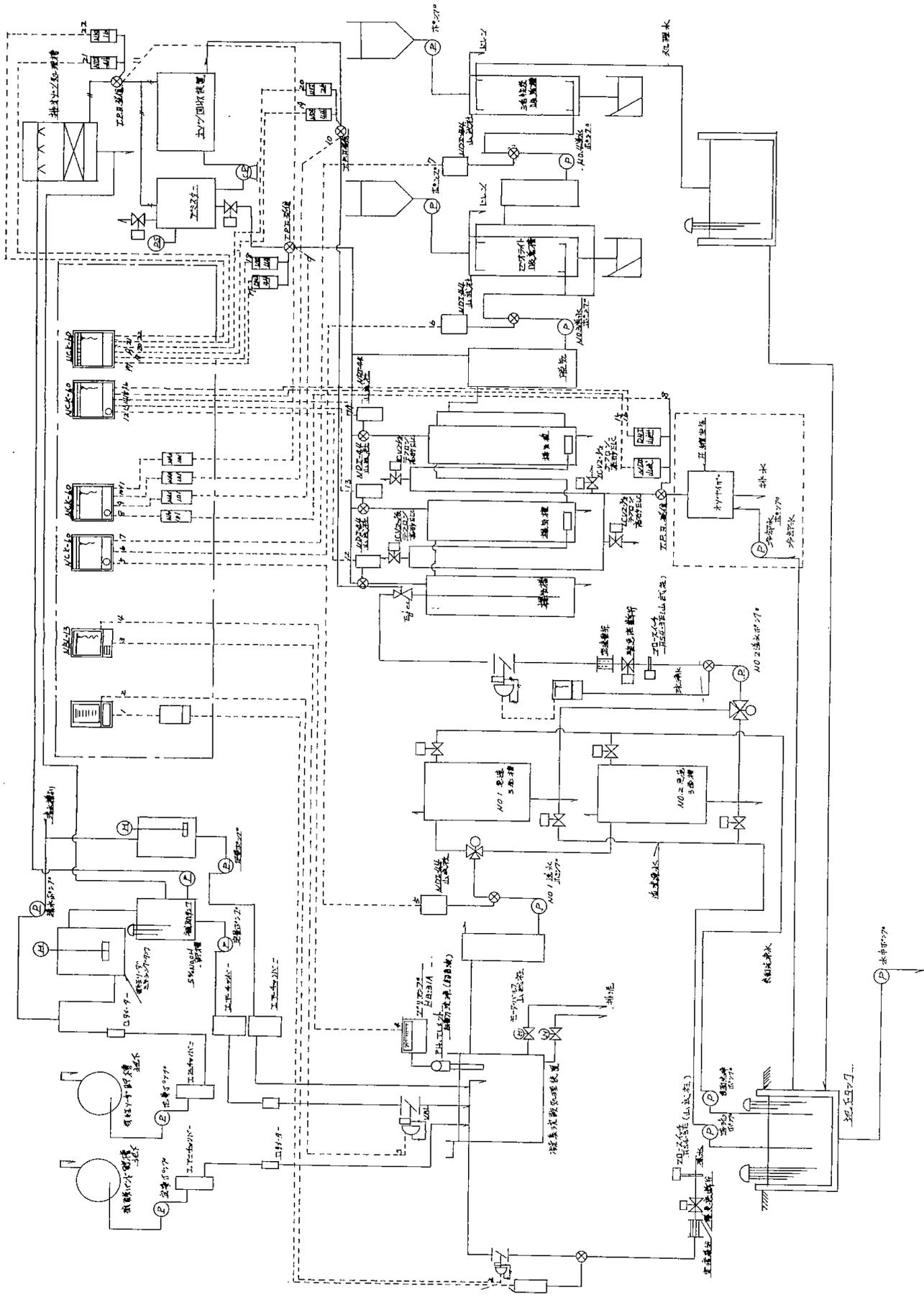


図 2 AWT 中間試験装置フローシート

図3 装置配置図

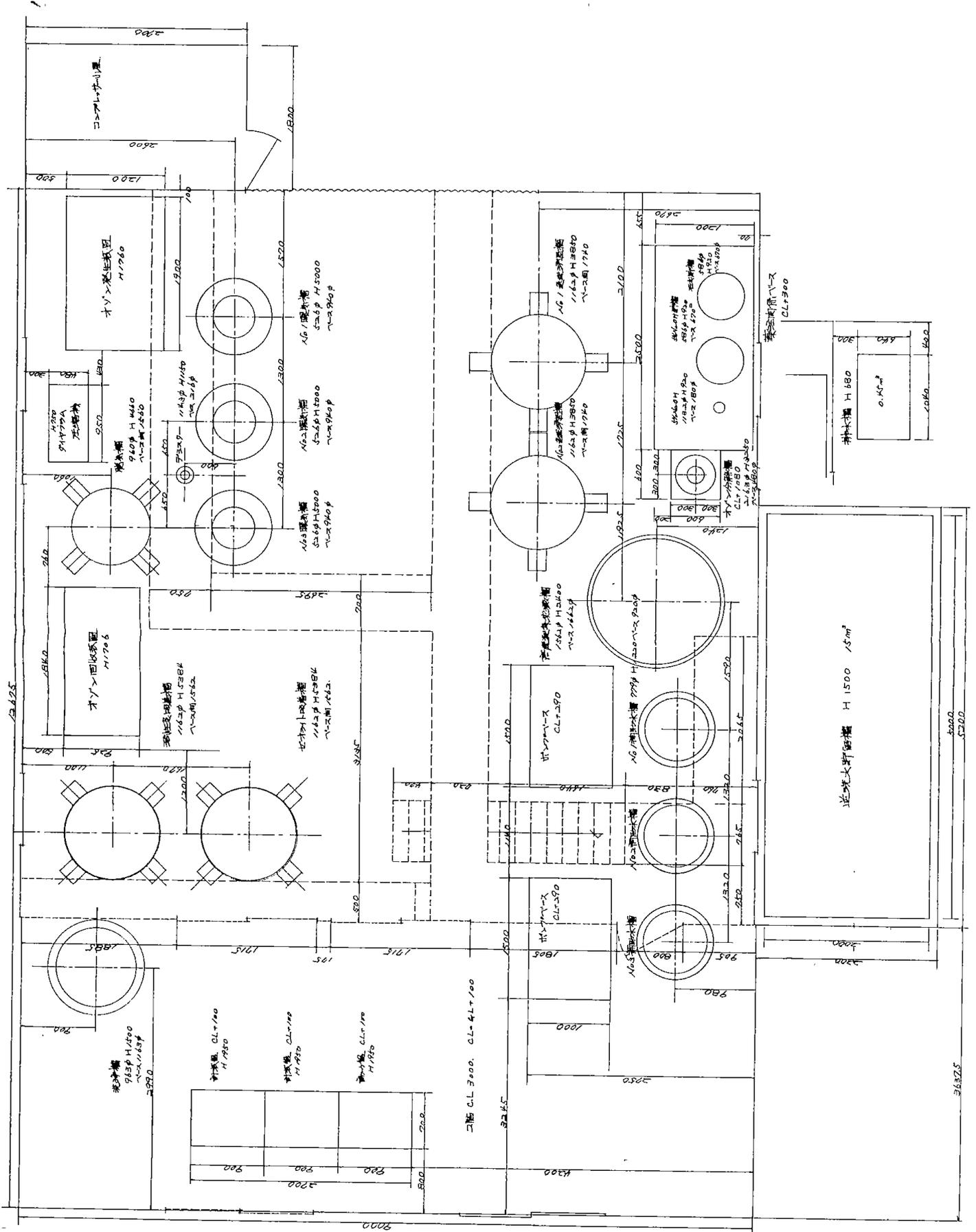
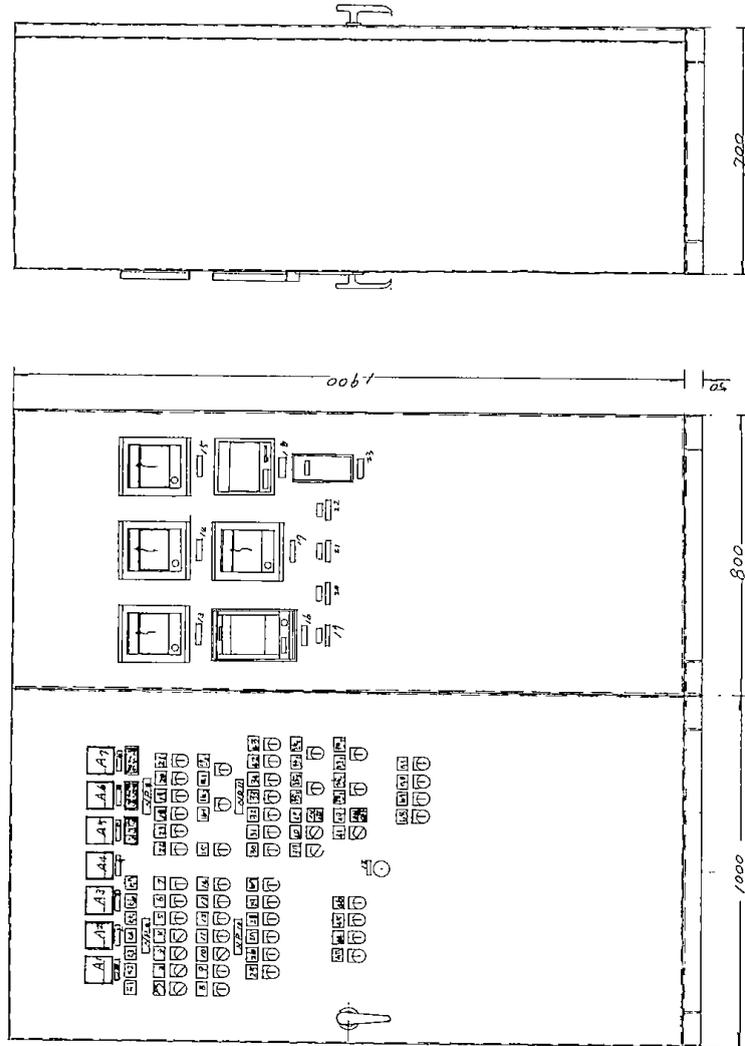


図4 コントロールパネル



白鷺制御機
寸法 1000×800×1350mm×700
色 7584/15(70.814)

No.	名	記
64	No.2 注湯	
65	No.2 注湯	
66	No.2 注湯	
67	冷却水用ポンプ	
68		
69		
70		
71		
72		
73		
74		
75		

No.	名	社	No.	名	記
100	水	流	20	No.2 湯戻法弁	
2	麻水・薬注系統		21	No.2 湯戻法弁	
3	砂濾過系統		22	薬液ポンプ	
4	吸着塔系統		23	薬液ポンプ	
5	排ガス処理系統		24		
6	ポンプ		25	ポンプ	
7	排水ポンプ		26	ポンプ	
8	排水・薬注系統		27	ポンプ	
9	汚濁処理系統		28	ポンプ	
10	排水ポンプ		29	ポンプ	
11	排水ポンプ		30	ポンプ	
12	ポンプ		31	ポンプ	
13	ポンプ		32	ポンプ	
14	ポンプ		33	ポンプ	
15	ポンプ		34	ポンプ	
16	ポンプ		35	ポンプ	
17	ポンプ		36	ポンプ	
18	ポンプ		37	ポンプ	
19	ポンプ		38	ポンプ	
20	ポンプ		39	ポンプ	
21	ポンプ		40	ポンプ	
22	ポンプ		41	ポンプ	
23	ポンプ		42	ポンプ	
24	ポンプ		43	ポンプ	
25	ポンプ		44	ポンプ	
26	ポンプ		45	ポンプ	
27	ポンプ		46	ポンプ	
28	ポンプ		47	ポンプ	
29	ポンプ		48	ポンプ	
30	ポンプ		49	ポンプ	
31	ポンプ		50	ポンプ	
32	ポンプ		51	ポンプ	
33	ポンプ		52	ポンプ	
34	ポンプ		53	ポンプ	
35	ポンプ		54	ポンプ	
36	ポンプ		55	ポンプ	
37	ポンプ		56	ポンプ	
38	ポンプ		57	ポンプ	
39	ポンプ		58	ポンプ	
40	ポンプ		59	ポンプ	
41	ポンプ		60	ポンプ	
42	ポンプ		61	ポンプ	
43	ポンプ		62	ポンプ	
44	ポンプ		63	ポンプ	
45	ポンプ				
46	ポンプ				
47	ポンプ				
48	ポンプ				
49	ポンプ				
50	ポンプ				
51	ポンプ				
52	ポンプ				
53	ポンプ				
54	ポンプ				
55	ポンプ				
56	ポンプ				
57	ポンプ				
58	ポンプ				
59	ポンプ				
60	ポンプ				
61	ポンプ				
62	ポンプ				
63	ポンプ				

図6 クラリアファイヤー
(かくはん翼他)

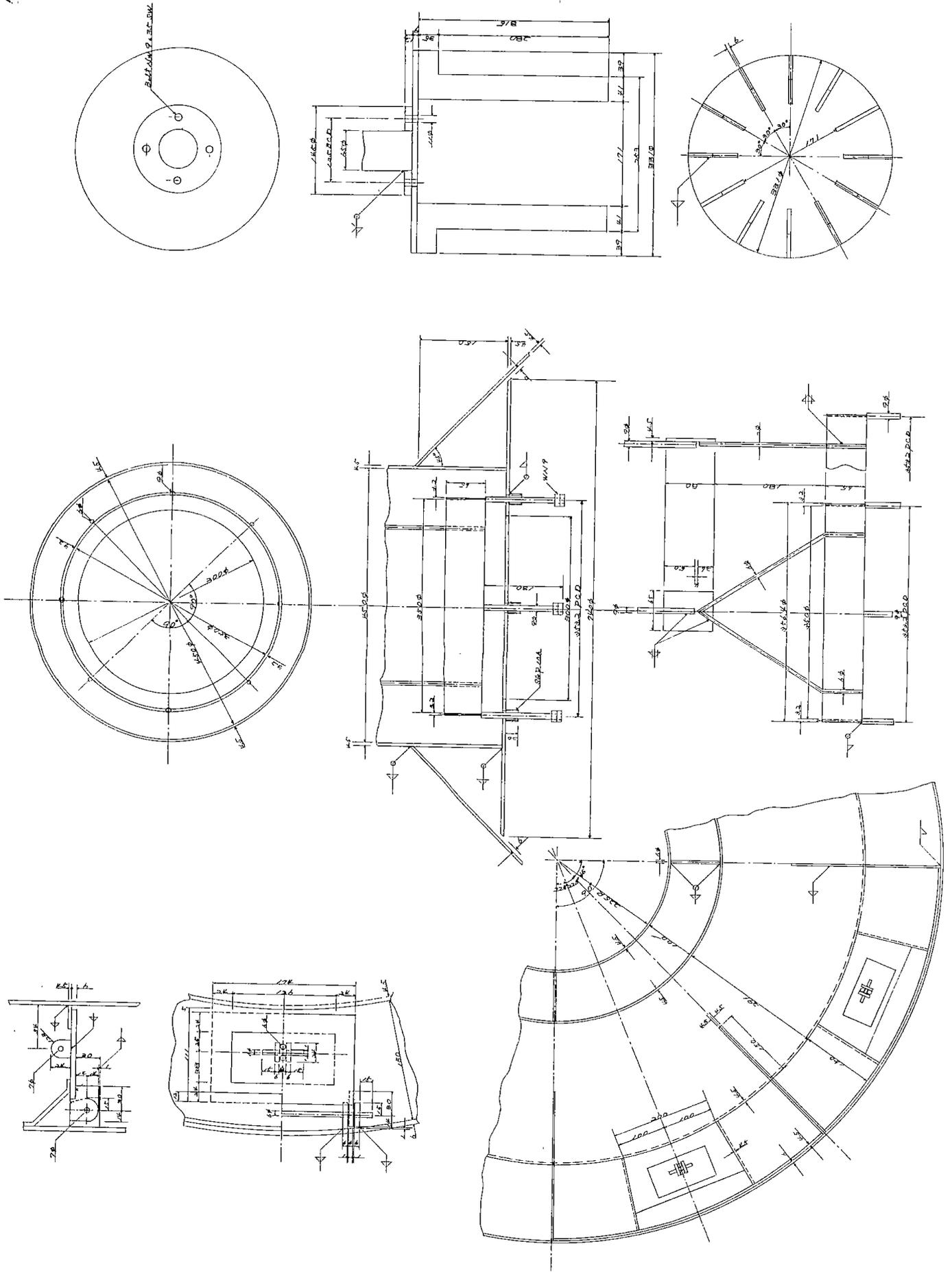
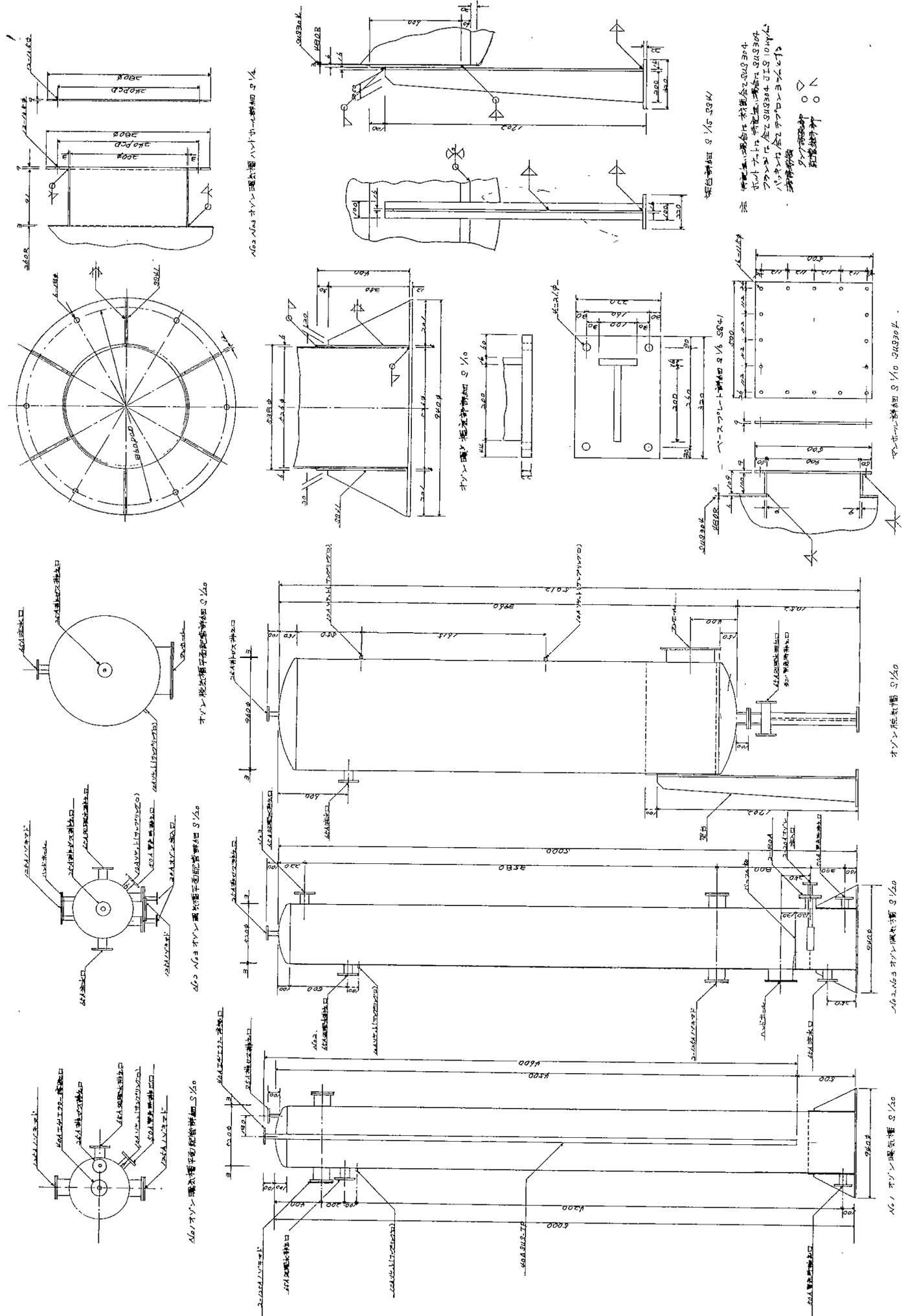
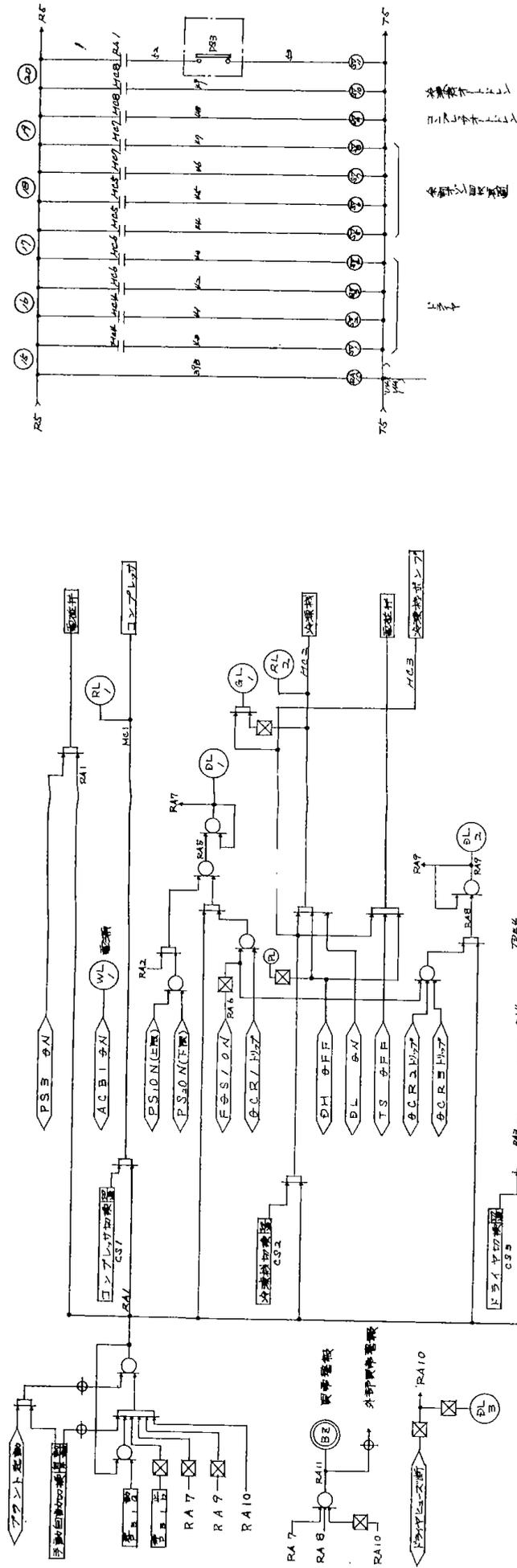


図 8 オゾン接触槽





オゾン回収装置動作フロー図

図11 オゾン回収装置
動作フロー

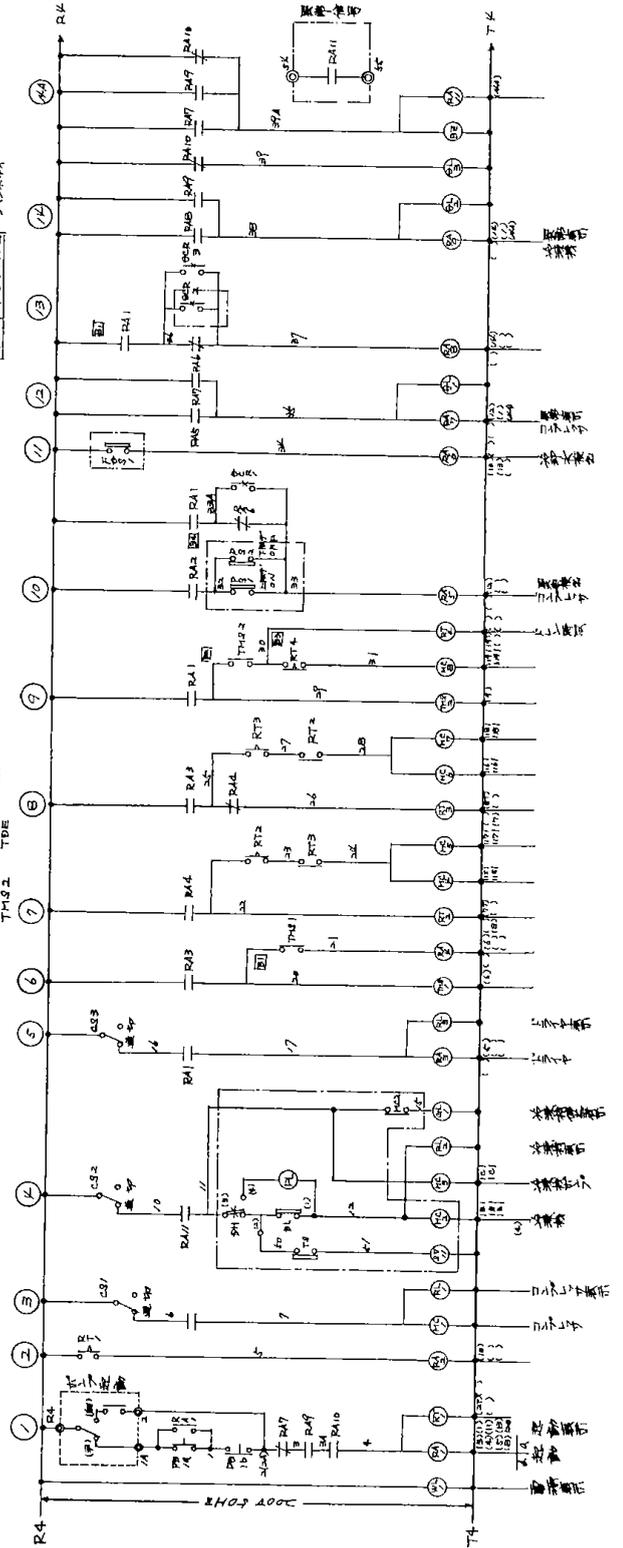
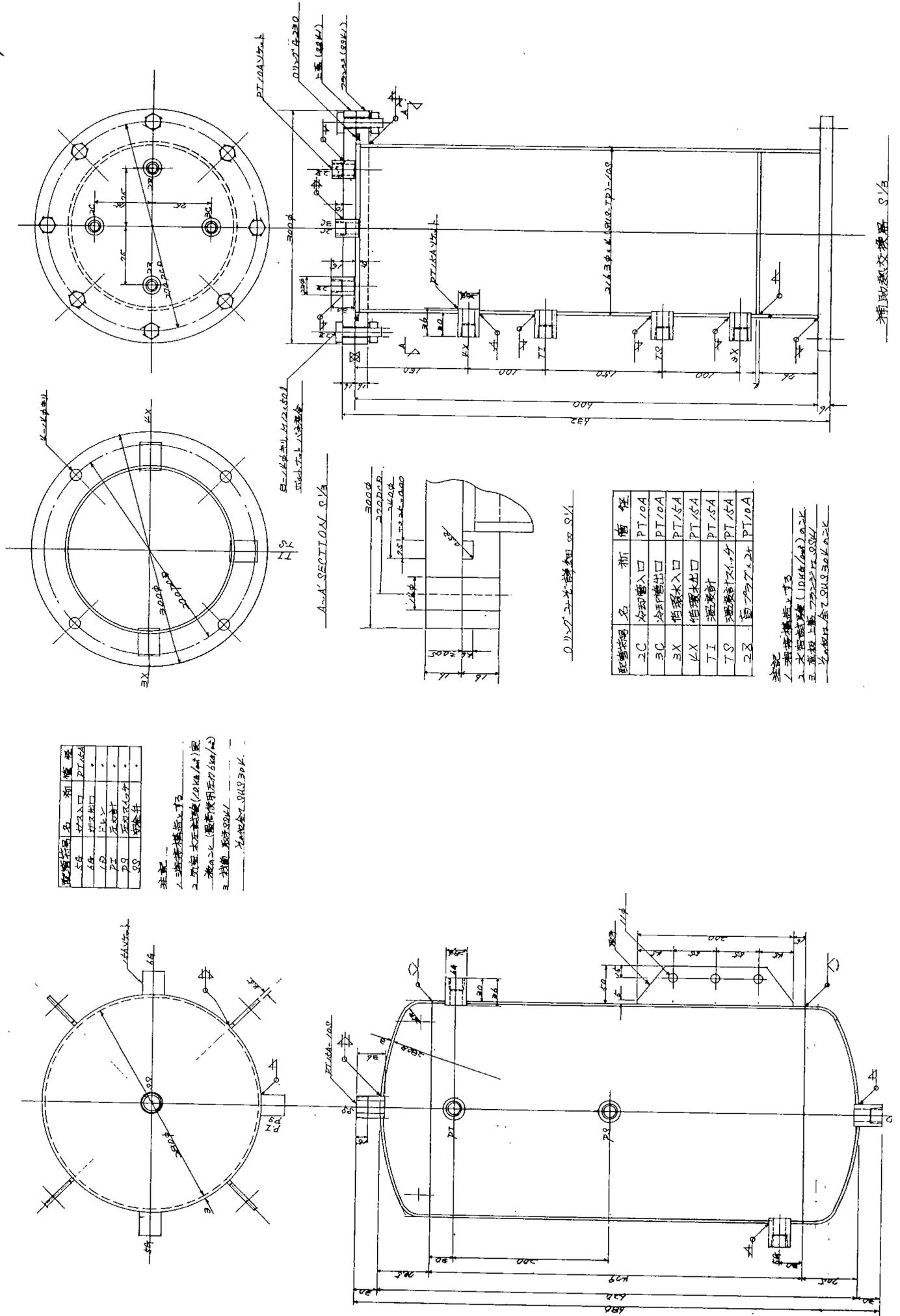
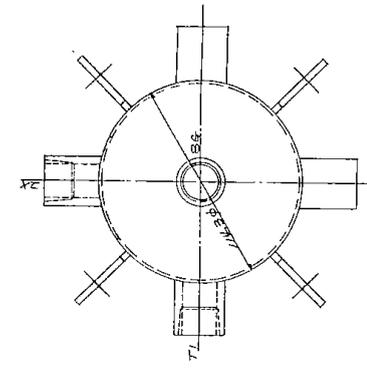
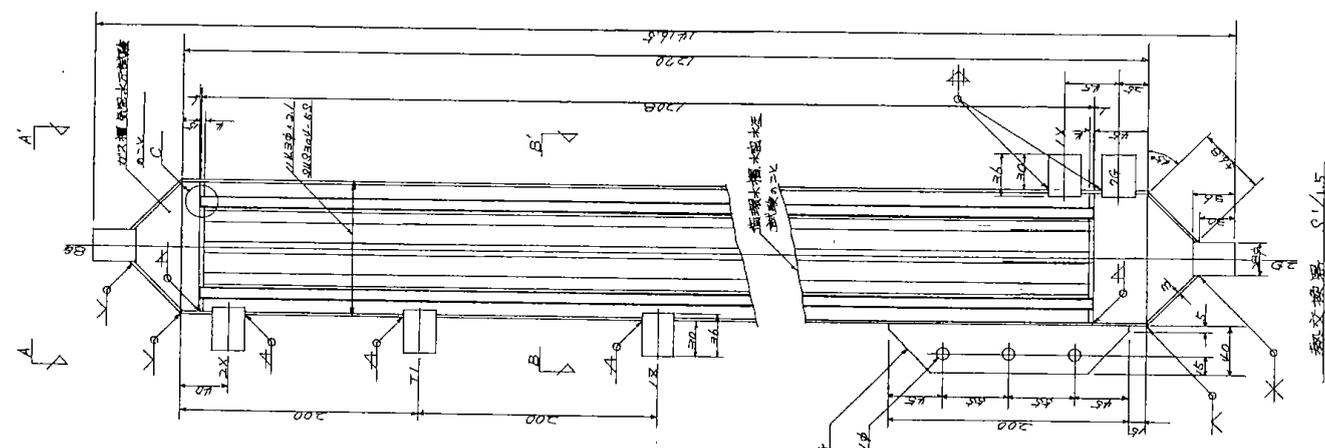
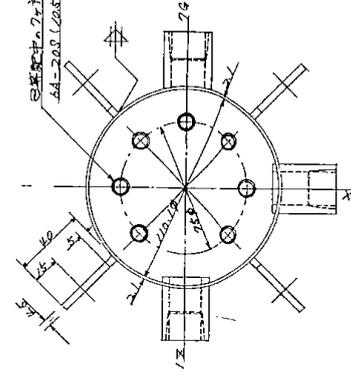


図12 オゾン濃縮回収装置

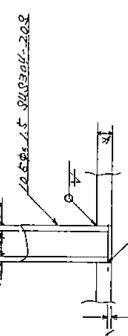




A-A' SECTION 3/4



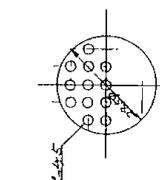
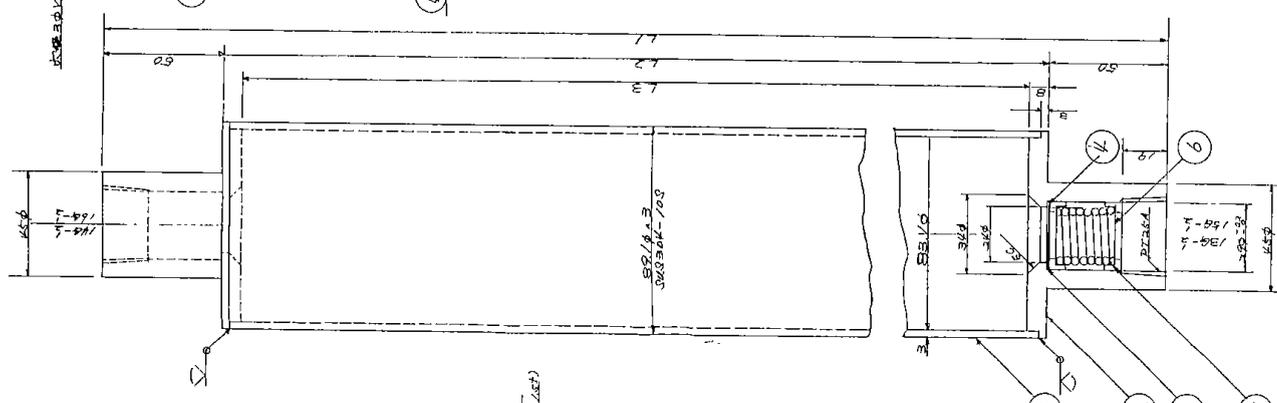
B-B' SECTION 1/2



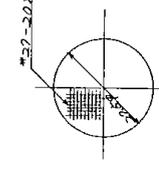
C SECTION 1/4

配管名称	材質	管径
1 X 乾燥水入口	PT454	φ100
2 X 乾燥水出口	PT454	φ100
3 X 冷却水入口	PT454	φ100
4 X 冷却水出口	PT454	φ100
5 X 排気口	PT454	φ100
6 X 排気口	PT454	φ100
7 X 排気口	PT454	φ100
8 X 排気口	PT454	φ100

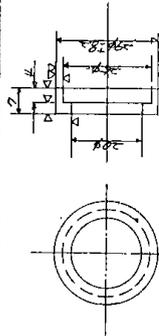
注記
 1 標準構造とする
 2 材質 鋼板厚 10mm



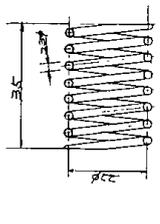
③ ストレーナ(I) t=0.5 S/V



④ ストレーナ(II) S/V



⑤ ハネキャップ S/V



⑥ スプリング、軸方向、右、両端差差1、
 公差距離の325K8/m、差数7...S/V

配管名称	材質	管径	高さ
1 X 乾燥水入口	PT454	φ100	1100
2 X 乾燥水出口	PT454	φ100	1100
3 X 冷却水入口	PT454	φ100	1100
4 X 冷却水出口	PT454	φ100	1100
5 X 排気口	PT454	φ100	1100
6 X 排気口	PT454	φ100	1100
7 X 排気口	PT454	φ100	1100
8 X 排気口	PT454	φ100	1100

配管名称	材質	管径
1 X 乾燥水入口	PT454	φ100
2 X 乾燥水出口	PT454	φ100
3 X 冷却水入口	PT454	φ100
4 X 冷却水出口	PT454	φ100
5 X 排気口	PT454	φ100
6 X 排気口	PT454	φ100
7 X 排気口	PT454	φ100
8 X 排気口	PT454	φ100

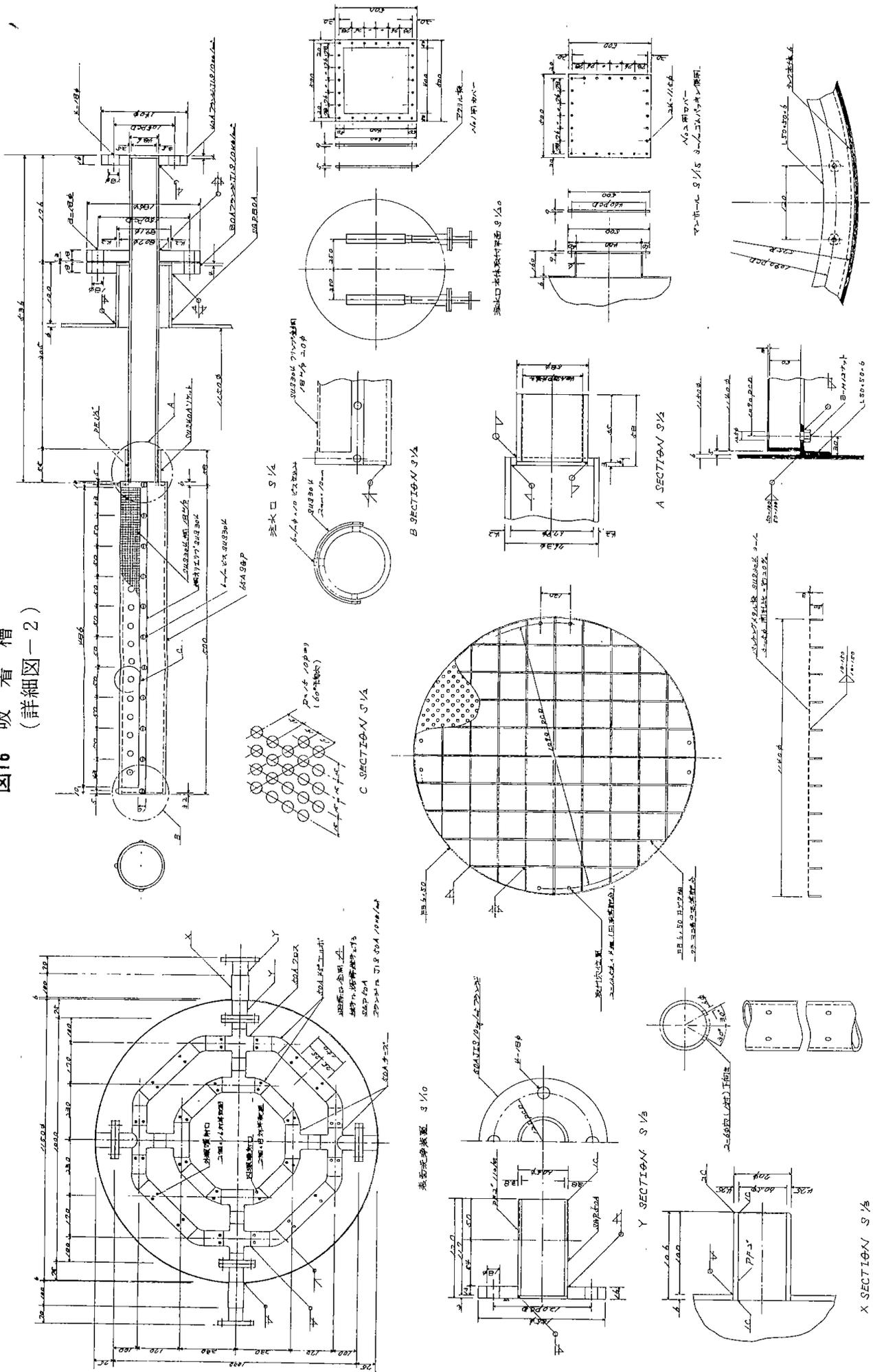
注記
 1 材質 鋼板厚 10mm
 2 公差距離 公差距離の325K8/m、公差数7...S/V

図13 オゾン回収装置
 (熱交換器・乾燥器)

オゾン回収器、乾燥器 S/V.5

熱交換器 S/V.5

图16 吸着槽 (詳細図-2)



下部翼木板取付詳細 3/4

下部翼木板 3/4

圓筒口取付細 3/4

X SECTION 3/4

図17 吸着槽 バルブ他

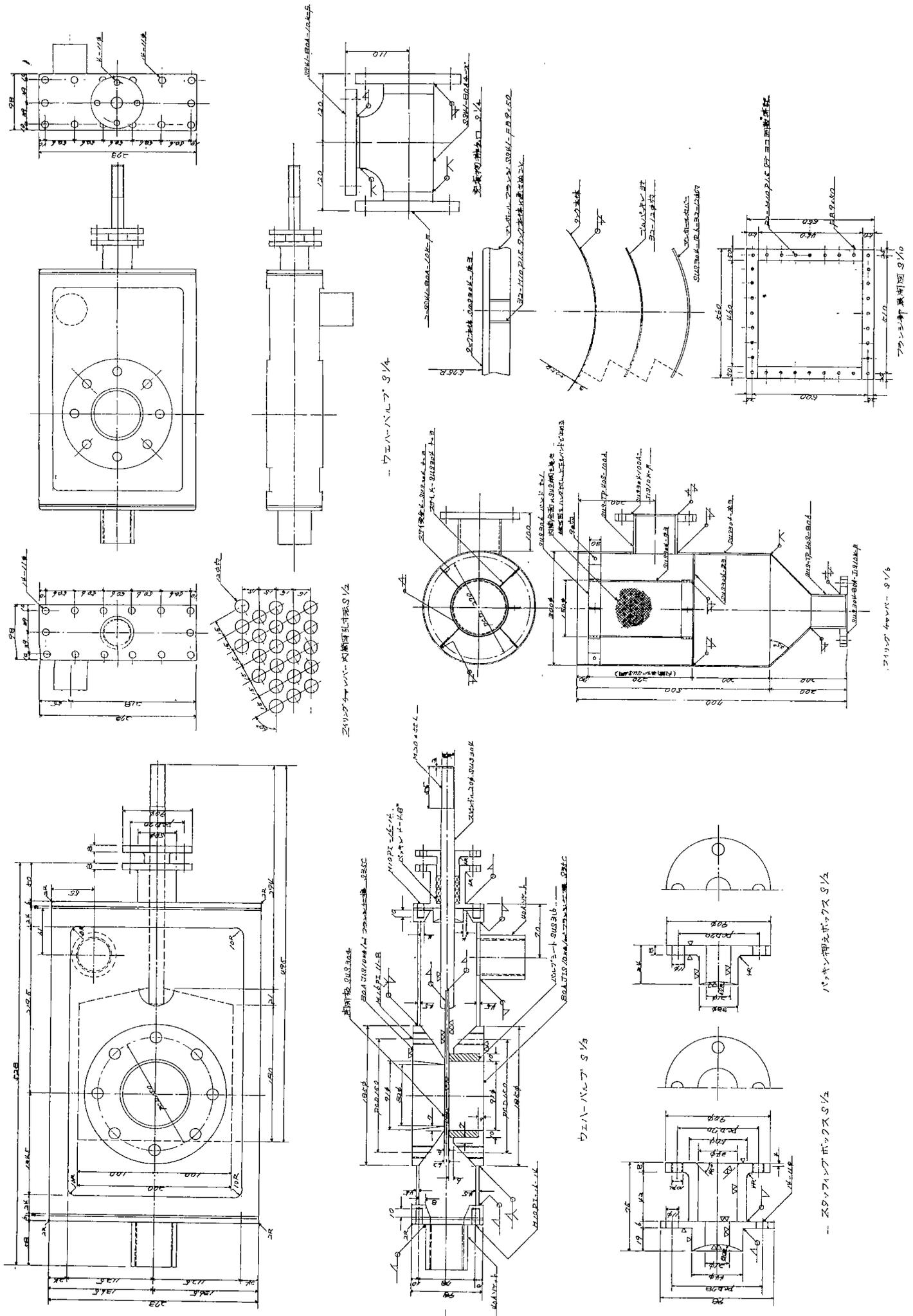
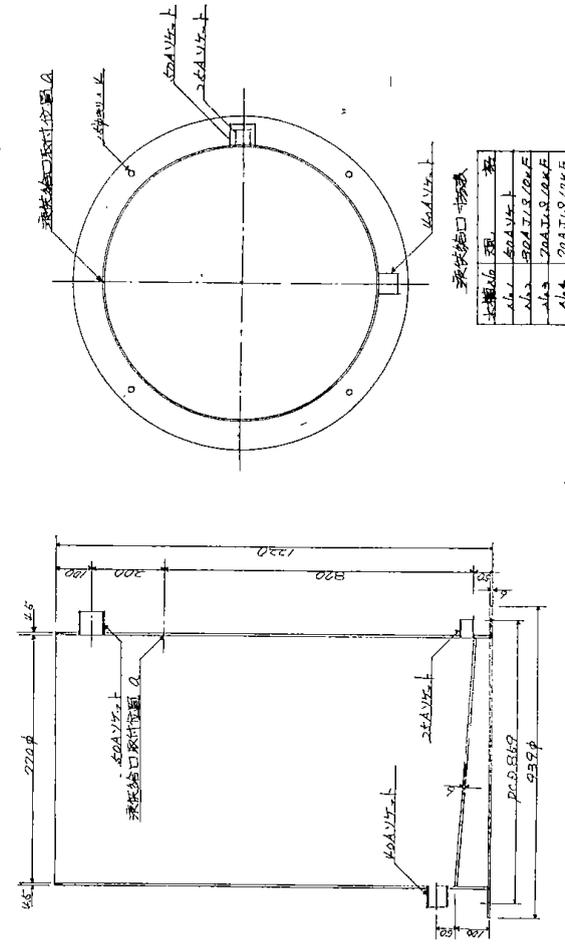


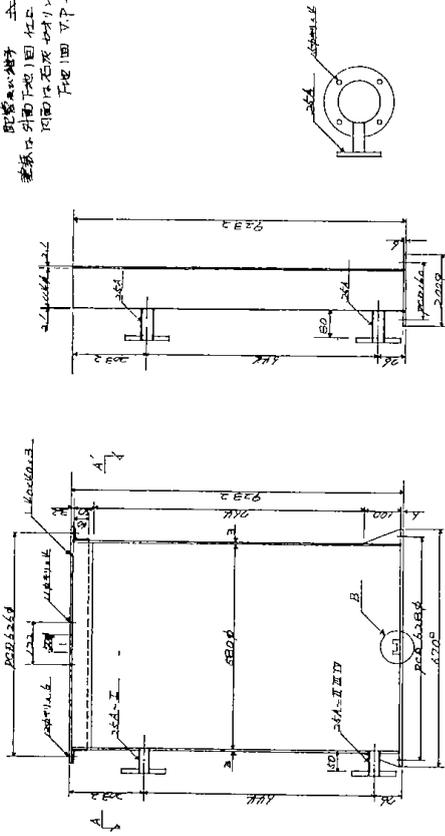
図19 薬剤タンク

材質 炭素鋼 JIS 5004
 容量 1000ℓ
 構造 外周に鋼板を巻付け、
 内面に石炭ヤカリを充填する。
 (注) 鋼板の厚さは 10mm 以上とする。

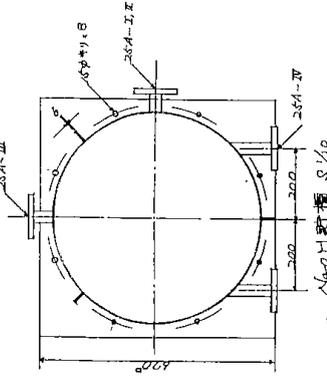


記号	名称
1	KOAノット
2	薬剤出口取付位置
3	鋼板取付位置

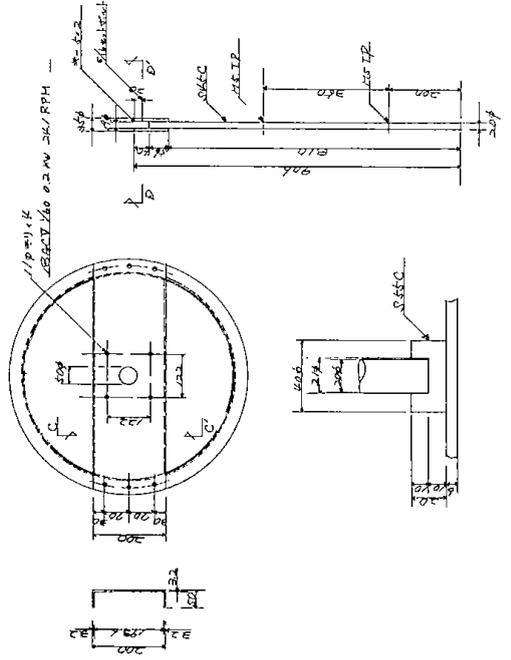
鋼板取付位置 1/10



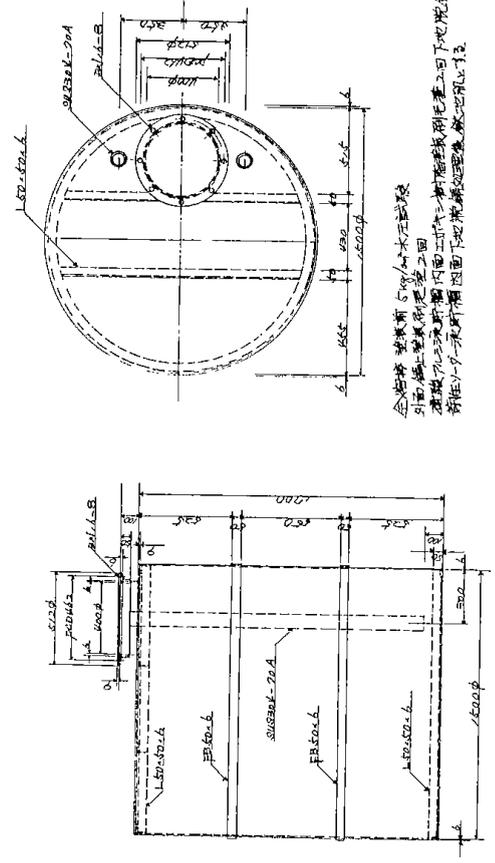
鋼板取付位置 1/10



石炭ヤカリ充填位置 1/10



D-B SECTION 1/10



薬剤取付位置 1/10

全容積 炭素鋼 JIS 5004
 外周に鋼板を巻付け、
 内面に石炭ヤカリを充填する。
 (注) 鋼板の厚さは 10mm 以上とする。